HAL
open science

Etude d'un nouveau type de réacteur à biomasse immobilisée : application à la dénitrification et à la méthanisation de solutions aqueuses

Saïd Naji

To cite this version:

Saïd Naji. Etude d'un nouveau type de réacteur à biomasse immobilisée : application à la dénitrification et à la méthanisation de solutions aqueuses. Sciences de l'ingénieur [physics]. Université Paul Verlaine - Metz, 1985. Français. NNT : 1985METZ001S . tel-01775678

HAL Id: tel-01775678

https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01775678

Submitted on 24 Apr 2018

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.

UNIVERSITÉ DE LORRAINE

AVERTISSEMENT

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

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

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

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

LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4
Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10
http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php
http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm

THESE

présentée à l'Université de METZ

en vue de l'obtention du :

DOCTORAT D'ÉTAT ES-SCIENCES

par

Saîd NAJI

Maître-Assistant à l'Ecole Mohammadia

d'Ingénieurs - RABAT - MAROC

ETUDE D'UN NOUVEAU TYPE DE REACTEUR A BIOMASSE IMMOBILISEE APPLICATION A LA DENITRIFICATION ET A LA METHANISATION DE SOLUTIONS AQUEUSES.

BIBLIOTHEQUE UNIVERSITAIRE - METZ

N° inv	1985002 S
Cote	S/M3 85/1
Loc	Magasin

Soutenue le 4 juillet 1985 devant la commission d'examen :

Président : M. BLOCK J.C.
Directeur du Centre des Sciences d'Environnement - METZ

Examinateurs : MM. BELKHADIR E.M.
Doyen de la Faculté des Sciences - MEKNES - MAROC

COLIN F.
Directeur Scientifique de l'I.R.H. - NANCY

PROST C.
Professeur à l'I.U.T. Université NANCY I

Mlle VASSEUR P.
Professeur au C.S.E. - METZ

UNIVERSITE DE METZ BIBLIOTHEQUE

AVANT PROPOS

Ce travail a été réalisé à l'Institut de Recherches Hydrologiques (I.R.H.) à Nancy. Que sa direction trouve ici l'expression de ma gratitude pour m'avoir permis d'accomplir cette recherche dans ses laboratoires, me faisant bénéficier des importants potentiels techniques et humains qui y sont mis en oeuvre.

Je tiens particulièrement à exprimer ma vive reconnaissance à Monsieur F. COLIN d'avoir bien voulu m'accepter dans son équipe de recherches et avoir inspiré et dirigé ce travail, tout en me faisant bénéficier de ses nombreuses compétences.

Qu'il me soit permis d'exprimer mes profonds remerciements à Monsieur le Professeur J.C. BLOCK, d'avoir accepté la présidence de ce jury et qui par ses critiques et ses suggestions a contribué à l'élaboration et l'amélioration de ce manuscrit. Je tiens particulièrement à rendre hommage à sa compétence et à ses grandes qualités humaines.

J'apprécie particulièrement la présence parmi les membres du jury de Monsieur le Professeur E.M. BELKHADIR qui n'a cessé de me prodiguer ses précieux conseils. Sa participation au jury et l'intérêt qu'il porte à ce travail m'honorent.

Qu'il me soit permis de remercier Monsieur le Professeur C. PROST, pour avoir bien voulu examiner ce travail et me faire l'honneur de sa présence.

Que Mademoiselle le Professeur P. VASSEUR, qui a accordé son attention à ce travail et accepté de participer à ce jury, trouve ici l'expression de ma gratitude.

Je renouvelle mes remerciements chaleureux à tout le personnel de l'I.R.H. pour sa précieuse et importante aide technique et pour avoir rendu mon séjour plus agréable. Ces remerciements s'adressent tout particulièrement à :

- Messieurs J.M. GERARD, F. SIEBERT, A. VAUTRIN,
- Madame M.J. JOURDAIN pour les dosages d'A.T.P.,
- Madame M. HENNEQUIN, qui a assuré avec compétence, dans des conditions difficiles, la tâche de frappe du manuscrit.

Enfin, je ne saurais oublier mes proches, à qui je dédie ce travail, pour leur patience et leur compréhension d'avoir accepté une aussi longue séparation.

Nous remercions la SOCIETE S.O.B.E.A. qui a financé l'ensemble des programmes de recherche relatifs au thème et se trouve propriétaire des résultats, d'en avoir accepté la publication pour la rédaction de cette thèse.

SOMMAIRE

page

I - INTRODUCTION 2

II - ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE 4

II - 1 - Conception et classification des réacteurs biologiques anaerobies et anoxiques 4

II - 1.1 Procédés à biomasse en suspension sans support 5
II - 1.2 Réacteurs à biomasse immobilisée et fixée 10
II - 1.3 Etude critique des limites des procédés 16
II - 1.4 Conclusion 19

II - 2 - Caractérisation d'un réacteur biologique à garnissage poreux immergé 21

II - 2.1 Etude hydrodynamique dans un réacteur à garnissage immergé 21
II - 2.2 Etude de la modélisation d'un réacteur biologique à garnissage poreux immergé 27
II - 2.3 Conclusion 34

II - 3 - Dénitrification biologique 35

II - 3.1 Description des phénomènes fondamentaux 35
II - 3.2 Différentes voies biologiques de la dénitrification 39
II - 3.3 Facteurs influants sur la dénitrification 44

II - 4 - Méthanisation 54

II - 4.1 Description des phénomènes fondamentaux 54
II - 4.2 Facteurs influants 59

III - MATERIELS ET METHODES 71

III - 1 - Réacteur à biomasse immobilisée (R.B.I.) 71

III - 2 - Les méthodes d'étude 73

III - 2.1 Méthodes analytiques 73
III - 2.2 Détermination du modèle hydraulique 76
III - 2.3 Modèle de contrôle et du suivi de la méthanisation 78

IV - ETUDES EXPERIMENTALES DE LA DENITRIFICATION DES EAUX POTABLES ET DE LA METHANISATION PAR LE R.B.I. 84

IV - 1 - Dénitrification des eaux superficielles 84

IV - 1.1 Moyens expérimentaux 84
IV - 1.2 Résultats expérimentaux 90
A - Paliers de charge 90
B - Etude du rendement en fonction de la température 92
C - Suivi le long d'un cycle de fonctionnement 99
D - Etude de l'influence de la perte de charge 103
D1 - Variation de la perte de charge en fonction du temps 104
D2 - Influence de la perte de charge sur l'élimination des nitrates 108
D3 - Etude expérimentale de la production de biomasse 109
E - Suivi de la dénitrification le long des colonnes 114
F - Etude de l'écoulement hydraulique 117

page

IV - 1.3 Conclusion 123

IV - 2 - La méthanisation de la pollution organique dissoute 127

IV - 2.1 Moyens expérimentaux 127
IV - 2.2 Résultats expérimentaux 133
A - Suivi des performances en fonction de la charge en D.C.O. 133
B - La production de gaz 143
C - Etude de l'influence de la nature du substrat 146
D - Etude de l'écoulement hydraulique 149
D1 Etude de la distribution du temps de séjour 149
D2 Etude de l'évolution de la perte de charge 151
D3 Décolmatage des réacteurs 154
E - Etude de l'influence des perturbations 155
E1 Conséquences d'un arrêt d'alimentation 155
E2 Etude de l'augmentation de charge 160
E3 Effet d'une chute de température 164

IV - 2.3 Conclusion 166

V - MODELISATION DU R.B.I. 169

V - 1 - L'approche par un réacteur-plan 170

V - 1.1 Hypothèses 171
V - 1.2 Les équations des bilans - matières 171

V - 2 - Caractéristiques physiques du R.B.I. 176

V - 2.1 Etat initial du réacteur 178
V - 2.2 La répartition du volume d'un réacteur élémentaire 180
V - 2.3 Modélisation du réacteur utilisé en dénitrification 185
V - 2.4 Méthode de la détermination des différents paramètres 186

V - 3 - L'application du modèle en dénitrification 189

V - 3.1 Choix des constantes 189
V - 3.2 Influence des conditions d'ensemencement 190
V - 3.3 Détermination de l'exposant q 193
V - 3.4 Etude de la validité du modèle pour différentes charges 198

V - 4 - Conclusion 202

Nomenclature du modèle 203

Conclusions générales 204

Liste bibliographique 207

Annexes 220

INTRODUCTION

Dans le domaine du traitement biologique des eaux contaminées, de nombreuses recherches portent sur la mise au point de nouveaux systèmes adéquats et spécifiques aux divers polluants et répondant à de sévères critères sanitaires, techniques, économiques.

C'est dans ce cadre qu'un nouveau type de réacteur a été conçu et mis au point à l'I.R.H. Il peut être classé parmi les réacteurs biologiques immergés à garnissage inerte et fixe.

La nature et les caractéristiques des particules du garnissage ont permis une conception particulière de ce nouveau réacteur, dit à "biomasse immobilisée" (R.B.I.), dont le concept diffère nettement de celui des réacteurs à "biomasse fixée" déjà connus, dont il cumule les avantages avec ceux d'une très faible consommation énergétique.

Des travaux internes ont montré l'intérêt de son application dans plusieurs domaines.

Nos travaux de recherche, dont il est rendu compte ici, ont porté sur le traitement des eaux par le R.B.I. en anoxie et en anaerobiose.

Spécifiquement, le R.B.I. a été mis en oeuvre pour la dénitrification des eaux potabilisables et pour la méthanisation d'une pollution organique soluble, traitements s'opérant à l'abri de l'air, donnant lieu à la production d'une phase gazeuse et montrant respectivement une cinétique de croissance bactérienne rapide et lente.

En conséquence, nous avons adopté le plan suivant pour la présentation de nos travaux :

<u>1ère partie</u>

Nous avons d'abord effectué une analyse bibliographique de l'état de connaissance en matière de réacteurs biologiques anoxiques et anaerobies, nous permettant de justifier la conception et l'intérêt du réacteur à biomasse immobilisée.

Il nous est ensuite apparu nécessaire de réaliser une étude bibliographique des moyens de caractérisation des réacteurs biologiques.

2ème partie

Celle-ci est essentiellement consacrée à la description des matériels et méthodes utilisés :

- conception du réacteur à biomasse immobilisée,
- ses applications éventuelles,
- description des différentes techniques analytiques,
- méthodes utilisées pour la détermination des temps de séjour et l'exploitation des résultats,
- bases théoriques du modèle permettant le contrôle et le suivi de la méthanisation.

3ème partie

Nous y avons reporté : l'étude expérimentale de la dénitrification des eaux à potabiliser et celle de la méthanisation d'une pollution organique soluble.

Ces études consistent à déterminer les performances obtenues par le R.B.I. et les limites de son fonctionnement, en fonction des charges appliquées et différents paramètres influant sur chacun des deux traitements, température, perte de charge, etc.

Nous avons également étudié la réponse de ce réacteur à des perturbations éventuelles lors d'un fonctionnement stable.

4ème partie

La modélisation du réacteur à biomasse immobilisée permet d'approcher son fonctionnement par l'introduction de paramètres relativement faciles à déterminer puis d'étudier leur influence sur l'efficacité du R.B.I.

II - ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

II - 1 Conception et classification des réacteurs biologiques anaérobies et anoxiques

Toute conception d'un nouveau type de réacteur est dictée par des besoins spécifiques, mais aussi par des contraintes techniques et économiques.

Dans le cas du traitement des eaux par voie biologique, plusieurs facteurs pèsent sur la conception du réacteur :

- les facteurs physico-chimiques caractérisant l'influent en particulier : les matières en suspension, les éléments à éliminer et le débit à traiter,
- les facteurs biologiques comme la densité et l'activité des microorganismes assurant le traitement, l'équilibre entre les différents composants de l'écosystème microbien et les conditions optimales de métabolisme des microorganismes (température, pH, facteurs limitants, cofacteurs ...),
- les contraintes économiques : se répartissent entre les coûts d'installation, d'exploitation et d'entretien.

Le plus souvent, l'épuration des effluents est réalisée en milieu aérobie, processus rapide et mieux maîtrisé sur le plan biologique et engineering que les milieux anaérobies.

Mais ce procédé n'assure pas une valorisation énergétique des matières organiques et ses besoins énergétiques sont assez importantes (de l'ordre de 0,8 Kwh/kg DCO éliminé, NICOL, 1982).

La crise énergétique tend donc à favoriser le développement du traitement anaérobie des effluents chargés en matières biodégradables.

De plus, dans le cadre des économies d'eau, le fait que les industries en consomment de moins en moins, a pour conséquence, dans certains cas, une concentration élevée en matières organiques des rejets, qui favorise le développement du procédé de méthanisation. Enfin, la faible production de boues - le traitement anaérobie a un rendement cellulaire de 10 à 20 fois plus faible que celui aérobie - renforce l'intérêt de ce type de traitement.

Mais le procédé anaérobie ne permettant pas dans la plupart des cas de respecter les normes de rejet ou d'utilisation, il doit être considéré comme un complément des autres procédés.

La diversité des domaines d'application des traitements biologiques a entraîné la mise au point de très nombreux types de réacteurs, fonctionnant seuls ou en combinaison avec d'autres. Aussi, se limitera-t-on, par la suite, à présenter globalement le concept des différents types de réacteurs existants et ce pour des substrats dissous dans les eaux, suivis de quelques exemples de leur expérimentation et d'une étude critique, nous permettant la justification de la conception du réacteur à biomasse immobilisée, utilisé dans la partie expérimentale de ce travail.

II - 1.1 Procédés à biomasse en suspension sans support

Ces procédés à biomasse en suspension sont utilisés principalement pour la stabilisation anaérobie des boues.

a - Réacteur à étage unique

Dans le cas du réacteur à étage unique, mis en oeuvre pour le traitement des boues de stations d'épuration des petites collectivités et des résidus agricoles, celui-ci se compose d'une cuve unique, où l'alimentation et le soutirage sont le plus souvent réalisés en discontinu.

Des températures basses (< 8°C) entraînent un arrêt presque total de la digestion et il est alors nécessaire de prévoir un système de chauffage, BERNARD (1978).

Etant donné l'absence de recyclage des boues, le temps de rétention est égal au temps de séjour hydraulique et doit être d'autant plus élevé que la température du milieu est basse. Le temps de rétention de ces boues est d'autant plus grand qu'une partie seulement du réacteur est réservée à la digestion, ce qui impose des dimensions importantes à l'ouvrage.

L'absence d'agitation ne favorise pas l'optimisation de l'activité biologique. La production du méthane - qui n'est envisagée dans ce cas que comme une conséquence de la fermentation - est faible et surtout irrégulière.

Une utilisation maximale du volume du réacteur, des temps de séjour plus faibles et une meilleure répartition de la chaleur sont obtenus par brassage mécanique, hydraulique ou gazeux. Il n'empêche que le système reste sensible aux variations extérieures et son bon fonctionnement dépend avant tout de la teneur en matières sèches (M.S.), par exemple pour des M.S. < 3 %, il est nécessaire d'installer un séparateur(BUHR et ANDREWS, 1977) entraînant la conception du réacteur à deux étages.

b - Réacteur à deux étapes

Ce réacteur est composé de deux ouvrages :

. le digesteur primaire, brassé et régulièrement chauffé, assurant la fonction de la digestion proprement dite,

. le 2ème ouvrage permettant de terminer la digestion, d'évacuer les flottants et de concentrer les boues afin de les recycler dans le digesteur primaire.

Ainsi le temps de rétention de la biomasse est plus grand et conduit à des volumes du digesteur primaire plus faibles que pour le digesteur unique.

D'autres options du système à deux étapes ont été conçues : ainsi au cours de la méthanisation, une population des bactéries hydrolytiques et acidogènes se développe dans le premier digesteur et une population méthanigène se développe séparément dans le second ouvrage. Un tel système, particulièrement adapté aux effluents concentrés et chauds, pose toutefois des problèmes de régulation et de contrôle des espèces bactériennes mises en cause, BORCHARDT (1971).

Dans ce type de réacteurs de conception moderne, il est possible d'atteindre au stade industriel des charges variant, suivant la nature du substrat, entre 3 et 10 kg DCO/m3.j. Les rendements varient de 70 à 90 %, avec une production de gaz riche en méthane (NICOL, 1982).

c - Réacteurs à lit de boues

Les réacteurs à lit de boues ont fait l'objet de différentes études, parmi lesquelles le procédé UASB (up flow anaerobic sludge blanket).

Dans ce procédé l'eau à épurer est injectée en régime ascendant au travers d'un lit de boues constitué par des flocs de bactéries, en d'autre terme, c'est une "filtration" à travers un lit de boues.

Les risques de colmatage sont, en principe, évités sauf si l'effluent contient de fortes concentrations de calcium, entraînant une précipitation de carbonate de calcium dans le réacteur (cas de certains effluents de sucreries).

Ce procédé a été utilisé pour la méthanisation et s'adaptait à des charges élevées de 5 à 10 kg DCO/m3.j (NICOL, 1982).

Ce système est très sensible à toute variation de charge et d'environnement. Ses inconvénients sont multiples :

. création des courts-circuits en cas de compacité de la boue,

. nécessité d'une bonne répartition des fluides à travers le lit,

. nécéssité d'une bonne adaptation (problème du changement de la nature du substrat),

. entraînement des flocs de boues par les bulles de gaz,

. risque de colmatage,

. variation de la température et du pH,

. problème du lessivage causé par des variations du débit,

. sensibilité à un corps toxique.

Plusieurs chercheurs ont essayé d'améliorer ce système, en utilisant la fosse à double étage (Imhoff) fonctionnant à l'envers, une partie supérieure aménagée en décanteur permettant aux particules piégées de redescendre dans la zône de digestion. L'homogénéisation du lit est théoriquement obtenue par le gaz qui se dégage de la digestion.

Pour que le dégazage soit efficace, il faut que la charge organique soit considérable. Ceci n'est donc applicable qu'à des rejets facilement biodégradables et implique que le rejet ne soit pas trop concentré, bien tamponné pour éviter un déséquilibre en faveur de la flore acide au détriment de celle méthanigène.

En tout état de cause, le système est très fragile, une variation instantanée entraîne en quelques heures une chute de pH et une réduction de 50 % de la production de méthane (VAN DER MEER et al. 1976).

Utilisant le même principe que le réacteur à lit de boues, d'autres systèmes ont été proposés. Ainsi, dans le digesteur - décanteur brassé, la séparation entre la zône de digestion et celle de décantation est assurée par une toile plastifiée. Ce procédé semble plus économique et techniquement valable pour traiter des résiduaires de sucreries (DCO $\simeq$ 6000 mg/l). Mais le gradient de température peut conduire à des courants de convection entraînant une perte de boues avec l'effluent. En plus, des déchirures importantes de la toile augmentent les pertes de gaz. Pour remédier à ces problèmes, l'ouvrage peut être réalisé en béton posant des problèmes de coût et de génie civil.

Parmi les applications du réacteur UASB, citons :

. une installation industrielle à double étage a été réalisée en Hollande pour traiter les effluents de sucreries et de raffineries.

Le tableau 1 résume les rendements de la dénitrification et de digestion combinés (LETTINGA et al., 1979), et montre que le passage d'une charge de 5 à 10 kg DCO/m3.j, avec l'acétate comme source de carbone, entraîne une chute de rendement d'élimination de la DCO de 40 % et celui

d'élimination des nitrates de 60 %. Par contre, pour une charge constante de 19,7 kg DCO/m3.j, avec un mélange d'alcools comme source de carbone, une réduction des concentrations de la DCO et des nitrates de l'affluent de 90 % entraîne une faible chute des rendements d'élimination en DCO et en NO_3^-.

Tableau 1 : dénitrification par processus de UASB

Charge (source de carbone) kg DCO/m3.j	effluent		T.R.H.* heure	D.C.O. réduction %	Nitrates réduction %
	D.C.O. mg/l	NO_3^- N mg/l			
Acétate :					
5,0	288	68	1,5	98	100
4,8	194	44	0,97	90	99
11,1	178	36	0,38	55	42
Mélange d'alcools :					
19,7	2600	858	3,2	98	89
19,7	495	163	0,6	93	85
19,7	370	123	0,5	91	82
19,7	270	89	0,3	92	77

* TRH : temps de rétention hydraulique

. Mosey (1981) a obtenu des taux d'élimination de 70 - 80 % de la DCO pour des charges de 4 kg DCO/m3.j pour une durée de rétention de 20 heures à une température de 19°C, prouvant la possibilité de travailler à des températures faibles.

. Nelson (1982) se référant à plusieurs travaux en UASB a dressé le tableau 2, permettant de comparer les différentes performances du réacteur à lit de boues pour la méthanisation selon la nature des rejets à traiter, montrant une bonne adaptation de ce procédé pour les rejets agricoles avec des temps de séjour faibles de l'ordre de cinq heures.

Tableau 2 - Performances des réacteurs à lit de boues

Substrat	t jour	T °C	Charge initiale kg/m3.j	% éliminé	Production de CH_4	S_o * g/l DCO
Acétate	0,56 - 3	30	0,4 - 2,5 en DCO	82 - 91	0,274 - 0,327 l CH_4/g DCO élim.	1,15 - 1,4
Rejet domestique reconstitué	0,329-1,25	30	1 - 4,4 en DCO	62 - 92	0,261 - 0,344 l CH_4/g DCO élim.	1,15 - 1,45
Rejet domestique reconstitué	0,3 & 0,633	30	1,9 et 0,9 en DCO	79,7 et 87,5	0,196 et 0,282 l CH_4/g DCO élim	0,57
Sucre	0,173-0,333	30	4,5 - 7,1 en DCO	65 - 89	0,141 - 0,274 l CH_4/g DCO élim.	1,13 - 1,59
Sucre	0,333	30	0,75/1,5/3 en DCO	88,4/84,7/91,8	0,09/0,123/0,202 lCH_4/g DCO él.	0,25/0,5/1
Solution synthétique équilibrée	0,121-0,179	30	3,5 - 5,5 en COT	75 - 95	0,823 - 0,941 l CH_4/g COT élim.	0,423-0,985 en COT
Solution alcoolique (50 % méthanol) + éléments trace	2 → 0,514	30	1,5 → 17,5 en DCO	100	0,393 l CH_4/g DCO élim.	3 - 9
	0,571	30	21 en DCO	40	0,292 l CH_4/g DCO élim.	12
	0,6 → 0,5	30	7 → 14 en DCO	98 → 90	0,343 - 0,327 l CH_4/g DCO élim.	4,2 → 7
Effluents de traitement de pomme de terre	0,166	30	15 - 18 en DCO	95		2 - 5
- d° -	0,166-0,143	35	25 - 45 en DCO	93		4 - 16,5
Eau sucrée	0,25	28-32	20 - 25 en DCO	93 - 98		4 - 6
Eau usée de champ de betterave à sucre	0,25-0,166	28-32	30 - 32 en DCO	95 - 98		3,5 - 4

* S_o = concentration en DCO à l'entrée du réacteur

II.1.2 - Réacteurs à biomasse immobilisée et fixée

II.1.2.1 - Réacteurs à support fixe

Le réacteur est rempli d'un matériau solide (garnissage) immobile lors du traitement biologique. Le support est fait de matériau plastique en vrac ou de matériau granulaire macroporeux.

Dans cette technique on s'efforce de fixer la masse bactérienne sur le support solide, afin de permettre de concentrer la matière vivante dans le réacteur, sans nécessité de clarificateur séparé. Plus la surface spécifique du support est élevée, plus la biomasse fixée peut l'être aussi.

Les différents types de ce réacteur se différencient par la hauteur du garnissage et surtout par sa nature (tableau 3). BOULENGER et al. (1980) proposent d'exprimer les charges appliquées par rapport à la surface spécifique du garnissage plutôt que par rapport au volume du matériau utilisé.

On retiendra les travaux de Collinson (1974) sur la dénitrification, résumés dans le tableau 4, dans des réacteurs de hauteur de 1,5 m, de diamètre Ø = 0,08 m et avec un débit de 3 m3/j, avec 30 mg NO_3^- N/l à l'entrée des réacteurs.

Ainsi le temps de contact minimum pour obtenir 90 % d'élimination des nitrates est plus grand pour un diamètre de particules plus grand donc d'une surface spécifique plus petite, mais ce temps est différent selon la nature du garnissage. Il est intéressant de constater que cette remarque dépend du temps de l'évolution de la biomasse dans le réacteur.

Tableau 4 - Comparaison des caractéristiques de différents matériaux

	Sable	Gravier			Charbon actif	Charbon lavé
Diamètre de particules (min)	0,6 - 1,4	4 - 7	10 - 15	20 - 30	1,6 - 13	3 - 6
Volume du vide (litre)	1,8	2,0	1,7	2,6	2,0	1,8
Porosité	0,24	0,27	0,2	0,35	0,27	0,24
Temps de contact min. pour 90 % en NO_3^- - N (min)	5	5	10	10	5	7
Durée de l'opération (jours)	45	60	21	45	30	45

TABLEAU .3 - MATERIAUX DE GARNISSAGE LES PLUS COURAMMENT UTILISES

(d'après Boulenger et al.1980)

	Nom commercial	Nature forme et dimensions	Poids spécifique kg m3	Surface spécifique m2/m3	% vide
Traditionnels	Scorie	Ø 75-125 mm	1350	40-50	50
	Basalte - Pouzzolane	15-20 cm	2500-2000	40	53
Ordonnés	Dowpac ou Surfpac	Clayonnage de feuilles ondulées en PVC	-	89	94
	Flocor E (ICI)	Clayonnage de feuilles PVC	36,8	88,5	98
	Cloisonyle (Sogecan)	Tube cloisonné en PVC Ø 80 Ø 102,5	88 70	225 180	94 96
	Hydropak (Hoechst)	Feuilles ondulées à enrouler Ø rouleau 1,5 m	-	200	94-98
	Surfpac "normal" Surfpac "crinkleclose"	Cloyannage de feuilles ondulées en polystyrène	64 48	82 187	94 94
	Plasdek B 27060	Clayonnage de feuilles PVC	38	100	95
	Brique 150 40 (Sturm)	Brique creuse à canneaux verticaux	800	82	50
Vrac	Euromatic DK	Sphères de polyéthylène, Ø 38 mm	85	108	31
	Biopac (Hydronyl LtD)	Anneaux à clayonnage interne en polypropylène Ø 90 L 90 mm	-	(75 type 90 (124type 50	93
	Aero-block	Terre cuite vitrifiée	1120	70	53
	Filterpak (Mass Transfer Ltd)	Anneaux en polyéthylène à clayonnage interne Ø 50 L 20 mm	64	120 et 190	93
	Flocor RC (ICI)	anneaux avec ondulations périphériques en PVC Ø 35 L 25 mm	70	330	99

Nilson (1982) a réalisé une étude bibliographique sur les divers travaux antérieurs sur la méthanisation par filtres bactériens, résumée dans le tablau 5, permettant en partie, de situer les performances en méthanisation du réacteur à biomasse immobilisée.

Les risques de colmatage avec les matériaux granulaires usuels sont plus importants, du fait de leur faible indice de vide, aussi ne peuvent-ils être utilisés que sur des effluents peu chargés en matières en suspension.

Il n'empêche que le colmatage peut être causé par la biomasse elle-même. La biomasse après ensemencement, se fixe sur le support ou bien elle est retenue entre les particules du garnissage, permettant ainsi un temps de rétention et une concentration en microorganismes plus élevés, par conséquent la possibilité de traiter des charges plus élevées.

L'écoulement hydraulique est en général ascendant, afin de faciliter le dégagement des gaz formés.

Ce type de réacteur a comme inconvénients :

. la nécessité d'un décolmatage, surtout si l'effluent est chargé de matières en suspension,

. le coût de garnissage en plastique,

. une faible porosité pour le garnissage granulaire,

. la difficulté d'assurer une hydraulique bien répartie permettant d'obtenir les meilleurs échanges biomasse - substrat.

Par contre, certains matériaux jouent à la fois le rôle du support et apportent les molécules indispensables au métabolisme bactérien. Ainsi, l'étude de GAID et al. (1980), sur une colonne constituée uniquement de soufre, a montré qu'il est possible de dénitrifier à 80 %, à une vitesse de 0,7 - 0,8 m/h et pour une charge de 1,7 à 2 kg $N-NO_3^-$/m3 soufre/j avec des bactéries du genre Thiobacillus.

Pour du soufre plus des carbonates, des résultats de 80 % sont obtenus mais avec une vitesse de 1,1 m/h et une charge de 3 kg $N-NO_3^-$/m3/j.

Tab. 5 - Performances du filtre anaérobie (d'après NILSON, 1982)

Substrat	T J	T °C	Charge appliquée kg DCO/m3/j	% éliminé	Production CH_4 l CH_4/g DCO éliminée	S_0 g DCO/l	Vol. réacteur	Nature	Porosité du lit
Acétate Acétate Glucose	3,6 - 0,423 0,483 et 0,476 1,83 - 0,22	30 30 30	0,5 - 3,9 0,6 et 2,1 0,7 - 6,7	98 - 85 97 et 99 95 - 61	0,306 - 0,341 0,178 et 0,264 0,0987 - 0,261	1,8 - 1,4 0,29 - 1 1,52 - 1,28	8,5 l	gravier Ø = 2 - 3 cm	0,4
Protéine-carbohydrate Mélange d'ac. volatils	7,12 - 0,445 7,12 - 0,445	25 25	0,42 - 3,4 0,42 - 3,4	36,7 - 93,4 68,4 - 98,6	0,344 - 0,509	1,5 et 3 1,5/3/6	28,5 l	quartz Ø = 2,5-3,8 cm	0,42
Solution synthétique équilibrée	0,983 0,11	35 35	3,2 26,88	90 50	0,292 0,285	4,8 2 - 5	25 l	Disques de polypropylène Ø = 1,6 cm	0,85
Acide volatil + composé organique complexe	74 148	25 25	7 * 7 *	97 > 97	0,34 0,34		67,8 l	Plaques de plastique SURPAC	
Méthanol Méthanol + acétate Méthanol + acétate + propionate Propionate + acétate	0,5 0,5 0,5 et 0,25 0,25	25 25 25 25	1,71 1,97 2,1 et 4,25 3,6	88 74 - 82 86 et 80 82	0,364 0,356 0,367 et 0,337 0,284	2,14 2,36 2,65 2,24	2,5 l	grains quartz Ø = 2,5-5 cm	0,4
Solution de méthanol + PO_4^{3-} et NH_4^+	0,43 4,5 - 0,43 0,41 et 0,97 0,97 - 2,05 0,41	30 30 30 30 30	2,43 en g THOD/j 4,86 en g " 10,8 en g " 19,2 en g " 21,6 en g "	90 - 93 80 - 93 50 - 80 - 40 30	0,320 - 0,332 l ** 0,326 - 0,398 l ** 0,199 - 0,432 l ** 0,351 à 0,429 ** 0,432 - 0,3 **	0,27 gTHOD/l 5,4 - 0,54 1,08 et 2,64 4,8 - 9,6 2,16	1,4 l 3,6 l	Bouts de polychlorure de vinyl Ø = 3 cm	0,9 0,9

* valeur maximale THOD = Demande théorique en oxygène

** l gaz/g THOD éliminé

II.1.2.2 - Réacteurs biologiques à support rotatif

Pour les réacteurs à support rotatif, la biomasse est fixée sur des disques, disposés sur un axe de rotation et nécessitent ainsi un apport énergétique plus important que les autres procédés.

Du fait que l'écoulement est perpendiculaire à l'axe, il est nécessaire d'envisager plusieurs réacteurs de ce type en série, le rendement est en fonction du nombre de réacteurs mis en place.

Notons que plusieurs autres procédés basés sur le même principe ont été utilisés avec des matériaux différents par leur nature et leur forme.

Conçu pour un traitement aérobie, ce type de réacteur a été très peu utilisé en anaérobiose stricte, si ce n'est pour des opérations de finition.

Ainsi, en régime anoxique WATANABA et ISHIGURO (1978) ont utilisé en dénitrification un réacteur à 13 disques immergés de diamètre 10 cm avec un espacement de 1 cm pour une surface totale des disques A = 0,204 m2 dans un bassin de 2,12 l de volume.

Les résultats sont présentés dans le tableau 6, ils montrent une sensibilité de ce type de réacteur aux variations de la concentration en nitrates à l'entrée et du débit d'alimentation. Pour une concentration de 103 mg/l en NO_3^- et un débit de 1,46 l/h, le rendement en élimination des nitrates est de 77,8 %.

Temps (°C)	pH	A/Q* (h/m)	Influent conc. C_o (mg/l)	Effluent conc. C_e (mg/l)	Rendement en nitrates (%)
20	7,7	140	12,7	0,9	93,0
20	8,2	140	24,2	2,2	90,9
20	8,2	140	22,7	2,2	90,3
20	8,3	140	25,7	2,8	89,9
20	8,6	140	40,9	6,0	85,3
20	8,2	140	42,7	6,2	85,5
20	8,6	140	44,5	6,7	84,9
20	8,1	140	45,9	6,7	85,4
20	8,6	140	77,1	15,4	80,0
20	8,9	140	72,3	12,1	83,3
20	9,0	140	81,8	14,7	82,0
20	9,0	140	103	22,9	77,8
20	9,1	140	125	27,9	77,8
20	9,3	140	98,0	21,9	77,8
20	9,0	250	136	19,5	85,7
20	8,5	250	77,0	9,0	88,3
20	8,2	96	21,8	3,2	85,3

Q* = débit en m3/h

Tab. 6 - Résultats expérimentaux

II.1.2.3 - Réacteurs biologiques en lit expansé ou fluidisé

Lorsque le garnissage - support de la biomasse - est de faibles dimensions et de faible densité, il peut être expansé ou fluidisé par l'action combinée de l'alimentation et du recyclage par un courant ascendant ou descendant suivant la densité du matériau. De cette façon le contact biomasse-substrat est amélioré et ce grâce à une surface de fixation de la culture bactérienne plus grande.

De même que pour les lits fixes, la difficulté, dans ce type de réacteur, est d'assurer une répartition homogène du fluide. Le lit fluidisé nécessite un ouvrage de récupération du garnissage dû à l'entrainement des grains hors du réacteur. Ce phénomène est observé dans ce type de réacteur, à cause de la variation de la densité du garnissage, rendue plus faible par le développement de la biomasse fixée.

Bien que théoriquement maîtrisé, le réacteur biologique fluidisé (R.B.F) pose néanmoins de nombreux problèmes techniques qui limitent son exploitation à grande échelle.

Pour le traitement des rejets acides d'une laiterie, HICKEY et OWENS (1981) ont utilisé du sable à surface spécifique de 300 m2/m3, les résultats sont résumés dans le tableau 7 et montrent que le R.B.F. est bien adapté aux fortes concentrations en DCO de l'ordre de 52 g/l et que les rendements en élimination de la DCO varient de 71 à 84 % pour des charges de 37 à 13 kg DCO/m3/j à une température de 35°C, mais qu'il fallait presque 5 jours pour obtenir un rendement 84 % en DCO pour une charge de 13 kg DCO/m3/j à 35°C.

TABLEAU 7 - RESULTATS SUR LE TRAITEMENT DE PETIT-LAIT
d'après Hickey et Owens (1981)

Température ° C	Influent mg DCO/l	Effluent mg DCO/l	Rendement en DCO %	pH	T.R.H. (jours)	Charge kg DCO/m3/j
35	55510	14500	73,9	6,5 - 7,1	1,5	37,1
35	51540	13325	74,1	6,9 - 7,1	1,75	29,6
35	50320	9640	80,8	7,0 - 7,2	2,9	17,3
35	50890	8350	83,6	7,1 - 7,3	4,9	13,4
24	52240	15170	71	6,9 - 7,1	3,5	15,0
24	55410	19275	65,2	6,0 - 7,0	1,5	36,8

T.R.H. Temps de rétention hydraulique

Les matériaux utilisés en lits expansés sont très variés, de même que les résultats obtenus. Ainsi SWITZENBAUM et JEWELL (1980) ont utilisé un support d'oxyde d'aluminium de diamètre 5 mm et de densité 2,79 g/cm3, mis en expansion dans un volume de 1 Litre pour la méthanisation d'un substrat synthétique à matières organiques dissoutes, les résultats obtenus peuvent être comparés à ceux obtenus sur le même réacteur mais avec un garnissage en PVC et résines saturées (Ø $\leqslant$ 1 mm) pour la méthanisation des eaux usées urbaines (Jewell et al.,1981).

D'après le tableau 8, les rendements en élimination de la DCO dépendent des temps de rétention, mais sont meilleurs avec le garnissage en PVC et en résines saturées pour des charges plus élevées et en parallèle la teneur dans l'effluent en matières en suspension est moindre à cause du faible diamètre des particules permettant une rétention plus élevée en biomasse.

II.1.3 - Etude critique des limites des procédés

Les études menées jusqu'à ce jour, en traitement par voie anoxique et surtout anaérobie pour la revalorisation des matières organiques (méthanisation ...),couvrent un large domaine d'applications : les eaux usées urbaines, les effluents des industries agro-alimentaires, chimiques, pharmaceutiques (alcools, acides ...), et papetières.

Le choix d'un réacteur adéquat sera dépendant de plusieurs critères, dont la composition du substrat de l'effluent, des éléments constitutifs du réacteur lui-même et des facteurs influent sur chaque type de traitement.

Par conséquent, on se limitera à citer les caractères généraux de chaque type avec quelques exemples comparatifs, car toute comparaison définitive serait inexacte.

. Réacteurs à cultures en suspension

Ce procédé n'a été utilisé que pour la dégradation et la valorisation des matières organiques, l'élimination des autres polluants n'est le résultat que des effets secondaires du traitement.

Ce procédé - à l'exception du lit de boue expansée - est surtout efficace pour les rejets à forte charge et contenant beaucoup de matières en suspension, mais d'une application difficile pour les forts débits et pour les basses températures.

Le digesteur unique présente l'inconvénient, surtout dans le cas de substrats solubles, de ne pas pouvoir contrôler le temps de séjour de la biomasse indépendamment du temps de séjour hydraulique.

TABLEAU 8 - RESULTATS AVEC REACTEUR BIOLOGIQUE EN EXPANSION

Substrat	T °C	τ	charge appliquée	% éliminé	production de CH_4	S_o mgDCO/l	MST_{effl} mg/l	Remarques	Réf.
solution	30	4 h	0,6-1,8 g DCO/j	72-85	0,158-0,272 l CH4/gDCO élim.	100-300	36-72		SWITZENBAUM (80)
synthétique	30	2 h	1,2-3,6 "	65,9-77,2	0,085-0,245 "	100-300	75-138		
(glucose +	30	1 h	2,4-7,2 "	60,8-70,4	0,073-0,221	100-300	144-367		
autres)	10-30	6h-20mn	0,8-4,8kg DCO/m3.j	40-90 *		50-600			
eau usée	20	8 h	0,65-35kgDCO/m3.j	93		307	< 10	P.V.C.+ rési-	JEWEL (81)
urbaine	20	10 mn		40	bonne conversion			nes saturées	
	20	5 mn		0					

* pour les conditions aux limites

Ce qui implique - pour un bon fonctionnement - une dépense énergétique en brassage et en chauffage, en plus de la nécessité de recyclage afin d'augmenter le temps de rétention de la biomasse.

D'autre part, il faut envisager des ouvrages importants de séparation eau-boues, en supposant qu'ils ne sont pas perturbés par les gaz produits.

Dans les exemples d'application du procédé du lit à boue, des charges de 25 kg DCO/m3/j peuvent être atteintes avec des rendements supérieurs à 90 % (LETTINGA et al., 1979), produisant des boues floculées faciles à décanter. Mais ce système reste très fragile vis-à-vis de toute variation des conditions optimales de fonctionnement.

KLAPWIJK et al. (1981) concluent lors d'une étude comparative en dénitrification que le lit de boue avait les mêmes performances qu'un lit fluidisé, car le lit de boue combine la fonction du filtre et celle du procédé à biomasse en suspension agitée.

. Réacteurs à cultures fixes

En règle générale, ce type de réacteur est adapté aux effluents présentant des teneurs en matières en suspension faibles et facilement dégradables, car l'élimination des résidus solides pose un problème d'ordre technologique.

La concentration en biomasse active est plus élevée, ce qui permet de traiter des charges élevées et de même elle permet d'obtenir des résultats satisfaisants pour des températures assez basses.

Cette efficacité dépend aussi de la nature du support utilisé. Le garnissage permet une stratification, une sélection des espèces sur les différents étages, en fonction de la traitabilité de l'effluent, on peut ainsi réaliser sur le même réacteur les éliminations simultanées de la matière organique et des matières azotés par exemple.

Et même, en cas d'une éventuelle introduction accidentelle d'oxygène dans un réacteur anaérobie, - exemple de la méthanisation - le problème du bon fonctionnement ne se pose pas, car les bactéries acidogènes placées juste à l'entrée de l'influent sont anaérobies facultatives.

En fonction du temps, la perte de charge augmente dans les réacteurs, entraînant une diminution du débit à traiter ou un supplément d'énergie de pompage, des décolmatages des pilotes s'avèrent nécessaires. Mais le lavage d'une biomasse fixée, oblige à utiliser une pression et une quantité d'eau (et d'air) très élevées (BOSMAN et al., 1978).Pour WALLE et CHIAN (1976), le recyclage n'est appliqué qu'aux rejets fortement chargés, il permet de diminuer la charge à l'entrée et une meilleure qualité à la sortie en évitant dans certains cas l'utilisation de solutions coûteuses comme tampon.

L'exemple d'application de ces filtres bactériens pour la méthanisation montre une bonne adaptation pour effluents à faible et moyenne charges (jusqu'à 7 kg DCO/m3/j) et que pour des charges plus élevées pouvant atteindre 20 à 30 kg DCO/m3/j, le rendement reste de l'ordre de 50 %, (NICOL, 1982).

Un choix approprié du matériau et du débit d'alimentation met le garnissage en expansion et même en fluidisation, ce qui permet de travailler à des charges plus élevées et avec un temps de passage très faible. Ainsi, le rendement, dans ces conditions, est supérieur à tout autre réacteur et ceci grâce au faible volume occupé par le garnissage et la disponibilité d'une plus grande surface spécifique pour la fixation des microorganismes.

Une augmentation de la charge organique provoque une forte concentration en matières en suspension de l'effluent traité. BOSMAN et al., (1978) ont montré que le rendement en lit fluidisé est de 18 fois supérieur en dénitrification à celui des filtres bactériens, exprimé en nitrate éliminé par unité de volume.Ils font remarquer aussi que cette efficacité décroit rapidement en cas d'une faible variation de la température, du pH ou du rapport DCO / N.

Lors du calcul de la charge (kg/m3/j), le volume pris en considération diffère d'un réacteur à un autre, ce qui entraîne des comparaisons difficiles entre les charges appliquées.

II.1.4 Conclusions

Toutes les études menées jusqu'à maintenant ont été faites séparément et de manière indépendante avec une diversité énorme de substrats, de charges, de matériaux, etc., ce qui rend toute comparaison et extrapolation délicates.

Nous avons précedemment pu citer la plupart des avantages et des inconvénients de chaque réacteur utilisé en anaérobie ou en anoxie.

Pour les filtres bactériens, une comparaison entre les différents réacteurs biologiques à support fixe, montre une différence non négligeable des rendements respectifs. Cette discordance des résultats est due à plusieurs facteurs dont essentiellement la différence de la nature et de la forme des garnissages utilisés.

Les plus importants rendements sont réalisés grâce aux garnissage légers, présentant une plus grande porosité, ce qui est prouvé par assimilation aux performances des lits en expansion.

En définitive, un système adéquat serait celui qui accumule les avantages des cultures en suspension et ceux des filtres anaérobies et qui en limite les inconvénients.

Aussi, un système où la biomasse est retenue par un garnissage - facilement mis en expansion - sans pour autant être fixée à ses particules, permettant ainsi d'avoir :

. une concentration plus élevée en biomasse,

. une plus faible dépendance par rapport aux variations de température,

. un impact moins important, des variations brusques des débits,

. une faible quantité de boues à la sortie du réacteur,

. une surface de contact plus importante (biomasse/substrat),

. une énergie moindre pour les lavages.

II - 2 Caractérisation d'un réacteur biologique à garnissage poreux immergé

Le traitement par un réacteur biologique à garnissage immergé appelé la "filtration" biologique immergée, combine la filtration dans la masse avec un pouvoir épurateur d'une biomasse en évolution au sein du garnissage poreux.

Le filtre fonctionne en lit fixe, à chaque période de fonctionnement, succède un lavage, ce qui soumet le lit à un fonctionnement cyclique, chaque cycle étant limité essentiellement par la perte de charge dans le réacteur.

II. 2.1 - Etude hydrodynamique dans un réacteur à garnissage immergé

a. Evaluation de la perte de charge

Afin de décrire mathématiquement un milieu poreux réel à l'aide d'un nombre réduit de paramètres indépendants, on le remplacera par un modèle simplifié, comme celui établi par Kozeny. Ce modèle est décrit par l'équation de Kozeny - Carman.

$$\frac{\Delta P}{Z} = 36.h_k . \frac{\eta . V_m}{d^2_g} . \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} .$$

Z = épaisseur du lit

ΔP = perte de charge

ε = porosité

h_k = $4,5 \pm 1,5$ (pour grains isométriques et $\varepsilon < 0,7$)

d_g = diamètre du grain

η = viscosité dynamique

V_m = vitesse en fût vide

Etant donné que les diamètres des pores sont variables, on définira les différents régimes d'écoulement en fonction du nombre de Reynolds R_e par :

Régime laminaire $R_e \leqslant 10\ (1-\varepsilon)$

Régime transitoire R_e entre $10.(1-\varepsilon)$ et $2000.(1-\varepsilon)$

Régime turbulent R_e supérieur à $2000.(1-\varepsilon)$

On définit un critère de Reynolds de pore, modifié :

$$R'_{e.p} = \frac{\rho \cdot V_m \cdot d_g}{6(1-\varepsilon).\eta} \quad \text{avec } \rho = \text{masse volumique du fluide}$$

Ainsi le critère de Reynolds critique de l'écoulement, admettant comme la plupart des auteurs que $\varepsilon = 0,4$, sera $R'_{ep} = 1$, ce n'est qu'en dessous de cette valeur que l'équation de Kozeny-Carman est applicable.

Pour les valeurs supérieures de R'_{ep}, il faut faire intervenir des pertes d'énergie cinétique, on démontre alors que la perte de charge correspondante est de la forme :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 6h_B \cdot V_m^2 \cdot \frac{1-\varepsilon}{d_g \cdot \varepsilon^3} .$$

h_B = constante de BURKE - PLUMMER ($h_B \simeq 0,3$).

La perte de charge totale s'exprimera par la somme des pertes par frottement visqueux contre parois et des pertes par turbulence.

L'équation générale correspondante s'ecrira :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 36.h_k \cdot \frac{\eta (1-\varepsilon)^2}{d_g^2 \, \varepsilon^3} \cdot V_m + h_B \cdot \frac{6.\rho.(1-\varepsilon)}{d_g.\varepsilon^3} V_m^2 .$$

C'est la relation d'ERGUN qui permet d'exprimer la perte de charge dans les lits fixes, ainsi que dans les milieux sédimentés ou fluidisés tant que $\varepsilon < 0,75$.

Cette relation peut s'exprimer sous forme adimensionnelle :

$$\frac{f'}{2} = \frac{h_k}{R'_{ep}} + h_B \quad \text{avec} \quad \frac{f'}{2} = \frac{\varepsilon^3 \cdot dg}{6.(1-\varepsilon).\rho.V_m^2} \cdot \frac{\Delta P}{Z} .$$

ε doit être déterminée avec soin, car rien que dans le cas d'application de l'équation de Kozeny-Carman, une erreur de 1 % sur ε , entraîne une erreur de 5 % sur ΔP.

On négligera les effets de paroi du réacteur lorsque dg/diamètre de la colonne est inférieur à 0,02.

b. Filtration à travers un lit épais

La filtration dans la masse consiste en une rétention des particules en suspension d'un fluide dans un lit poreux. Ce phénomène a été longtemps utilisé, en particulier pour le traitement des eaux polluées et surtout des eaux de distribution. Pourtant cette filtration n'est étudiée scientifiquement que depuis quelques dizaines d'années et reste encore mal connue.

HERZIG et LE GOFF (1971) ont étudié le calcul prévisionnel de la filtration à travers un lit épais, en établissant l'équation du bilan de matière et en abordant le problème du colmatage de ce type de filtre, permettant ainsi de prévoir l'élimination des solides en suspension. Par contre, l'épuration biologique de la pollution dissoute reste moins bien connu, sinon inexistante pour une biomasse immobilisée.

c. Etudes d'approche pour les réacteurs biologiques immergés

EL MALEH et al. (1978), lors d'une étude de la filtration biologique immergée, ont établi que les variations de la porosité sont dues à l'augmentation de la biomasse et une accumulation de substances extracellulaires, ainsi :

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} = - \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial X}{\partial t} + \frac{\partial T}{\partial t}\right) .$$

En posant : $\frac{\partial T}{\partial t} = (k - \frac{K}{Y}).X.$

$$K = \frac{1}{X} \cdot \frac{\partial X}{\partial t} .$$

Ils en déduisent :

$$\varepsilon = \varepsilon_o - \frac{Xo}{\rho} (1 + \frac{k}{K} - \frac{1}{Y}) (e^{kt} - 1).$$

avec :
- Z = côte suivant la hauteur du lit = L
- X = concentration en biomasse : ML^{-3} (X_o = initiale)
- T = concentration en substrat absorbé ML^{-3}
- ρ = densité ML^{-3}
- k = taux spécifique d'absorption : T^{-1}.
- K = coefficient de transfert d'oxygène : T^{-1}.
- Y = coefficient de croissance cellulaire

Ils montrent ainsi que la porosité ne dépend pas de la côte Z, donc elle est uniforme le long du lit.

Partant de la variation expérimentale de la perte de charge en fonction du temps et le long de la colonne (figure 1) et en appliquant l'équation Kozeny-Carman, ils en déduisent une assez bonne concordance avec les valeurs données par l'équation établie de ε , (figure 2).

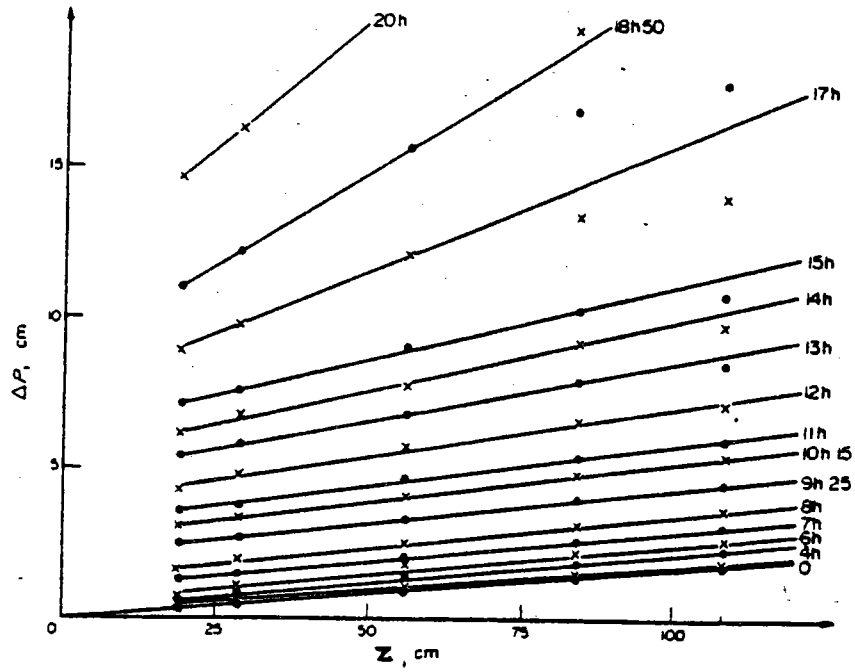


Fig. 1 - Profils de la perte de charge

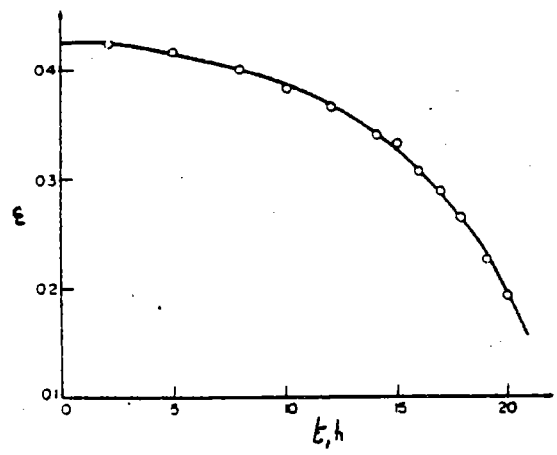


Fig. 2 - Variation de la porosité en fonction du temps

Cependant, comme le montre la figure 1, les écarts importants apparaissent à partir de 13 heures de fonctionnement.

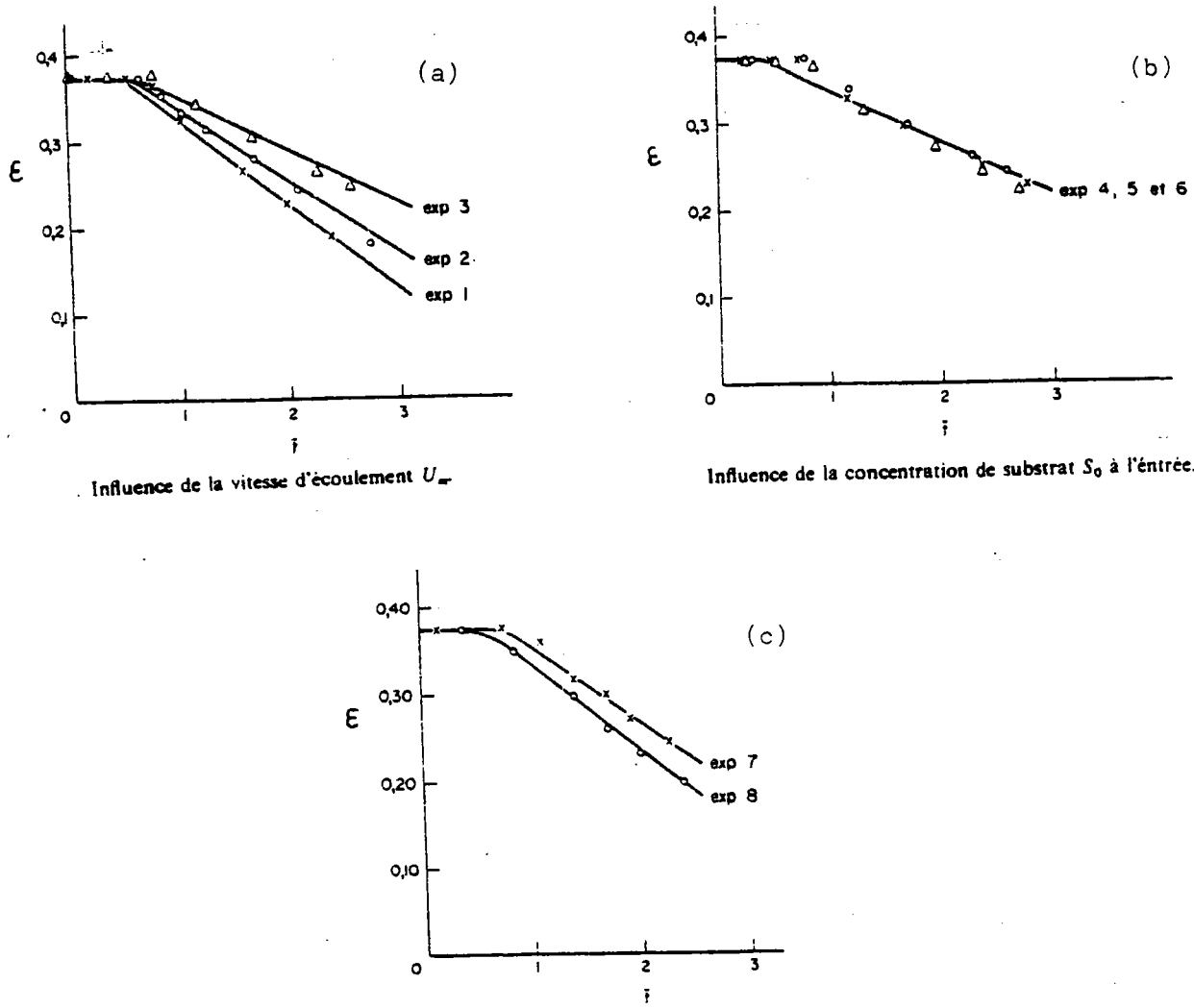
GRASMICK et al. (1980)reprenant les mêmes travaux, ont élaboré un calcul basé sur le remplacement du système réel par un réacteur plan.

L'étude expérimentale a été menée en faisant varier les différentes variables selon le tableau 9.

Tab -9 - Conditions opératoires utilisées pour les différentes expériences

Variables opératoires \ Expérience N°	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
vitesse U'_m en m/h	18	11	3	3	3	3	11	11	11	11
concentration en substrat S_0 mg/l DCO	100	100	100	400	100	50	100	100	200	200
type de substrat	lait	lait	lait	lait	lait	lait	lait	viandox	lait	lait
aire spécifique du support a_s en cm2/cm3	33	33	33	33	33	33	33	33	33	26
concentration en oxygène à l'entrée à supprimer du réacteur en mg/l	9	9	9	9,2	9,2	9,2	8,6	8,6	9,6	9,6
profondeur du réacteur considérée : en cm	21	21	21	19,5	19,5	19,5	32,5	32,5	40	40

La variation de la porosité en fonction du temps selon les différentes expériences est représentée par les fig: 3 .



Influence de la vitesse d'écoulement U_m

Influence de la concentration de substrat S_0 à l'éntrée.

Influence de la nature du substrat.

Fig. 3 - Evolution de la porosité ε

On remarque que :

- si U_m augmente, la porosité diminue,
- la variation de la concentration en substrat ne produit aucune variation sur ε ,
- la nature du substrat a une influence certaine, ainsi la porosité diminue lorsque le réacteur est alimenté en viandox, plus rapidement qu'avec le lait.

Le calcul de la perte de charge à partir de la porosité par l'équation de Kozeny-Carman, a montré une discordance avec les points expérimentaux.

RICHARD et LEPRINCE (1980) ont représenté l'évolution de la perte de charge dans un filtre à biolite, lors de la dénitrification, figure 4, montrant qu'en bas du filtre, la perte de charge croît plus rapidement impliquant ainsi un taux de croissance plus grand.

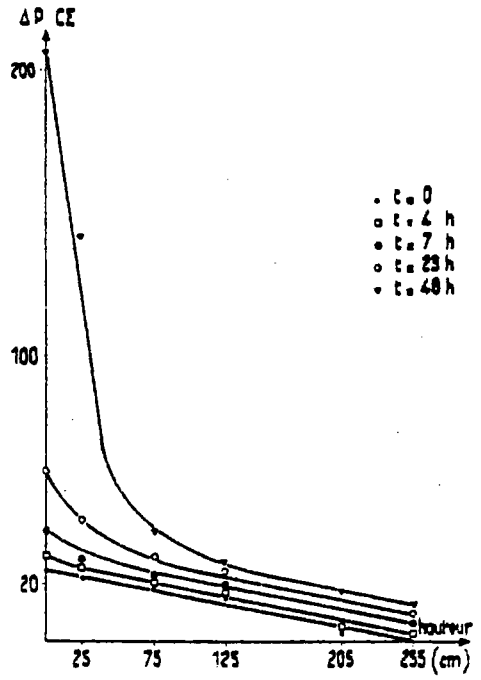


Fig 4 : **Evolution de la perte de charge dans le filtre garni de biolite au cours d'un cycle à 8 m/h.**

Il apparaît que le suivi de la perte de charge peut permettre celui de l'évolution de la biomasse le long du réacteur, mais que l'application de l'équation de Kozeny-Carman n'a pas permis la concordance des valeurs calculées avec celles expérimentales.

Ainsi, pour déterminer les cycles de lavage en fonction des pertes de charges admissibles dans le réacteur et pour connaître la variation de la porosité, il est nécessaire de connaître l'évolution de la biomasse, principale cause du colmatage des réacteurs.

II. 2.2 Etude de la modélisation d'un réacteur biologique à garnissage poreux immergé

A - Cinétique de la réaction microbienne

A.1 Cinétique de croissance

Les facteurs influant sur une croissance bactérienne peuvent être limités à la concentration en un ou plusieurs substrats, leurs métabolites et les éléments physico-chimiques du milieu de culture.

Plusieurs modèles ont été proposés pour cette croissance, ils restent tous empiriques, ROQUES (1979), TEH-AN HSU et TSAO (1979) ont énuméré les principaux modèles établis jusqu'à maintenant.

On retiendra ceux qui sont d'utilisation plus fréquente :

Modèle de MONOD : $\mu = \mu_o \cdot \frac{S}{K_s + S}$.

μ = taux de croissance

S = concentration en substrat

K_s = constante de seuil ou de MONOD

Ce modèle reste très discutable dans le cas d'une culture bactérienne mixte ou d'une alimentation hétérogène.

Dans le cas d'une inhibition par le substrat, on a :

loi d'ANDREWS : $\mu = \mu_o \cdot \frac{S}{K_s + S + S^2/K_I}$.

K_I = constante d'inhibition

A.2 Cinétique d'utilisation du substrat : ATKINSON (1974)

Cette cinétique peut être décrite de deux façons.

Ainsi on peut écrire que :

$$\frac{dS}{dt} = \frac{dS_C}{dt} + \frac{dS_M}{dt} + \frac{dS_D}{dt} .$$

S = concentration du substrat

S_C = concentration du substrat utilisé pour la croissance bactérienne

S_M = concentration du substrat utilisé pour la maintenance

S_D = concentration du substrat rejetée par décès

En admettant que les besoins pour la croissance soient proportionnels à l'augmentation de la biomasse, on a :

$$\frac{dS_C}{dt} = -\frac{1}{Y}\frac{dX}{dt}$$ Y = rendement cellulaire

Et si les besoins pour la maintenance sont proportionnels à la biomasse :

$$\frac{dS_M}{dt} = -K_1 X$$

De même si le décès ou la formation des flocs entraîne une libération de substrat, on admet qu'elle est proportionnelle à la biomasse :

$$\frac{dS_D}{dt} = \frac{K_2}{b} . X .$$ b = taux de mortalité

En définitive :

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y} \cdot \frac{dX}{dt} - K_1 . X + \frac{K_2}{b} X .$$

Une autre façon d'étudier le problème serait par l'utilisation de l'équation cinétique enzymatique.

L'exemple de l'équation de MICHAELIS et MENTEN revient à ne considérer que l'épuisement du substrat pour les besoins de croissance.

A.3 Cinétique de formation du produit (CONNEY et al. 1977)

On posera dans le cas général que :

$$\frac{dP}{dt} = \alpha . \frac{dX}{dt} + \beta X .$$

Cette équation représente la vitesse de formation du produit par unité de volume, chaque facteur représente :

$$\frac{dP}{dt} = \alpha . \frac{dX}{dt}$$ la formation du produit associé à la croissance

$$\frac{dP}{dt} = \beta . X$$ la formation du produit non associé à la croissance

A.4 Exemple : fermentation méthanique

. **Croissance des bactéries acidogène**, X_a

$$\mu_a = \frac{\mu_{a\ max}\ (S_{org})}{K_{m1} + (S_{org})}$$

S_{org} : concentration en substrat organique biodégradable

. **Croissance des bactéries méthanigènes**, X_m

$$\mu_m = \frac{\mu_{m\ max}\ (Ac)}{K_{m2} + (Ac) + (Ac).(AV)/K_I}$$

avec (Ac) concentration en acide acétique

(AV) concentration en acides volatils en C_3 à C_5

K_I constante d'inhibition par les acides volatils

. Production d'acide acétique

$$r_{ac} = Y_{ac/X_a} \cdot \mu_a X_a - \frac{1}{Y_{X_m/ac}} \cdot \mu_m X_m$$

avec $Y_{ac/X_a} = \dfrac{\text{g acide acétique produit}}{\text{g bactérie acétique formée}}$

$Y_{X_m/ac} = \dfrac{\text{g bactérie méthanigène formée}}{\text{g acide acétique utilisé}}$

. Production d'acides volatils C_3 à C_5

$$r_{AV} = Y_{AV/A_a} \cdot (\mu_a X_a)$$

avec $Y_{AV/X_a} = \dfrac{\text{g acide volatil produit}}{\text{g bactérie acétique formée}}$

. Production de méthane

$$r_{CH_4} = Y_{CH_4/X_m} \cdot (\mu_m X_m)$$

avec $Y_{CH_4/X_m} = \dfrac{\text{g méthane produit}}{\text{g bactérie méthanigène formée}}$

A.5 Détermination des coefficients de croissance

SUN-BOK LEE et RYU (1979) ont établi une méthode de détermination des constantes cinétiques dans un réacteur à enzymes immobilisées, en régime continu, et ce, en utilisant une transformation de variables dans l'équation du taux de réaction. Ainsi, dans un réacteur où la composition du fluide varie le long de l'écoulement (supposé piston), le bilan massique du substrat, dans l'élément du volume dV, est :

$$QS|_V = QS|_{V + dV} + R\, dV$$

$$R = -\frac{dS}{d\tau} = \text{taux de réaction}$$

avec $S = S_o$ à $\tau = 0$

et $s = S_f$ (sortie) à $\tau = \tau$. (temps de passage)

Les équations de rendement peuvent être obtenues par intégration de R, de même on peut effectuer des transformations nous permettant de faire une assimilation avec les réacteurs agités comme :

Taux de réaction transformé = rapport de réaction moyen

$$v^* = \int_0^{\tau} R\, d\tau \Big/ \int_0^{\tau} d\tau \simeq \frac{S_o X}{\tau} \quad \text{avec} \quad X = 1 - \frac{S_f}{S_o} .$$

Concentration transformée = concentration moyenne logarithmique

$$S^* = \int_0^{\tau} S\, d\tau \Big/ \int_0^{\tau} d\tau \simeq - \frac{S_o X}{(1-X)}$$

Ainsi les équations transformées s'écrivent :

$$v^* = V_m S^* / (K_m + S^*)$$

et $v^* = V_m S^* / \left[K_m + S^*(1 + S^*/K_I)\right]$ pour un substrat inhibant.

Pour un réacteur à garnissage les différentes valeurs de v* et S* sont à remplacer par :

$$v^* = S_o.X/\tau \quad \text{et} \quad S^* = - S_o.X / \mathrm{Ln}(1-X).$$

Cette approche reste concordante avec le modèle en discontinu, cependant il y a discordance pour l'équation de l'inhibition par substrat, à cause de l'approximation faite sur S*, néanmoins, on peut utiliser les équations de transformées sans crainte pour des rendements supérieurs à 55 %.

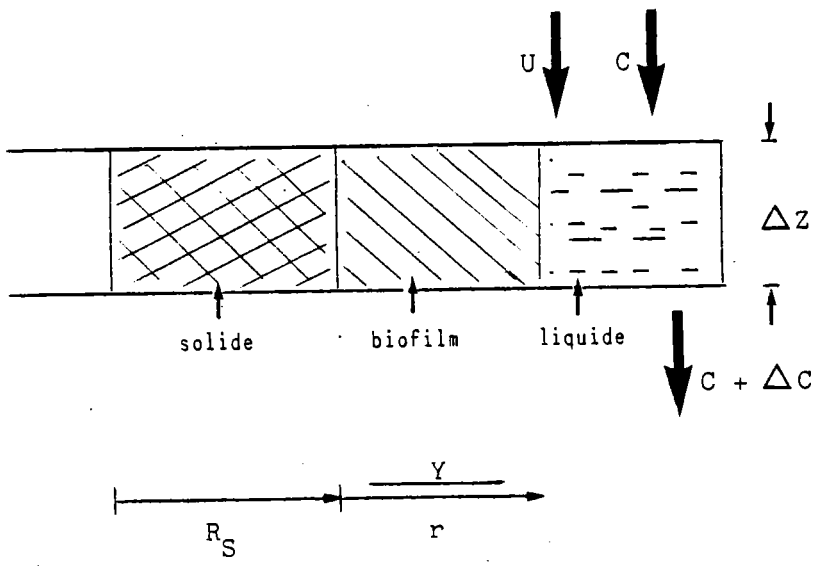
Il est à rappeler que cette méthode a été établie pour des enzymes immobilisées, son extension à des bactéries, exige de prendre en considération la variation de la quantité de biomasse et du volume, en fonction du temps comparé au temps de séjour dans le réacteur.

B - Modélisation du réacteur à garnissage immergé

L'approche pour modéliser les réacteurs biologiques peut se faire grâce aux méthodes usuelles de diverses disciplines. Ces méthodes initialement utilisées en automatique, ont été développées pour l'étude des réacteurs chimiques.

B.1 Approche préliminaire

Dans la majorité des études menées pour l'approche des réacteurs biologiques à garnissage, les auteurs admettent que la biomasse est fixée aux particules, ainsi MAQSOOD et BENEDEK (1977), AGUWA et al. (1984) ont remplacé le système réel par la schématisation suivante :



U = vitesse de passage

C = concentration en substrat

Z = épaisseur du réacteur

R_S = diamètre du grain

r = épaisseur du biofilm

Y = distance suivant r

En négligeant la dispersion axiale, on ne considère que la diffusion moléculaire à l'interface liquide-biofilm.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial y^2}$$

C = concentration du substrat

D = coefficient de diffusion (considéré constant)

WILLIAMSON ET Mc CARTY (1976) avaient présenté des relations pour coupler le taux de consommation du substrat avec le transfert de matière par diffusion. LEE et al.(1976) et par suite GRASMICK et al.(1979) se sont basés sur ces relations pour écrire leur bilan massique, en établissant les expressions des densités des flux des différentes espèces réactantes.

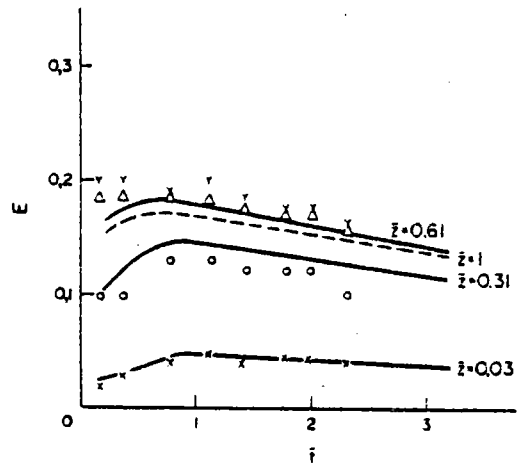


Fig. 5 - Comparaison entre points expérimentaux et les courbes théoriques (d'après GRASMICK et al., 1979)

Ces approches ont été effectuées en négligeant ou en admettant l'effet d'un type d'écoulement hydraulique, de même qu'en négligeant plusieurs autres paramètres dont essentiellement l'évolution de la biomasse active ou non, et ses répercussions sur la nature de l'écoulement dans le réacteur.

B.2 Application des modèles hydrodynamiques

ROQUES (1979) a proposé, afin de modéliser un réacteur biologique hétérogène, de déterminer :

- le modèle cinétique de la réaction biologique,
- le modèle hydraulique d'écoulement à l'intérieur du réacteur, permettant de connaître la répartition des temps de séjour.

Les techniques de détermination du modèle hydraulique dérivent de celles d'études de la dynamique des systèmes automates. Leurs applications et le développement pour les réacteurs chimiques ont été effectués par DANCKWERTS (1981) et LEVENSPIEL (1976). Le premier ouvrage en langue française faisant le point a été réalisé par VILLERMAUX (1982).

Après avoir déterminé expérimentalement les modèles hydraulique et cinétique, ROQUES (1979), propose de les combiner pour le calcul des concentrations résultantes à la sortie du réacteur, le modèle hydraulique est déterminé par l'utilisation d'un traceur inerte.

Ainsi, le bilan de matière pour un réactant (i) serait durant un intervalle de temps dt et sur un élément de volume dV :

$$\begin{bmatrix}\text{Masse du réactant(i)}\\ \text{dont l'élément}\\ \text{s'est enrichi pendant dt}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Masse du réactant(i)}\\ \text{transporté par}\\ \text{modèle hydraulique}\end{bmatrix} + \begin{bmatrix}\text{Masse du réactant(i)}\\ \text{formé dans dV}\end{bmatrix}$$

Par exemple, pour un modèle de piston - diffusionnel :

$$D \frac{\partial^2 C_i}{\partial Z^2} - U \frac{\partial C_i}{\partial Z} + \phi_i = \frac{\partial C_i}{\partial t} .$$

U = vitesse d'écoulement

D = coefficient de diffusion selon l'axe ZZ'.

C_i = concentration du réactant (i)

ϕ_i = vitesse de formation du réactant (i)

Z = côte le long de la colonne

En régime permanent, le bilan devient :

$$D \frac{\partial^2 C_i}{\partial Z^2} - U \frac{\partial C_i}{\partial Z} + \phi_i = 0 .$$

Plusieurs auteurs, AUDIC et al. (1984) ont utilisé les méthodes de la détermination du modèle hydraulique, mais sans pouvoir l'exploiter pour l'étude de l'efficacité de leur réacteur.

REQUA et SCHROEDER (1973) ont montré - lors de dénitrification par une colonne à garnissage - que le modèle hydraulique déterminé expérimentalement s'approche - contre toute prévision - beaucoup plus de celui des mélangeurs en cascades, en comparaison avec les modèles piston, dispersion, (figure 6).

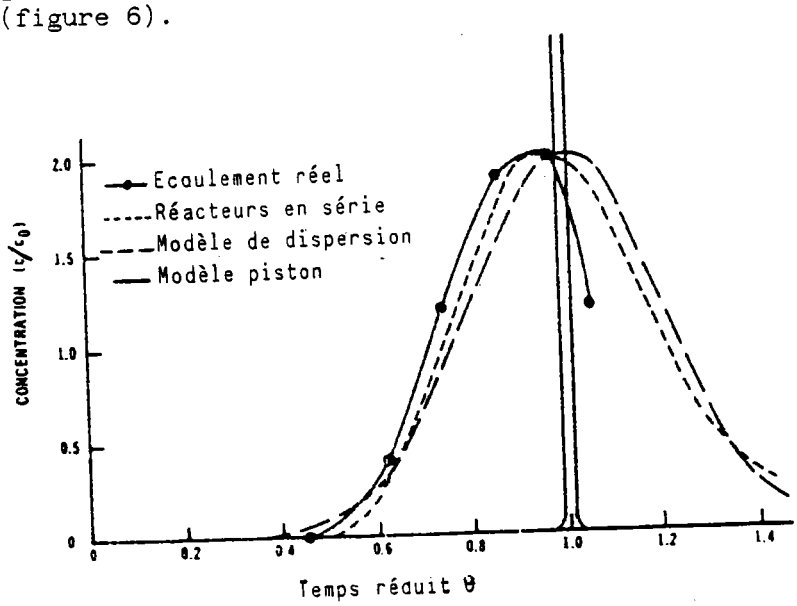


Fig. 6 - Comparaison entre les modèles d'écoulement

II - 2.3 Conclusion

La recherche de la modélisation des réacteurs biologiques à garnissage, s'est avérée très délicate, et ne prend en compte que la biomasse fixée. Les études menées n'ont pas pu offrir des outils d'exploitation simples. La plupart - dont celles de WILLIAMSON et Mc CARTY (1976), JENNINGS et al. (1976) GRASMICK et al. (1979) et RIEMER et al. (1980) - font apparaître l'influence de plusieurs paramètres généralement non indépendants, et ce, malgré les nombreuses hypothèses émises.

Les diverses difficultés d'approche résident dans :

- l'hétérogénéité macroscopique de la structure et la composition bactérienne,
- l'âge de la biomasse diffère à travers l'épaisseur du biofilm,
- l'expression d'une cinétique de réaction dans une population bactérienne hétérogène,
- la définition de la limite entre la biomasse active et celle inactive,
- l'évolution de la nature du réacteur en fonction du temps de "filtration".

Ce dernier point - qui n'a pas été pris en considération lors de diverses études - se traduit, entre autres, par une modification de l'écoulement en fonction du temps de traitement, par conséquent, un régime stable ne peut être établi dans le réacteur. MURPHY et al. (1977) avaient constaté lors de la dénitrification par colonne garnie, que l'évolution du temps de séjour (figure 7) rendait très compliqué le développement d'un modèle hydraulique pour les colonnes à garnissage.

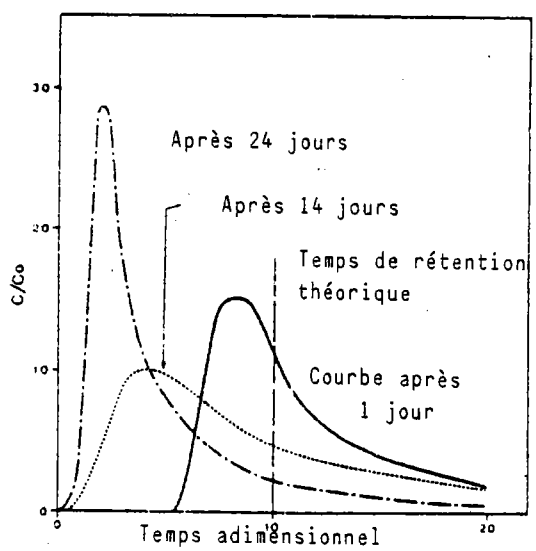


Fig. 7 - Evolution du temps de séjour

II - 3 Dénitrification biologique

II - 3.1 - Description des phénomènes fondamentaux

II - 3.1.1 Généralités

La plupart des procédés biologiques susceptibles d'éliminer les nitrates des eaux potables ont été inspirés de ceux déjà utilisés dans le même but pour des eaux résiduaires.

Les bactéries dénitrifiantes sont des chimiotrophes car elles tirent leur énergie des réactions d'oxydo-réduction, mais on distingue deux phénomènes de dénitrification :

. dénitrification chimiolithotrophe : ayant pour source de carbone des substances minérales, pour ce cas, ce sont les bactéries du soufre et de l'hydrogène qui vont être prises en considération,

(Thiobacillus denitrificans)

. dénitrification chimio-organotrophe : ces bactéries tirent leur carbone d'un substrat organique,

(Pseudomonas denitrificans)

Cette distinction reste assez théorique, car, pratiquement lors des essais expérimentaux, on est en présence de cultures mixtes, et il serait délicat de différencier la dénitrification lithotrophe de celle organotrophe, ajoutons-y la probabilité de présence de champignons, DAVIES et TOERIEN (1971).

Seule une analyse bactériologique pourrait permettre une classification du système expérimental par prédominance de certaines souches bactériennes.

Au préalable, on est amené à préciser le principe de la dénitrification biologique, nécessaire pour l'élaboration et la compréhension de ce traitement par le réacteur à biomasse immobilisé.

II - 3.1.2 Principe de la dénitrification

Certains microorganismes sont capables d'utiliser les NO_3^- comme source d'azote pour la synthèse de leurs cellules :

c'est le phénomène d'assimilation.

De même, les nitrates peuvent être utilisés comme accepteur final d'électrons par la biomasse :

c'est le phénomène de dissimilation ou respiration des nitrates.

La plupart de ces microorganismes préfèrent NH_4^+ aux NO_3^- lors de l'assimilation, sinon les nitrates sont réduits en NH_3 pour être ensuite utilisés pour la synthèse cellulaire, (CHRISTENSEN et HARREMOES, 1975).

La dissimilation consiste à utiliser les NO_3^- comme accepteur final d'électron de la même manière que l'oxygène moléculaire. L'azote produit par cette réaction ne peut être incorporé dans le matériel cellulaire.

Les étapes de la respiration des nitrates sont résumés par la figure 8.

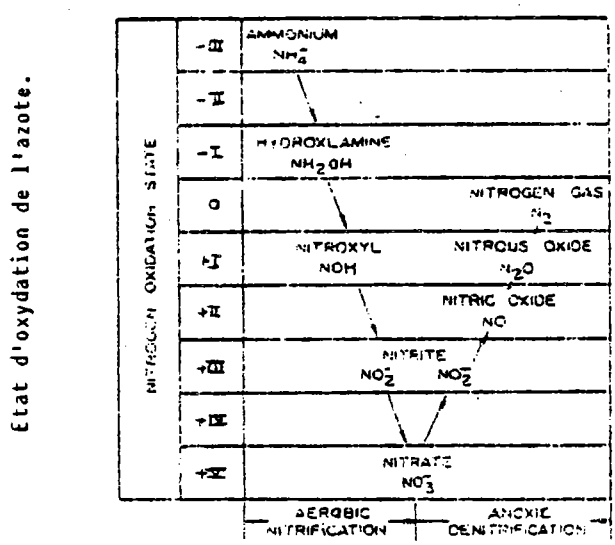


Fig. 8 - Transition biochimique par nitrification et dénitrification

En définitive, la dénitrification biologique consiste en la réduction de NO_3^- du degré d'oxydation + 5 à l'état gazeux de degré d'oxydation 0 ou bien - 3 lors de l'assimilation.

II - 3.1.3 Microbiologie

D'après BREZONIK (1975), une assez grande variété de bactéries est capable d'utiliser NO_3^- à la place NO_2^- pour leur respiration, comme accepteur final d'électron et seulement un groupement relativement restreint qui est capable de réduire les nitrates sous forme de gaz NO_2^- et N_2.

Ce groupe contient des espèces diverses :

Pseudomonas (P. aeruginosa, P. stutzeri), plusieurs bacillus (B. licheniformis, B. subtilis), Spirillum, Alcaligenes, A. chromobacter et plusieurs autres.

Parmi les chimiolothotrophes : Micrococcus denitrificans oxydant H_2 et Thiobacillus denitrificans et T. thioparus oxydant les sulfures et les thiosulfates en sulfate.

Parmi les organismes qui utilisent les nitrates pour leur respiration mais ne produisent pas d'azote gazeux, on peut citer : Clostridium, Escherichia coli, Aerobacter aerogenes, et Azotobacter vinelandi, BREZONIK (1975).

Les métabolismes des bactéries dénitrifiantes sont très divers, ainsi certaines bactéries peuvent n'utiliser les nitrates que pour l'assimilation.

Par contre, d'après PAINTER (1970), d'autres bactéries dénitrifiantes sont incapables d'utiliser les nitrates pour leur synthèse cellulaire.

De même, d'après DAVIES ~~et TOERIEN~~ (1971) selon la source de carbone, la prédominance dans des cultures mixtes est différente.

Il n'empêche - DAVIES (1972) - qu'une espèce utilisant le CH_4 comme source de carbone, peut de même utiliser lors de la dénitrification, toute autre forme de carbone organique à la place du méthane.

D'après DOOD et BONE (1975), plusieurs espèces de bactéries peuvent assurer la dénitrification mais en fonction des paramètres de l'environnement : oxygène, température, pH, sources de carbone.

II - 3.1.4 Biochimie

La réduction des NO_3^- en N_2 peut se réaliser en plusieurs étapes :

$$NO_3^- \longrightarrow NO_2^- \longrightarrow NO \longrightarrow N_2O \longrightarrow N_2$$

Selon les conditions et les espèces l'une des étapes peut être le terme de cette réduction. Ainsi, d'après CHRISTENSEN et HARREMOES (1975), un pH $< 7,3$ favorise la production de N_2O.

Pour l'assimilation : $NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow X \rightarrow XH_2OH \rightarrow$ N org. l'étape ou les étapes entre NO_2^- et l'hydroxylamine ne sont pas complètement identifiées, CHRISTENSEN et HARREMOES (1975)ont proposé NOH et $N_2O_2H_2$.

Beaucoup de bactéries dénitrifiantes mettent en oeuvre les deux mécanismes dont l'importance relative présente un grand intérêt pratique, car il est préférable de produire de l'azote gazeux que de produire de la biomasse.

Le coefficient de rendement est approximativement de 0,44 mg MVS/mg N - NO_3^-. Si l'azote contenu dans la matière organique est de 10 %, alors 0,04 mg N est assimilé pour chaque mg NO_3-N supprimé. Ceci montre que la part dominante de l'azote est éliminée sous forme de gaz.

Un système de transport d'électron a été proposé - selon la même référence - pour la réduction des nitrates :

e-donneur → NAD → FAD → quinone
↓
NO_3^- ← Nitrate reductase ← cytochrome

Les étapes de l'électron donneur au cytochrome sont générales tandis que les dernières étapes dépendent de l'accepteur final d'électron (nitrates, nitrites ...).

Différentes espèces bactériennes peuvent avoir des transports d'électron légèrement différents à l'égard de la quinone et du cytochrome. Et c'est dans chacune des étapes de la séquence de réduction dissimilative, qu'une réductase a été isolée.

D'après KRUL et VEENINGEN (1977), on peut distinguer deux nitrates - réductases A et B ayant respectivement une fonction respiratoire et une fonction nutritive.

L'absence des NO_3^- n'implique en rien l'absence de ces enzymes, qui ont été localisées dans les membranes des cellules bactériennes.

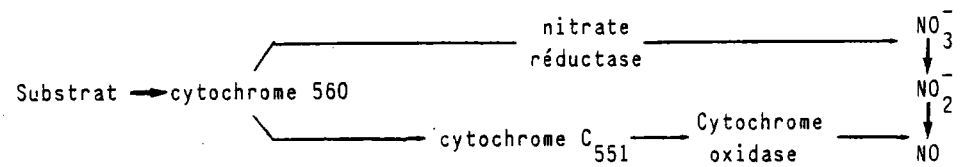
La présence de l'oxygène peut inhiber leurs activités, mais c'est le potentiel redox qui est le facteur régulateur, plutôt que la concentration en oxygène.

De même ClO_3^- - réduit lui aussi par NRA - peut inhiber ces enzymes en donnant des mutants (NRA = nitrate réductase A).

KRUL et VEENINGEN (1977) citent aussi le fait que les bactéries peuvent synthétiser les nitrates réductases même en milieu aérobie, indépendamment de la source d'azote présente.

On a remarqué une accumulation des nitrites temporaire du fait de répression par la présence d'oxygène de la synthèse de la nitrite réductase.

D'après BREZONIK (1975), chez Pseudomonas aeruginosa, les nitrates sont réduits en NO_2^- par nitrate réductase et il pense que les NO_2^- sont réduits à leur tour en NO par le cytochrome oxidase suivant la séquence :



COX et PAYNE (1973), ont pu isoler les nitrite et oxyde nitrique réductases et en caractériser les cytochromes associés et d'autres enzymes : ETS (Système de transport d'électrons mitochondrial).

De même, d'après DUNN et al. (1979), la réduction de NO_3^- en NO_2^- par la réductase A est couplée à une phosphorylation pour un grand nombre de microorganismes. Par contre la réduction de NO_2^- par dissimilation est différente d'un organisme à un autre. Ils notent que la réduction des nitrates par dissimilation est la même que pour l'assimilation.

Les bactéries nitrifiantes Nitrobacter et Nitrosomonas qui sont des aérobies stricts (KIESOW, 1972), peuvent en absence de l'O_2 devenir des réducteurs de NO_3^-.

La capacité maximale de dénitrification, d'après DOOD et BONE (1975), est de 0,13 mg $N\text{-}NO_3^-$/mg de cellules.h à 30°C, par contre pour DAWSON et MURPHY (1972), ce rapport est de 0,17 mg $N\text{-}NO_3^-$/mg cellules.h à 27°C.

Inversement, d'après BREZONIK (1975), la production cellulaire est plus faible pour des bactéries facultatives en présence de NO_3^- en anaérobiose ainsi le rapport est de 0,25 et 0,4 g de cellules/g substrat quand elles (A. aerogenes) sont en présence de NO_3^- ou de O_2 respectivement.

II - 3.2 - Différentes voies biologiques de la dénitrification

Schématiquement, on peut classer les procédés susceptibles de réaliser cette élimination :

. Mise en contact dans un réacteur à mélangeur intégral connu sous le nom des boues activées. Ce système nécessite la mise à la sortie de l'effluent d'un procédé de séparation liquide-boue, dont le rendement n'est pas toujours efficace et qui augmente le coût d'installation et d'exploitation.

Le rendement est limité par la concentration de la biomasse dans ce type de réacteur.

Il est bien évident, qu'un tel système ne peut être utilisé pour l'élimination des nitrates des eaux diluées.

. Réacteurs à biomasse fixée sur un support sur lesquels on peut avoir des concentrations importantes en microorganismes par conséquent des rendements élevés. La fixation peut se faire de plusieurs manières dont :

- fixation sur des particules à taille inférieure à 1 mm avec un flux d'eau brute ascendant et une certaine vitesse telle qu'on obtient une fluidisation des particules, ce qui permet d'avoir une surface développée plus grande,
- fixation sur des particules dont la taille est supérieure à 1 mm, dans ce cas le flux peut être ascendant ou descendant (lit fixe),

  Il existe des réacteurs à biomasse fixée intermédiaires entre les 2 cas cités auparavant,
- disques biologiques.

En parallèle, comme déjà indiqué, il faut distinguer dans le cas des eaux potables, la dénitrification par bactéries chimiorganotrophes (hétérotrophes) et celle par chimiolithotrophes (autotrophes). Dans notre cas, on va s'intéresser à la dénitrification hétérotrophe.

Comme on a noté précédemment, les bactéries dénitrifiantes hétérotrophes généralement aérobies facultatives ont besoin d'un substrat organique comme source de carbone.

Les électrons fournis par l'oxydation du substrat organique sont transférés par une chaîne d'enzymes jusqu'aux nitrates qui constituent l'accepteur final d'électrons.

Les exigences d'un tel procédé sont :

. présence de nitrates ou de nitrites,

. présence de bactéries hétérotrophes,

. présence d'une source de carbone,

. teneur faible en oxygène,

. présence du phosphore.

a - Cinétique

Pour l'application de la dénitrification des eaux potables, le substrat source de carbone, ne devra présenter aucune toxicité.

Ainsi le choix basé sur l'intérêt économique, conduit à l'éthanol et l'acide acétique. La comparaison des rapports stoechiométriques obtenus avec ces deux sources de carbone a montré une meilleure utilisation de l'alcool qui est sous forme plus réduite de l'acide (MARTIN et al., 1977).

Ainsi, en présence d'éthanol, les nitrates sont consommés par les bactéries selon trois voies :

La voie respiratoire :

$$2\ NO_3^- + \frac{1}{3}\ C_2H_5OH \longrightarrow 2\ NO_2^- + \frac{2}{3}\ CO_2 + H_2O\ .$$

$$2\ NO_2^- + \frac{1}{2}\ C_2H_5OH \longrightarrow N_2 + CO_2 + \frac{1}{2}\ H_2O + 2\ OH^-\ .$$

soit :

$$NO_3^- + \frac{5}{12}\ C_2H_5OH \longrightarrow \frac{1}{2}\ N_2 + \frac{5}{6}\ CO_2 + \frac{3}{4}\ H_2O + OH^-\ . \qquad (1)$$

La voie synthétique :

$$NO_3^- + \frac{50}{97}\ C_2H_5OH \longrightarrow 5\ \frac{C_5H_7NO_2}{97} + \frac{75}{97}\ CO_2 + \frac{84}{97}\ H_2O + \frac{46}{97}\ N_2 + OH^-\ . \qquad (2)$$

La voie endogène :

$$5\ C_5H_7NO_3 + 23\ NO_3^- \longrightarrow 25\ CO_2 + 6\ H_2O + 14\ N_2 + 23\ OH^-\ . \qquad (3)$$

D'après ALLEMAN et IRVINE (1980), en présence d'une source carbonée, la matière organique exogène est utilisée préférentiellement.

Les mécanismes de stockage sont très complexes dépendant d'une certaine relation avec le carbone extracellulaire et de la capacité de saturation de stockage et la difficulté réside dans le passage des réacteurs en batch à ceux en continu.

Ainsi, la réaction (3) peut être négligée. On déduit que pour les réactions (1) et (2), il faut 1,42 mg d'éthanol pour éliminer 1 mg de $N - NO_3^-$ et si on néglige la réaction de synthèse (2), il faut 1,34 mg d'éthanol pour éliminer 1 mg $N - NO_3^-$.

L'équation (1) permet le calcul des différents coefficients stoechiométriques :

$$V_E = 1,37\ V_N$$

$$V_{N_2} = -0,85\ V_N$$

V_N = vitesse de disparition de l'azote nitrique en mg/l h g MVS

V_E = vitesse de disparition de l'éthanol en mg/l h g MVS

V_{N_2} = vitesse de formation de l'azote en cm3/l h g MVS

D'après PHILIPOT (1982), le rapport stoechiométrique des équations (1) et (2) est C/N = 0,86, en pratique ce rapport s'exprime sous forme DCO/N = 3,27.

Pour les besoins en éthanol, on a la relation suivante :

$$C = \left[\Delta N - NO_3\right] \quad X \quad 1,96 + 0,55 \times \left[O_2\right]$$

$\left[\Delta N - NO_3\right]$ = abattement réalisé de la teneur en azote nitrique

$\left[O_2\right]$ = teneur en oxygène dissous dans l'eau brute

C = taux de l'éthanol en g/m3 d'eau brute

b - Ordre de la réaction

En supposant que le phosphore n'est pas un facteur limitant, ENGBERG et SCHROEDER (1975) proposent d'écrire l'équation de la vitesse de dénitrification sous la forme :

$$V_N = - \frac{\mu_M}{Y} \frac{N}{K_N + N} \frac{E}{K_E + E} \cdot S$$

où :

μ_M : coefficient de croissance T^{-1}.

Y : rendement cellulaire

N : concentration en azote nitrique (mg/l)

E : concentration en éthanol (mg/l)

S : concentration en biomasse (mg/l)

K_E, K_N : concentrations respectives en éthanol et nitrates quand $u = 1/2\ \mu_M$ (mg/l)

D'après REQUA et SCHROEDER (1973), les valeurs de K_N et K_E sont très faibles $K_N \simeq 0{,}06$ mg/l), donc pour une concentration en biomasse constante, la vitesse d'élimination des NO_3^- est constante. Ainsi l'ordre de réacteur de la réaction est zéro, confirmé par MARTIN et al. (1977), les résultats sont présentés sur la figure 9.

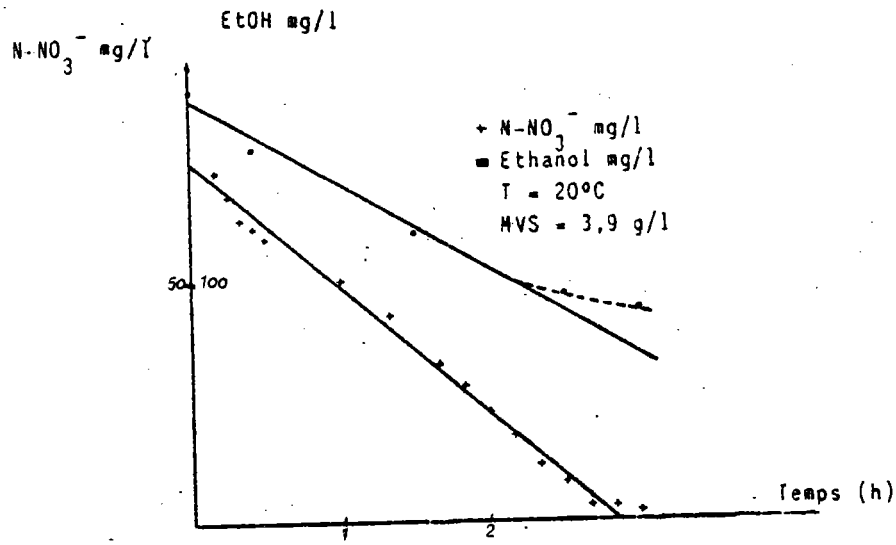


Fig. 9 - Cinétique d'élimination des nitrates avec un excès d'éthanol

c - Métabolites formés

Lors des expériences en batch, MARTIN et al. (1977), l'évolution conjuguée de la disparition des nitrates et la formation d'azote, comme le montre la figure 10, a été mise en évidence.

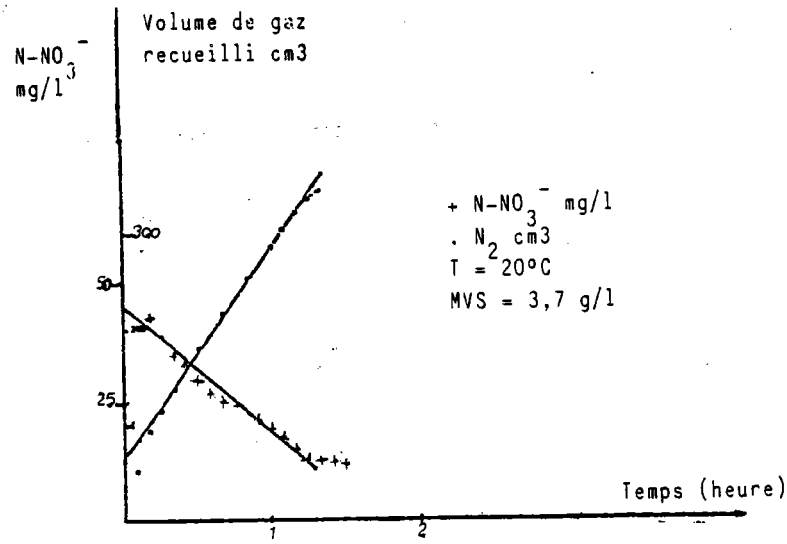


Fig. 10 - Evolution conjuguée de NO_3^- et N_2

De même, les taux de disparition de l'éthanol et celle de la formation de l'azote sont :

1,41 mg éthanol/mg N - NO_3^-

0,74 cm3 N_2/ mg N - NO_3^-

L'examen des chromatogrammes obtenus et les bilans présentés de l'éthanol ne décèlent aucune formation de composés intermédiaires. Même remarque pour le bilan de l'azote, l'analyse de gaz n'a révélé aucune formation ni de NO_2^-, ni Noxydé, (tableau 10), toujours pour la même expérience.

%	Composés
88	N_2
2,8	CO_2
9,2	O_2

Tab. 10 - Composition des gaz
(d'après MARTIN et al., 1977)

II - 3.3 - Facteurs influant sur la dénitrification

Etant donné qu'on utilise un garnissage, l'efficacité de la dénitrification va dépendre entre autre des éléments du choix du support :

- nature du support,
- taille effective (d_{10}),
- coefficient d'uniformité,
- forme des particules,
- friabilité,
- densité,
- porosité,
- capacité de la fixation ou de rétention bactérienne,

mais aussi du sens d'écoulement qui peut être descendant ou ascendant. Dans le cas de la dénitrification surtout sous pression, le sens ascendant est préférable de manière à éviter le colmatage et une meilleure répartition de la biomasse le long de la hauteur du lit, pour avoir une porosité plus élevée, mais surtout pour entraîner plus facilement le gaz produit.

Comme pour tout traitement biologique, la dénitrification va dépendre spécifiquement de la température, pH ...

II - 3.3.1 Température

D'après CHRISTENSEN et HARREMOES (1975), la dépendance de la dénitrification vis-à-vis de la température semble être plus importante que pour les traitements biologiques des eaux usées ordinaires. On a pu distinguer deux types de réponses-température : la réponse immédiate et celle à long terme.

La réponse à long terme est la plus intéressante et c'est celle qui est généralement déterminée lors des expériences.

La réponse à long terme représente la somme de la réponse immédiate et de celle liée à l'adaptation des microorganismes, et cette relation malheureusement n'est pas encore connue.

La relation entre le rendement de la dénitrification et la température peut être décrite théoriquement par l'équation d'Arrhenius :

$$RD_T = A.e^{-E/R(273+T)}$$

avec RD_T = rapport de dénitrification
A = facteur de fréquence
E = énergie d'activation
R = constante du gaz parfait
T = température en °C

Une approximation de cette équation est donnée par la relation

$$RD_T = RD_{20}.10^{K_T(T-20)}$$

RD_T = rapport de croissance maximale à T °C
K_T = constante de température

Les valeurs de K_T selon les essais réalisés par différents auteurs (tableau 11) varient de 0,02 à 0,08, selon le mode de culture, du type de biomasse et de la température.

Année	Auteur	Température °C	k_T $(°C)^{-1}$	Type de culture
1967	Hünerberg	11 - 21	0.66	Suspension
1970	Mulberger	10 - 20	0.05	"
1970	Mechalas	18 / 29	0.03	Fixée
1971	Stensel	10 - 20	0.05	Suspension
1972	Mulbarger	10 - 20	0.07	"
1972	Dawson	5 - 27	0.05	"
1972	Ide	10 - 40	0.05	"
1974	Murphy	6 - 25	0.03 0.03	" Fixée
1975	Sutton	5 - 25	0.04	Suspension
1975	Christensen	6 - 22	0.06	"
1975	Parker	15 - 24	0.07	"
1975	Harremoes	6 - 19	0.02	Fixée
1975	Barnard	18 - 24	0.04 0.08)	Suspension

Tableau 11 - Liste de littérature concernant l'influence de la température sur la dénitrification (d'après CHRISTENSEN et HARREMOES, 1975)

Ce tableau montre que la dépendance des bactéries en suspension vis-à-vis de la température est plus grande que par rapport à celles fixées.

D'autres expressions de température ont été proposées par les mêmes auteurs

$$\mu_{m,\,T} = \mu_{m,20} \cdot \theta^{(T\,-20)}$$

ou $$\mu_{m,T}/\mu_{m,T\,+\,10} = Q_{10}$$

Selon DAWSON et MURPHY (1972), les Pseudomonas denitrificans réduisent les NO_3^- à 5°C avec un rendement égal à un dixième de celui obtenu à 25°C, et que la période d'acclimatation à 5°C dure 8 jours alors qu'elle ne dure que 5 heures à 27°C. A 3°C il y a arrêt du phénomène.

Selon BREZONIK (1975), l'optimum de la température peut être de 25°C, mais aussi de 60°C. Il semble qu'aux températures élevées, la dénitrification peut s'effectuer jusqu'à 65 - 75°C et qu'elle cesse à 85°C.

En résumé, d'après DOOD et BONE (1975), la dépendance vis-à-vis de la température dépend de l'espèce bactérienne et de son optimum thermique d'action.

II - 3.3.2 pH

La dépendance de la dénitrification vis-à-vis du pH présente le même schéma que celle de la température, ainsi on a des effets du pH à court terme et celui à long terme.

La différence réside dans le fait que l'effet à court terme du changement du pH est le même que celui à long terme.

MARTIN et al. (1977) ont mis en évidence l'influence d'une brusque variation de pH. La figure 11 illustre les conséquences sur la vitesse de dénitrification.

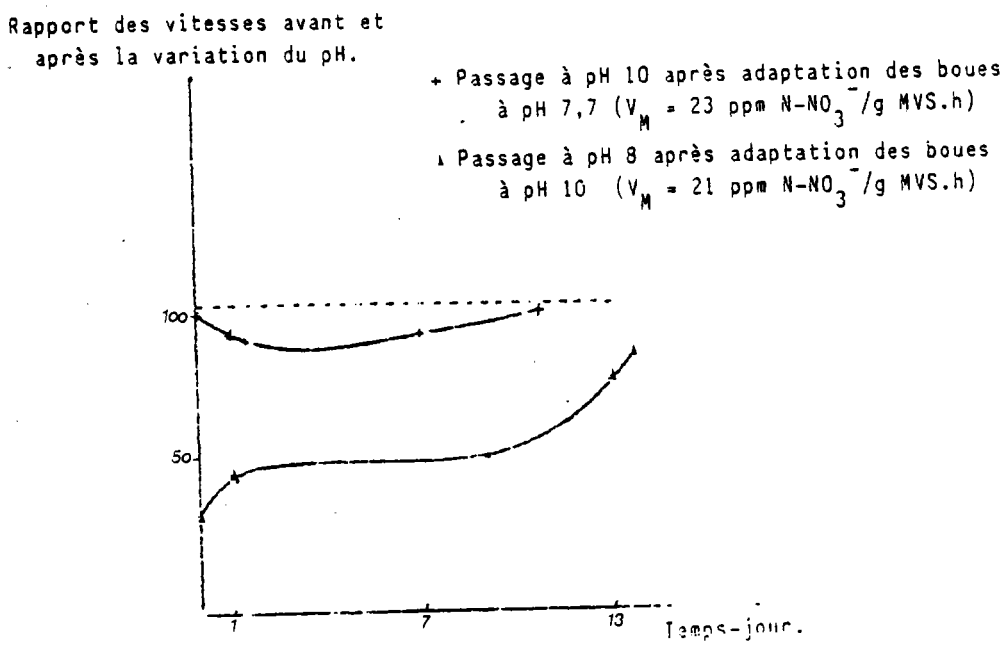


Fig. 11 - Influence de brusques variations du pH sur la vitesse de dénitrification

Un brusque passage à pH basique n'entraîne pas de diminution dans l'activité bactérienne. Par contre, après adaptation à pH 10, la reprise de l'activité bactérienne à pH 8 est très lente et demande au moins une semaine.

Ces résultats peuvent s'expliquer par l'existence de plusieurs souches bactériennes différentes ou bien par l'existence de deux domaines de pH pour une même souche.

DELWICHE (1956) a montré l'influence du pH sur le produit final de la dénitrification. Ainsi à pH > 7,3 le produit final est l'azote gazeux, par contre à pH < 7,3, N_2O sera obtenu. Autres auteurs confirment ces données, mais en signalant qu'à pH > 7,3 l'azote gazeux ne représente pas la totalité du gaz produit.

Lors d'une dénitrification en batch, en utilisant l'acétate comme source de carbone, DOOD et BONE (1975) concluent que le pH optimum, pour des activités des réductases nitratase et nitritase, est voisin de la valeur de 7,5 (figure 12).

Inversement, l'effet du pH sur la production cellulaire en fonction du carbone ou des nitrates est négative.

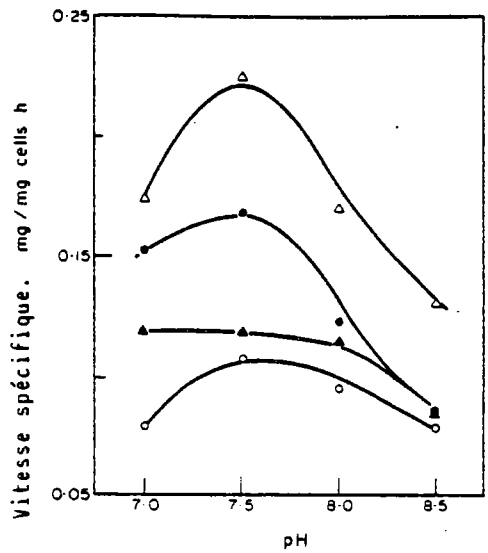


Fig. 12 - Vitesses de croissance spécifique et de l'élimination des nitrates, les activités des nitratase et nitrite réductase dans une culture en batch à différentes valeurs de pH.

o Vitesse d'élimination des nitrates • Vitesse de croissance spécifique

△ Activité de nitrite réductase ▲ Activité de la nitratase

D'après BREZONIK (1975), la sensibilité de la dénitrification à l'oxygène décroit pour des valeurs de pH inférieures à 6, ce qui peut être expliqué par le fait de la décomposition chimique des nitrites.

MARTIN et al. (1977), après une étude en batch avec l'utilisation de l'éthanol, ont déterminé deux optimums de la vitesse d'élimination des nitrates, l'un est situé entre des pH de 7,7 et 8,2 et l'autre entre 9,4 et 9,6. La vitesse à un pH 6,7 est égale à 50 % de celle observée à pH 8 (figure 13).

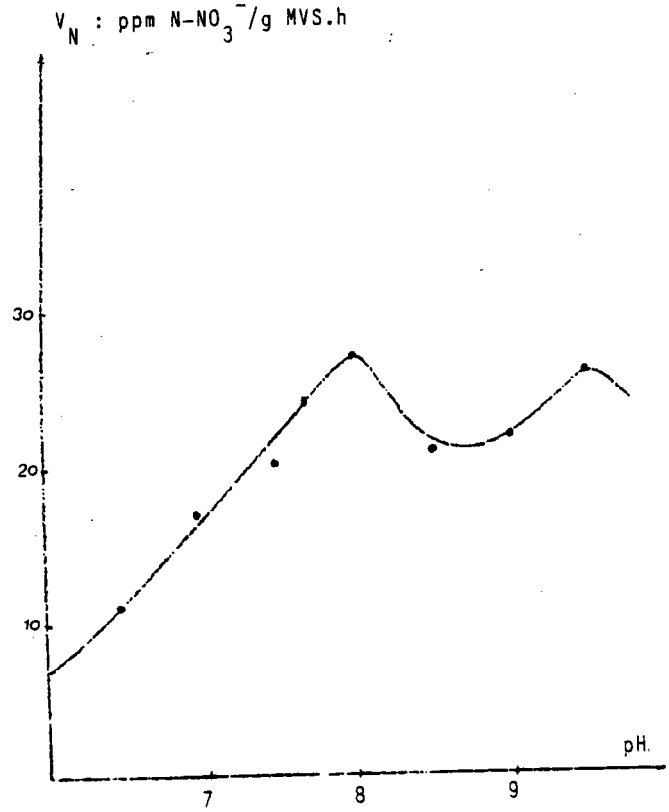


Fig. 13 - Influence du pH sur la vitesse de dénitrification à 20°C

Par contre la dénitrification a un effet sur le pH à la sortie du réacteur car les équations stoechiométriques montrent une production de l'ion OH^-, donc lors de la dénitrification, il y a une élévation du pH.

D'après PHILIPOT (1982), à une température de 12°C, l'élimination de 10 mg/l de N - NO_3^- élève le pH de 0,3 environ. Il conviendra dans certains cas de corriger le pH de l'eau traitée.

II - 3.3.3 Oxygène

L'influence de l'oxygène sur la biochimie du processus de la dénitrification a été abordée dans plusieurs publications. Seule la réduction des nitrates par dissimilation est influencée par la présence de l'oxygène, car d'après BREZONIK (1975), les nitrates au niveau énergétique ne sont pas meilleurs accepteurs d'électron que l'oxygène. Lors d'une oxydation de substances organiques, l'ordre d'affinité d'accepteur final d'électron est le suivant :

O_2, NO_3^-, SO_4^{--} et CO_2.

D'après CHRISTENSEN et HARREMOES (1975), le mécanisme d'inhibition par l'oxygène au niveau cellulaire n'est connue qu'en quelques détails, et que O_2 represse la formation des N.R. ou agit comme accepteur final d'électron à la place des nitrates.

Il est très important de distinguer dans les cultures fixes entre la tension d'oxygène à l'intérieur du micro-environnement autour des bactéries et celle dans le macro-environnement.

Il semble qu'une concentration de 1 à 2 mg O_2/l n'a pas d'influence sur la dénitrification par les cultures fixées, par contre pour les cultures en suspension la limite est de 0,5 mg/l

D'après PAINTER (1975), les enzymes réductases des nitrates peuvent être synthétisées en présence d'oxygène à des concentrations de 3,2 mg/l.

Le potentiel redox (CHRISTENSEN et HARREMOES, 1975), est le facteur important lié à la concentration en oxygène, et pour un potentiel mesuré inférieur à - 100 mV, on a une limitation du phénomène de la dénitrification, il n'empêche qu'au niveau cellulaire la réduction des nitrates peut se produire à un potentiel plus bas.

Des expériences faites sur 3 espèces : Alcaligenes, Pseudomonas fluorescens (accumulant NO_2) et Flavobacterium (Betlach et Tiedje, 1981), ont montré que l'addition de l'oxygène inhibe la production de gaz à partir de NO_3^- pour les 2 premières espèces, mais n'a pas d'influence sur les Flavobacterium. Par contre l'augementation de la tension d'oxygène provoque l'accumulation de N_2O pour les 3 espèces et la réduction des NO_2 est très sensible à la présence d'oxygène.

Par contre, d'après SKERMAN et al. (1958), les NO_2^- peuvent être dénitrifiées par l'Achromobacter liquefaciens en N_2 pour des concentrations en oxygène dissous aussi élevées que 8 mg/l et il apparaît que le pH joue un rôle important dans l'effet de l'oxygène sur la dénitrification.

En résumé et d'après PAINTER (1975), cette répression par l'oxygène des enzymes de la dissimilation dépend des espèces en question et de la concentration de l'oxygène dissous.

Plusieurs auteurs ont rapporté que la présence de l'oxygène augmente la quantité de matière organique utilisée comme source de carbone lors de la dénitrification, (PHILIPOT, 1982).

II - 3.3.4. Inhibition de la dénitrification

D'après CHRISTENSEN et HARREMOES (1975), des substances relatives à la dénitrification peuvent être toxiques comme :

NH_4^+, nitrates, méthanol, oxygène et le pH.

Pour les nitrites elles ne peuvent inhiber la dénitrification que pour une concentration supérieure à 30 mg $N-NO_2^-/l$.

D'après NASON (1958), d'autres corps ou composés inhibent la dénitrification comme le N-oxyde 2n-heptyl 4-hydroxyquinoléine, des agents chelatants comme les cyanures, les dithiols et les chlorates, de même que des composés organiques comme l'hydroxylamine et l'acide pyruvique, etc. D'autres essais ont montré la toxicité des métaux (Cr^{VI}, Cu^{II}, Ni^{II}, Pb^{II}) sur la flore dénitrifiante.

D'après BETLACH et TIEDJE (1981), NO_3^- peut inhiber la réductase de NO car les nitrates jouent un rôle préférentiel comme accepteur final d'électrons et NO_3^- n'inhibe pas la réduction de NO_2^-, mais l'accumulation de NO_2^- dépend du rapport relatif de NO_3^- et NO_2^- dans le milieu.

II - 3.3.5 Besoin en phosphore

Les ions PO_4^{3-} apparaîssent comme un facteur limitant de la croissance bactérienne à cause de leur rôle dans la synthèse de l'ATP.

D'après RICHARD et LEPRINCE (1982) la variation de la vitesse d'élimination des nitrates en fonction des phosphates montre un optimum compris entre 0,45 et 0,55 mg PO_4^{3-}/l (figure 14).

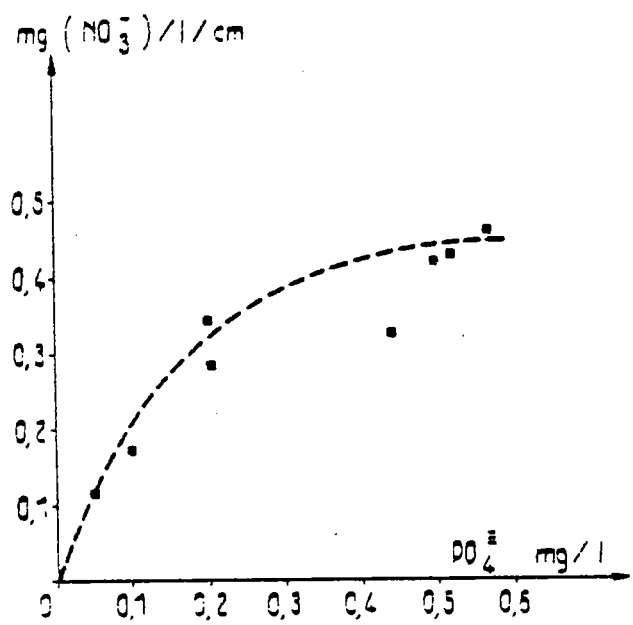


Fig. 14 - Influence du taux de phosphate introduit sur l'élimination des nitrates

Des valeurs supérieures, de l'ordre de 1 mg/l, favorisent par trop la croissance bactérienne au déterminant d'élimination des nitrates.

De façon générale, d'après PHILIPOT (1982), le besoin en phosphore est :

$$[P] = 0,01 \times \Delta N - NO_3^-$$

$[P]$ = taux de phosphore en g/m3

$\Delta N - NO_3^-$ = taux d'élimination de $N - NO_3^-$

II - 3.3.6 Concentration en biomasse

D'après RICHARD et LEPRINCE (1980) le rendement d'élimination en nitrates est proportionnel à la concentration des bactéries dans le réacteur.

La figure 15 montre que la diminution de la teneur en nitrates pour une concentration de 10 g/l en MVS est plus importante que celle de 7,5 g/l

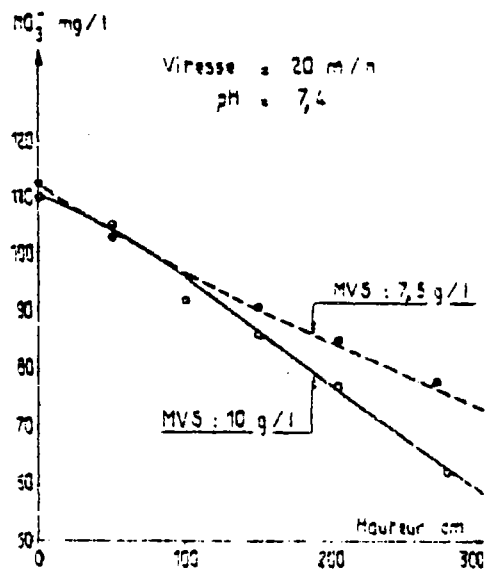


Fig. 15 - Influence de la concentration de boue sur le taux d'élimination des nitrates

mais on peut noter une diminution sensible du rendement, par vieillissement des boues, comme le montre la figure 16.

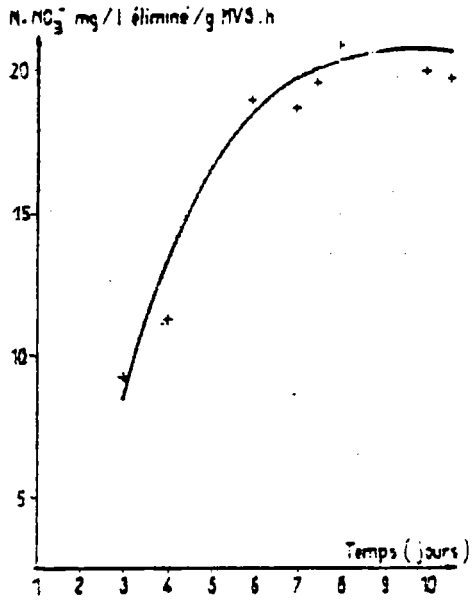


Fig. 16 - Influence de l'âge de la boue sur le taux d'élimination des nitrates

D'où la nécessité d'effectuer les lavages périodiques lorsqu'il n'y a pas de rejet des boues en excès par le réacteur lui-même.

II - 3.3.7 Nature des lavages

Le lavage doit permettre d'éliminer la biomasse en excès et une meilleure répartition hydraulique, de même qu'un renouvellement de la flore bactérienne.

Il peut être effectué à l'eau seule ou eau - air, d'après PHILIPOT (1982), l'utilisation de l'air n'est pas néfaste pour la dénitrification et la différence entre lavage eau et eau - air n'est pas significative, comme le montre le tableau 13.

Mode de décolmatage	Eau	Air + eau
Vitesse $m3m^{-2}.h^{-1}$	10	10
% DCO éliminé	77	78
% $N-NO_3$ éliminé	65	66

Tab. 13 - Influence de l'air utilisé pour le décolmatage, sur les rendements de dénitrification. Moyennes observées sur 3 cycles de filtration. (d'après PHILIPOT, 1982)

Selon la même référence, après lavage, on a constaté une teneur élevée des nitrites dans l'eau dénitrifiée qui tend à disparaître en fonction de l'établissement de l'anaérobiose dans le réacteur.

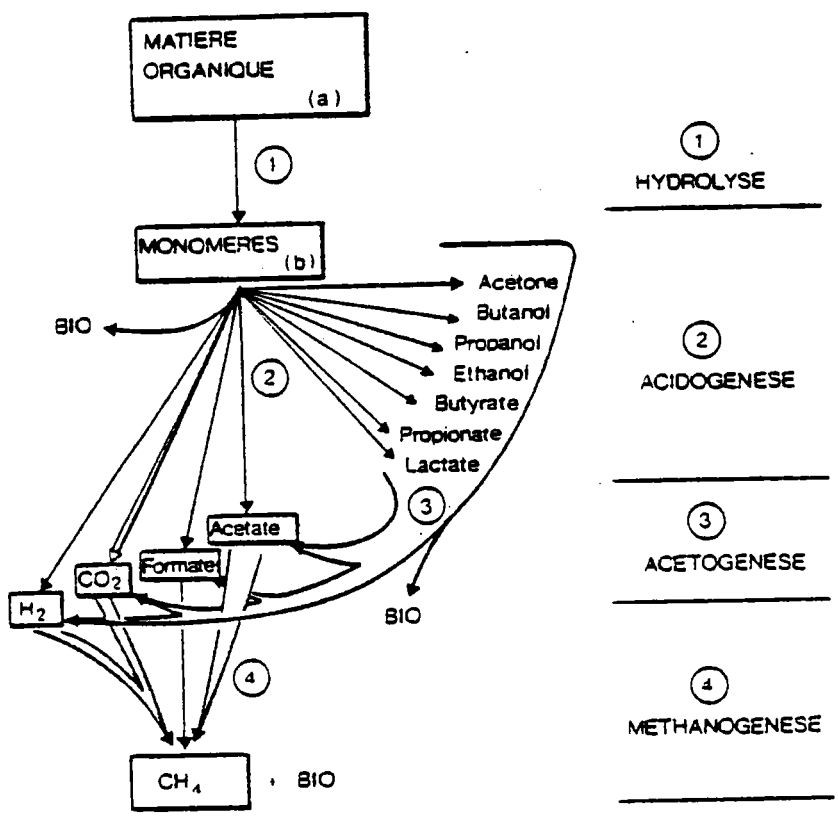
II - 4 Méthanisation

II - 4.1 Description des phénomènes fondamentaux

La fermentation méthanique est l'ensemble des processus biochimiques de dégradation anaérobie de la matière organique conduisant à la formation de méthane et de gaz carbonique.

II - 4.1.1 Les étapes du processus de la méthanisation

Jusqu'à un passé récent, on distinguait deux phases, l'acidogénèse et la méthanogénèse, actuellement, en fonction des transformations biochimiques effectuées par les différents groupes de microorganismes, quatre étapes successives ont été différenciées (fig. 17).



BIO : Biomasse microbienne
(a) : Polyosides, protéines, lipides
(b) : sucres simples, acides aminés, acides gras

Fig. 17 - La production de méthane. Les différentes étapes biochimiques de la dégradation anaérobie de la matière organique

(d'après DEMEYER et al. 1981)

1ère phase : l'hydrolyse du substrat

Cette première étape a pour objet de détruire la structure complexe de la matière organique (polyosides , protéines, lipides) en éléments simples : acides gras, acides aminés, plus facilement utilisables par les microorganismes. Il s'agit en particulier de briser la structure semi-cristalline des fibres, de détruire les parois cellulaires et de dépolymériser les grosses molécules (ex : cellulose).

L'hydrolyse de la matière organique est effectuée par des enzymes exocellulaires (ex : cellulase) produits par les microorganismes.

Cette étape peut être limitante au niveau du processus global de la fermentation car certains résidus organiques naturels (cellulose, lignine) sont peu ou pas dégradés par voie anaérobie et peuvent nécessiter un traitement préalable (hydrolyse chimique),(POHLAND, 1961).

2ème phase : acidogénèse

Durant cette étape les monomères produits précédemment lors de l'hydrolyse sont transformés en alcools et en acides organiques à longues chaînes.

Les espèces bactériennes anaérobies strictes, ou facultatives qui participent à la fermentation sont extrêmement nombreuses. En fonction des conditions du milieu et des populations microbiennes dominantes, les voies métaboliques empruntées peuvent être différentes et conduire à la formation d'acides organiques divers (formique, acétique, propionique) ne présentant pas les mêmes rendements de conversion en méthane.

Les produits formés lors de la phase acidogène, peuvent être très variables (acides organiques, alcool ...), en fonction des conditions du milieu et des espèces dominantes qui déterminent les voies métaboliques utilisées. En pratique, on recherche les conditions optimales de la glycolyse avec formation d'acide pyruvique, fermenté ensuite en acide acétique.

Par ailleurs, la présence de substrats peu polymérisés (sucres, amidons, hémicellulose), donc rapidement biodégradables, peut provoquer une accumulation d'acides organiques qui inhibent l'activité des microorganismes, du fait de l'acidité du milieu,(POHLAND, 1961).

3ème phase : l'acétogénèse

L'acétogénèse consiste en la transformation des produits résultant de l'acidogénèse en formate, acétate, H_2, CO_2 qui sont les précurseurs essentiels de la méthanogénèse.

Cette étape est primordiale, car elle évite l'accumulation d'acides organiques (autres que l'acide acétique) préjudiciables à la méthanogénèse, et en contrôle le processus, par la formation des précurseurs.

4ème phase : la méthanogénèse

Phase ultime de la fermentation méthanique, elle consiste à la formation de méthane à partir de composés simples (méthanol, acétate, formate, CO_2 ...). Cette transformation est réalisée par des microorganismes anaérobies strictes autotrophes ou hétérotrophes. Leur croissance est lente et nécessite des conditions de milieu particulières (facteurs de croissance, pH ...).

On distingue généralement trois mécanismes POHLAND (1961) :

- la décarboxylation de l'acide acétique : selon la réaction :

$$CH_3\ COOH \longrightarrow CH_4 + CO_2$$

Le méthane dérive du groupement méthyle et le CO_2 du groupement carboxylique.

- la réduction du CO_2 par un acide gras ou un alcool, avec formation d'acétate et de méthane. Ex : fermentation du butyrate par M. suboxydans.

$$2\ CH_3\ CH_2\ CH_2\ COOH + 2\ H_2O + CO_2 \longrightarrow 4\ CH_3\ COOH + CH_4.$$

Le carbone de méthane provient du CO_2 . Ex : fermentation de l'éthanol par M. omelianskii.

$$2\ CH_3\ CH_2\ OH + CO_2 \longrightarrow 2\ CH_3\ COOH + CH_4.$$

- la réduction du CO_2 en méthane par l'hydrogène

$$CO_2 + 4\ H_2 \longrightarrow CH_4 + 2\ H_2O$$

Lors de la méthanisation, une régulation des nutrients est nécessaire. Ainsi les besoins en N et P par rapport à 100 g de C sont de l'ordre de 2,5 et 0,3 g respectivement, par contre le besoin en S n'est pas bien déterminé mais il reste inférieur au besoin en P. D'autres éléments sont nécessaires mais à quantités réduites tels que le fer et le cobalt.

II - 4.1.2 Microbiologie

On distingue en général :

II - 4.1.2.1 les bactéries fermentatives, qui hydrolysent les substrats primaires (lipides, protéines, cellulose ...) en acides organiques (acide acétique et autres ...) alcools, H_2, CO_2, NH_3.

Contrairement aux bactéries méthanogènes dont les espèces sont peu nombreuses et très spécifiques, les bactéries hydrolytiques sont très variées.

Les bactéries anaérobies strictes sont les plus nombreuses, mais il existe également des anaérobies facultatives.

Le nombre, le type et l'espèce dépendent en particulier de la concentration et de la nature du substrat, (HOBSON et al., 1974).

Les autres bactéries

A côté des bactéries acidifiantes, on rencontre dans les digesteurs des bactéries produisant des sulfures, par réduction des sulfates, en particulier les bactéries de genre Desulfovibrio. On mentionne également la présence de bactéries lactiques et de bactéries dénitrifiantes : HOBSON et al. (1974).

II-4.1.2.2. Les bactéries acétogènes

Les bactéries acétogènes transforment les composés de fermentation intermédiaires (alcools, ...) formés lors de l'acidogénèse en acétate, formate, H_2, CO_2, qui sont les précurseurs de la méthanogénèse.

Actuellement, seules quelques souches ont été réellement identifiées.

BRYANT (1977) a montré l'existence d'une bactérie acétogène, incurvée, gram-négatif qui oxyde l'éthanol en acétate selon la réaction.

$$CH_3\ CH_2OH + H_2O \longrightarrow CH_3\ COO^- + H^+ + 2H_2$$

Cette réaction ne se déroule que s'il existe dans le milieu une bactérie utilisatrice d'H_2, en l'occurence une bactérie méthanogène.

Au niveau de l'acétogénèse, il y a donc nécessairement une action synergique de deux espèces, l'une produisant de l'acétate et de l'H_2, l'autre consommant l'H_2.

L'hydrogène peut être utilisé par des bactéries méthanogènes (M. omelianskii) ou par des bactéries homoacétogènes qui effectuent la synthèse de l'acétate à partir de H_2 et CO_2 (ex : Acetobacterium woodii, ou C. aceticum) STAFFORD et al. (1979).

Les bactéries homoacétogènes utilisent en particulier H_2 et CO_2 pour former l'acétate, précurseur du méthane. Leur vitesse de croissance est lente (temps de doublement : 3 h avec l'hydrogène). Le métabolisme des bactéries homoacétogènes contribue néanmoins au maintien de la pression partielle en H_2 basse, ZEIKUS (1979).

II-4.1.2.3 Les bactéries méthanogènes, utilisent l'acétate H_2 et CO_2 pour leur croissance et la production de CH_4 et CO_2.

L'identification des bactéries méthanogènes est gênée par les difficultés d'isolement liées aux nombreuses interactions entre bactéries KUBIAK (1980).

Les bactéries méthanogènes identifiées dans les boues digérées, ne semblent pas présenter de caractères morphologiques externes spécifiques. Leur structure et leur forme sont très diverses. Elles peuvent être gram-positif ou négatif, associées en chaîne ou filament : HOBSON et al. (1974).

Les bactéries sont anaérobies strictes, leur croissance nécessite des potentiels d'oxydo-réduction très négatifs (- 300 mv) et quelques espèces sont rapidement détruites par la présence d'oxygène : SCHLEGEL et BARNEA (1977).

Les bactéries méthanogènes sont capables d'utiliser un nombre limité de substrats comme source d'énergie, certaines dégradent seulement un ou deux composés.

Toutes les espèces utilisent NH_3 comme source d'azote, qui est formé lors de l'acidogénèse. En absence de NH_3, elles dégradent l'azote inorganique le plus oxydé, puis les acides aminés et les peptides. Toutes les espèces utilisent les sulfures et éventuellement la cystéine (mais pas les sulfates) comme source de S. Quelques espèces sont autotrophes, certaines utilisent préférentiellement l'acétate comme source de carbone pour leur synthèse, BRYANT (1977).

La vitesse de croissance des bactéries méthanogènes est très lente, (beaucoup plus que les bactéries acidogènes), ce qui implique d'une part un temps de séjour relativement long dans les digesteurs et d'autre part une régulation de la croissance des bactéries acidogènes afin d'éviter un abaissement du pH, HOBSON et al. (1974).

Les bactéries méthanogènes sont des biorégulateurs indispensables qui assurent l'activité et la stabilité des processus de fermentation.

Leur rôle de régulation se situe principalement à trois niveaux, (ZEIKUS, 1979) :

- la régulation des H^+ par le catabolisme de l'acide acétique :

$$CH_3\ COO^- + H^+ \longrightarrow CH_4 + CO_2$$

qui élimine les protons et assure le pH optimal de croissance des bactéries.

- la régulation des électrons : par le catabolisme de l'hydrogène :

$$4H_2 + CO_2 \longrightarrow CH_4 + 2\ H_2O.$$

crée les conditions favorables au catabolisme des composés tels que les acides gras, les alcools, les composés aromatiques par les bactéries acétogènes et favorise l'utilisation du substrat par les bactéries hydrolytiques.

Pöpel (1964) mentionne que ce métabolisme n'est possible qu'avec des substrats carbonés gazeux, à forte pression partielle d'hydrogène. En général cette réaction est négligée.

- la régulation des nutriments, par la synthèse de l'excrétion de composés qui favorisent la croissance de bactéries hétérotrophes.

II - 4.2 Facteurs influants

Comme tout traitement biologique, la méthanisation est influencée par plusieurs paramètres, dont :

. la température,

. l'oxygène, CO_2 et H_2

. éléments à effet toxique :

- effet toxique de la plupart des cations monovalents dont l'ion ammonium (NH_4^+),
- effet toxique des cations métalliques bivalents,
- effet toxique des métaux lourds.

. les éléments à l'équilibre acido-basique, non seulement le pH mais surtout la concentration en acides volatils, l'alcalinité totale.

Il est à noter qu'il faut tenir - compte des phénomènes de synergie et d'antagonisme des éléments toxiques car des interactions entre substances peuvent diminuer leur toxicité individuelle (complexation entre ions toxiques et des composés polaires).

Ces phénomènes dépendent du pH et des microorganismes en question; surtout de leur adaptation.

II - 4.2.1 Influence des conditions d'oxydo-réduction

Les réactions d'oxydo-réduction caractéristiques de la fermentation méthanique sont d'une part l'oxydation de l'hydrogène comme source d'énergie et d'autre part la réduction du CO_2 avec formation de méthane ou d'acide acétique.

En pratique, on veillera à assurer un potentiel redox le plus favorable à l'activité des bactéries méthanogènes, en limitant l'apport des substances oxydantes (NO_3^-, NO_2^-, O_2), car ce sont des bactéries anaérobies strictes, leur croissance nécessite un potentiel d'oxydation très négatif et plusieurs espèces sont détruites en présence d'oxygène.

Le potentiel redox le plus convenable est de - 300 mV pour un pH de 7,0 - 7,2, la variation d'une unité de pH entraîne une variation de 60 mV.

Ainsi l'oxydation de l'hydrogène - résultant de l'hydrolyse des matières organiques - constitue la source essentielle d'énergie pour ces bactéries, néanmoins d'autres substrats peuvent également être utilisés (le formate, l'acétate, le méthanol).

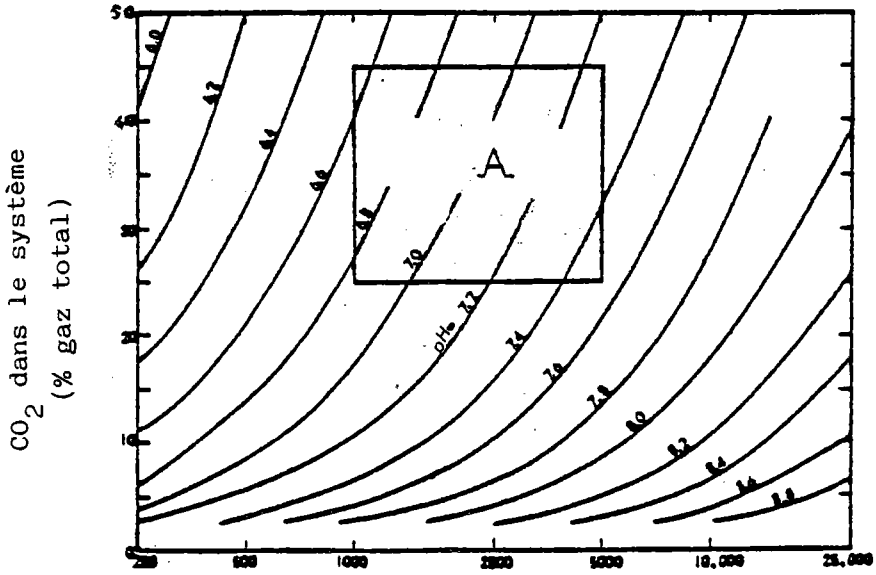
Plusieurs Auteurs soulignent le rôle de la pression partielle en hydrogène sur les réactions d'acétogénèse car lorsque cette pression est élevée, on peut avoir un blocage de l'activité des bactéries acétogènes.

De même, HANSSON (1979) a noté une baisse significative de la production du méthane à pression partielle élevée de CO_2.

II - 4.2.2 Equilibre acido-basique

Cet équilibre est caractérisé par celui du pH, qui dépend des concentrations en ions bicarbonates et en gaz carbonique.

La figure 18 illustre la relation existante, entre le pH, les bicarbonates, la pression partielle en CO_2 et les limites normales d'un traitement anaérobie:POHLAND (1961).



Alcalinité des bicarbonates (mg/l en $CaCO_3$)

A = cadre présente les limites d'un traitement anaérobie normal

Fig. 18 - Limites du traitement anaérobie en fonction du pH, CO_2 (d'après POHLAND, 1961)

Ainsi, quand il y a 1000 mg/l de bicarbonates et 30 à 40 % de gaz carbonique, le pH est d'environ 6,7.

La stabilité du processus de digestion, dépend de la réserve d'alcalinité. On estime qu'une alcalinité de 2500 à 5000 mg/l assure un effet tampon et limite les variations de pH.

Le métabolisme des bactéries méthanogènes est optimum pour un pH compris entre 6,4 et 7,2.

Une chute du pH est due à l'accumulation des acides volatils produits lors de l'hydrolyse et de l'acidogénèse d'un substrat très biodégradable, ou bien à l'inhibition des bactéries méthanogènes par certaines conditions. La croissance bactérienne est inhibée et la production du méthane chute rapidement pour des pH inférieurs à 6, car des faibles valeurs de pH favorisent la réduction des protons H_2 et limitent ainsi l'activité des oxydo-réductases des bactéries méthanogènes.

Mais BORCHARDT (1971) n'attribue pas la chute de production de CH_4 au pH directement mais aux éléments causes de cette chute. Son étude consiste à isoler l'étape méthanique par membrane à dialyse, semi-perméable aux acides volatils produits dans un réacteur acidogène. Par ajout progressif d'acide chlorhydrique, il montre que la production du CH_4 reste intéressante à un pH = 4,6.

Trois explications ont été avancées pour décrire les mécanismes d'inhibition. Pour certains auteurs, la diminution de pH, résultant de l'accumulation d'acides volatils est la cause principale de l'inhibition des bactéries méthanogènes, il suffit alors pour contrecarrer la chute du pH d'effectuer un ajout de chaux ou de soude. D'autres auteurs estiment que l'inhibition est due à l'accumulation d'acides volatils et ceci quelque soit le pH. Ils recommandent pour lever l'inhibition de réduire la charge ou de diminuer la concentration en acides par dilution : VAN VELSEN et LETTINGA (1979).

Selon ANDREWS (1969) l'inhibition résulterait des acides volatils non dissociés, qui pénètrent plus facilement dans la cellule, et peuvent conduire à un abaissement du pH, ayant un effet inhibiteur sur l'activité enzymatique.

Pour maintenir un régime de fonctionnement, il importe de contrôler les variations de la concentration d'acides volatils, avant que le pH n'induise une inhibition (pH $<$ 6,6).

L'accumulation d'acides volatils réduit la quantité de bicarbonates, qui sont transformés en gaz carbonique, puis, lorsque la totalité des bicarbonates est consommée, on observe une diminution du pH. Plutôt que d'utiliser le pH, qui est un paramètre de contrôle trop tardif, certains auteurs préconisent la mesure de "l'alcalinité des bicarbonates" pour contrôler la marche du digesteur. Un bon effet tampon peut être assuré par des concentrations de 2,5 à 5 g/l de bicarbonate, la teneur minimale étant de l'ordre de 1,5 g/l. En pratique, il est préférable de maintenir un rapport pondéral, acides volatils/alcalinité, de l'ordre de 0,2; BERNARD (1978).

Ainsi une régulation est indispensable surtout lors du démarrage d'une installation continue ; la phase d'acidogénèse débutant avant la méthanogénèse, et lorsque apparaît l'accumulation d'acides volatils consécutive à un déséquilibre métabolique.

Trois actions peuvent être envisagées :

- <u>l'adjonction de chaux</u>

La chaux absorbe le CO_2 et donne un bicarbonate de calcium, qui neutralise l'acidité en excès des acides volatils et assure un certain pouvoir tampon. L'adjonction de chaux bien que souvent utilisée dans la conduite de digesteurs, en particulier lors du démarrage, est très controversée. Certains auteurs estiment qu'elle est inefficace dans la mesure où l'inhibition est liée à la nature des acides volatils et non au pH. D'autres auteurs pensent que la chaux ne doit être réellement utilisée que pour des pH inférieurs à 6,5, compte tenu de la faible solubilité du bicarbonate de calcium et les risques de précipitation de $CaCO_3$ au fond du fermenteur, LAGRANGE (1979).

- l'adjonction d'autres composés alcalins ($NaOH$, $NaHCO_3$)

D'autres composés ont été proposés, ils ont généralement l'avantage de présenter une mise en oeuvre plus aisée et de supprimer les risques de précipitation. Par ailleurs, ils sont souvent plus chers.

Cependant Mc CARTY et Mc KINNEY (1961) ont mis en évidence que certains des cations utilisés présentent une réelle toxicité pour les bactéries méthanogènes.

- la réduction de charge ou la dilution

La diminution de la charge du digesteur, réduit la formation d'acides volatils et peut permettre aux bactéries méthanogènes non inhibées de rétablir l'équilibre acido-basique. De même une dilution du milieu conduit à une réduction de la concentration et peut permettre de lever l'inhibition.

Une auto-régulation du milieu est due essentiellement au métabolisme des bactéries méthanogènes qui conduit à la formation de bicarbonates et concourt à la neutralisation des acides volatils, ce qui montre l'intérêt des réacteurs agités pour cette question, ou celui du recyclage de l'effluent.

II - 4.2.3. Influence de température

L'incidence de la température sur la méthanisation se manifeste sur les constantes d'équilibre chimique des composés du carbone minéral et sur les microorganismes selon leur nature. On distingue en fonction de la température trois classes de microorganismes :

- bactéries thermophiles qui présentent leur optimum de croissance entre $50° \leq T \leq 60°C$,
- bactéries mésophiles, leur optimum se situe entre $20°C \leq T \leq 45°C$,
- bactéries psycrophiles avec un optimum de croissance situé entre $8°C \leq T \leq 20°C$.

Seules les premières classes ont été utilisées dans les procédés classiques de méthanisation. Les bactéries thermophiles présentent plusieurs avantages :

- la diminution du temps de rétention,
- l'augmentation du taux d'utilisation du substrat, ZEIKUS (1979),
- l'accroissement de la production de gaz, GHOSH et al. (1978).

Par contre, elles présentent également un certain nombre d'inconvénients, en particulier :

- une plus grande sensibilité aux variations de température, et à l'action des inhibiteurs,
- une diminution de la stabilité du processus global,
- apport important d'énergie.

. Incidence de la température sur l'activité des bactéries acidogènes et méthanogènes

La fermentation méthanique résulte d'un équilibre entre diverses réactions métaboliques présentant chacune une dépendance spécifique par rapport à la température.

Une expérimentation intéressante a mis en évidence, l'influence de la température sur les bactéries acidogènes et méthanogènes, par une mesure de l'évolution de la teneur en acides volatils et de la production de gaz, DERENZO (1977) - (Fig. 19).

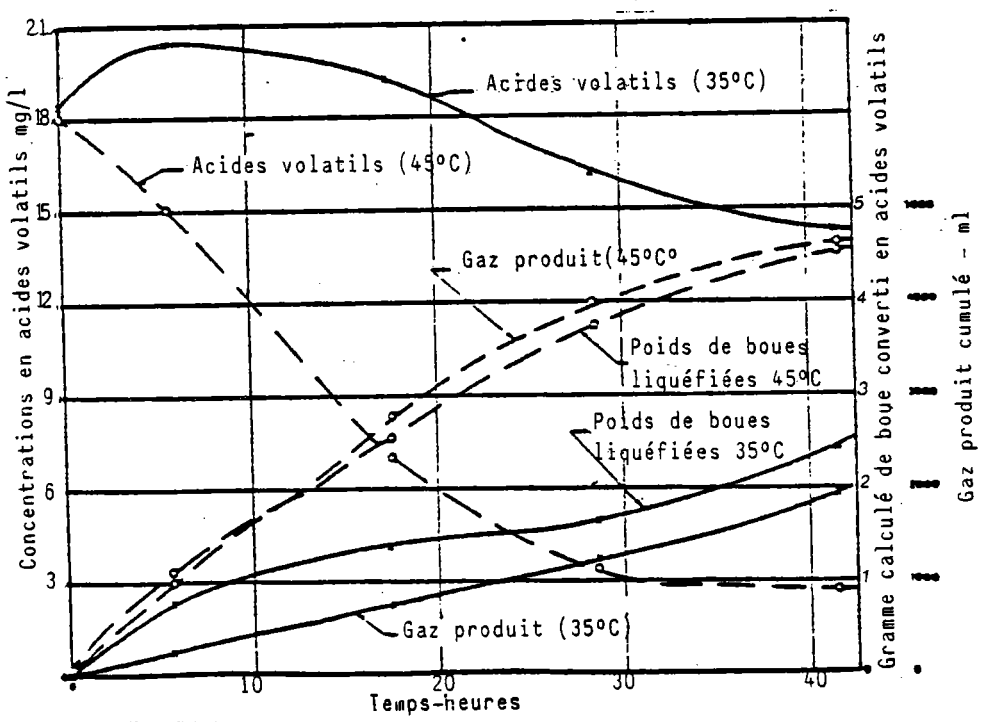


Fig. 19 - Comparaison des performances de la digestion à 35°C et 45°C (d'après DERENZO , 1977)

Pour les substrats solubles (de type agroalimentaire) l'optimum de température se situe vers 40 à 45°C, DERENZO (1977).

. Incidence de la température sur la durée optimale de rétention

L'influence de la température sur l'activité des bactéries méthaniques, a une conséquence sur les temps de séjours nécessaires pour obtenir une digestion complète.

Les digesteurs non chauffés (T : 8-15°C) nécessitent des temps de séjours considérables (de l'ordre de 100 j) pour obtenir une digestion complète, BERNARD (1978).

HAWKES (1979)a observé que le dédoublement de la température permet de réduire par 2 ou par 3 la durée de rétention, lors d'une fermentation méthanique de déchets animaux.

. Influence de la température sur la production de gaz (mésophile)

La production de gaz étant directement reliée à l'activité des bactéries méthanogènes, une augmentation de température se traduit par un accroissement de la production de gaz, jusqu'à une certaine limite.

L'allure générale de la courbe traduisant l'effet de la température sur la production de gaz est - selon les différents auteurs - présentée sur la figure 20.

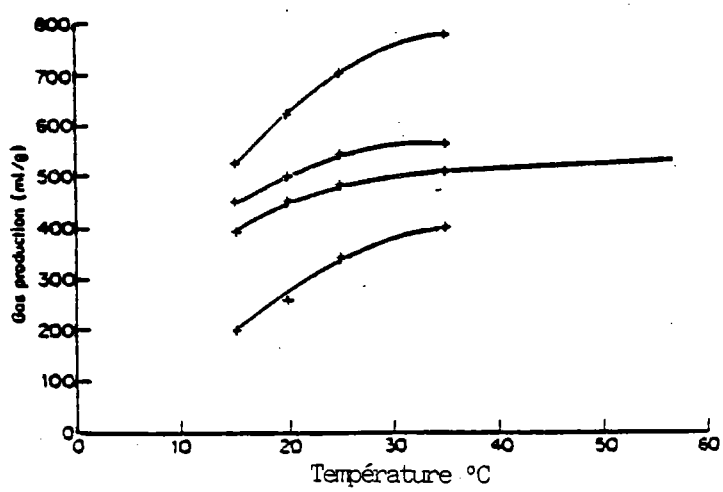


Fig. 20 - Effet de la température sur la production du gaz (tirée de HAWKES, 1979)

On observe que pour les températures supérieures à 30-35°C, l'augmentation de production de gaz est réduite, et l'intérêt d'un tel accroissement peut être limité sur le plan économique (déperdition de chaleur ...).

Ce qui est bien illustré par le schéma de la figure 22.

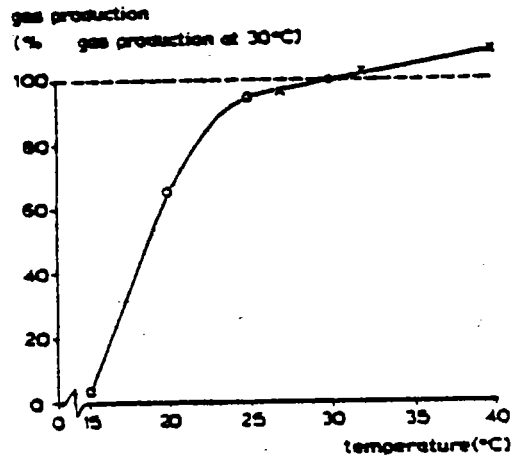


Fig. 21 - Influence de la température sur la digestion
(d'après HAWKE, 1979)

Cependant la variation de la production de gaz consécutive à une variation de température dépend étroitement du substrat et des paramètres de fonctionnement.

Il est à noter que pour GHOSH et al. (1978) les variations de température tolérables, c'est-à-dire n'induisant pas de diminution notable de la production de gaz, sont de ± 2,8°C à 38°C, ± 0,8°C à 49°C et ± 0,3°C à 52°C. Ce qui induit une bonne stabilité relative des bactéries mésophiles à des variations de températures.

. Incidence de la température sur les coefficients cinétiques

LAWRENCE & Mc CARTY (69), ont remarqué qu'il existait une influence de la température sur les coefficients μ_0 et K_s du modèle de Monod de croissance :

$$U = \frac{\mu_0 \cdot S}{K_s + S}$$

U : taux d'utilisation du substrat par unité de masse des microorganismes et de temps, J^{-1}

S : concentration du substrat mg/l

μ_0 : taux maximal d'utilisation du substrat par unité de masse de microorganismes et de temps, J^{-1}

K_s : concentration en substrat correspondant à $\mu_0/2$, mg/l.

. Pour la valeur de μ_0 : elle est constante pour l'acide propionique entre 35°C et 25°C, cependant, pour l'acétate elle est approximativement égale entre 30° et 25°C mais ne présente que 58 % de sa valeur à 35°C.

. Pour la valeur de K_s : elle suit la loi d'ARRHENIUS bien que de signe contraire.

$$1/K_s = A.e^{-E/RT} \quad \text{pour} \quad 10°C < T < 40°C$$

Par exemple l'incidence de la température sur les coefficents cinétiques de l'utilisation des acides volatils est indiquée au tableau 14 Mc CARTY (1980).

Acide volatil	35°C		30°C		25°C	
	μ_0	K_S	μ_0	K_S	μ_0	K_S
Acétique	8,1	154	4,8	333	4,7	869
Propionique	9,6	32	-	-	9,8	613
Butyrique	15,6	5	-	-	-	-

μ_0 = mg/mg/j $\quad K_S$ = mg/l

Tab. 14 - Valeurs moyennes des coefficients μ_0 et K_S (d'après Mc CARTY, 1980)

SWITZENBAUM et JEWELL (1980) utilisent la même loi pour exprimer la dépendance des taux μ_0 et K_s combinés par rapport à la température lors d'un traitement anaérobie par lit en expansion.

Ainsi en négligeant S devant K_s on a :

$$U = \frac{\mu_0 \; S}{K_s + S} \simeq K_2.S \quad \text{avec} \quad K_2 = \frac{\mu_0}{K_s}$$

Il trouve que E, énergie d'activation, est de l'ordre de 9,5 Kcal/mole, ce qui représente un avantage par rapport à la biomasse en suspension dont E ≃ 15 Kcal/mole.

Plus simple, PANO et MIDDLEBROOKS (1983) expriment la dépendance de μ_0 en fonction de la température, en tenant compte du taux de la mortalité, par les équations suivantes :

$$(K_d)_T = (K_d)_{20} \cdot \theta_d^{T-20}$$

$$(K)_T = (K)_{20} \cdot \theta_s^{T-20}$$

$(K_d)_T$, $(K)_T$: respectivement taux de mortalité et réaction à la température T, J^{-1}

$(K_d)_T$, $(K)_T$: taux à 20°C, J^{-1}

θ_d, θ_s : facteurs de température

T : température en °C

En résumé, les valeurs de l'énergie d'activition E et la constante A de la loi d'ARRHENIUS sont très discutées entre différents auteurs, dépendant de la nature du substrat et de la considération ou non du taux de mortalité mais surtout de la concentration en biomasse.

II — 4.2.4 Autres substances inhibitrices

Parmi les principales substrances inhibitrices de la méthanisation on peut indiquer les suivantes :

- les cations : NH_4^+, K^+, Na, Mg^{++} ...
- métaux lourds : cuivre, zinc et nickel ...
- métaux alcalins et alcalino-terreux dans des concentrations élevées,
- sulfures,
- détergents,
- hydrocarbures chlorés

II - 4.2.4.1 Cations

Mc CARTY et Mc KINNEY (1961) ont étudié l'effet des cations mono et divalents sur la formation de méthane à partir de l'acétate. Ils estiment que les cations monovalents sont généralement plus toxiques que les éléments divalents ($NH_4^+ > K^+ > Na^+ > Mg^{++} > Ca^{++}$).

L'azote ammoniacal est produit essentiellement lors de l'hydrolyse de protides. Une fraction est réutilisée comme source d'azote lors de la croissance bactérienne.

Ainsi, lors de la décomposition des matières protéiniques, les mécanismes d'ammonification (désamination des acides aminés ...) conduit à la formation d'ammoniaque :

$$C,O,H,N,S, \longrightarrow \underbrace{CO_2 + N_2O + NH_3}_{NH_4 H CO_3} + CH_4 + H_2S$$

Une accumulation de NH_4^+, conduit à une augmentation du pH et à une inhibition des bactéries acétogènes.

La croissance des bactéries de la fermentation méthanique, impose une concentration en azote ammoniacal minimum de l'ordre de 200-500 mg/l. Mc CARTY & KINNEY (1961) affirment que seul l'ammoniac libre est toxique (NH_3).

Selon certains auteurs l'inhibition de l'activité des bactéries méthanogènes par le NH_3 apparaît, pour des concentrations comprises entre 1500 et 3000 mg/l pour un pH 7,4. En fait, le seuil de toxicité est fonction de l'acclimatation de la biomasse, VELSEN et LETTINGA (1979) ont mis en évidence l'absence d'inhibition pour des concentrations supérieures à 3075 mg NH_4^+/l pour des bactéries acclimatées à 2420 mg NH_4^+/l.

Les avis sont très partagés sur les seuils de toxicité de NH_4^+. Néanmoins une inhibition temporaire peut apparaître avec certains susbtrats très protéiniques, lors de la phase de démarrage, VELSEN et LETTINGA (1979).

Pour remédier à ce problème, un abaissement du pH a été quelquefois utilisé avec l'emploi d'acide nitrique, cependant la mise en oeuvre et le contrôle d'une telle action sont délicats. Le plus sûr est la diminution de la charge, en la réduisant à 50 et 75 % de la charge maximale, jusqu'au retour de l'équilibre.

Au niveau de l'inhibition par les cations, KUGELMAN (1971) a montré l'importance des phénomènes de synergisme et d'antagonisme.

Chaque élément présente un optimum de concentration (0,01 M pour les cations monovalents, 0,005 M pour le Ca^{++} et Mg^{++}), au-delà duquel il y a inhibition, qui peut être évaluée en particulier par la variation de la vitesse de croissance μ.

La présence d'ions antagonistes peut fortement réduire l'effet inhibiteur de cations spécifiques. Ainsi 300 mg/l de K réduisent 80 % de l'inhibition de 7000 mg/l de Na^+, MOREAU (1971).

Ces phénomènes d'inhibition peuvent survenir en particulier lors des adjonctions de chaux et de la digestion des boues physico-chimiques.

II - 4.2.4.2. Métaux lourds

De nombreuses études mentionnent que l'inhibition est due à la présence de métaux lourds et que les bactéries méthanogènes seraient plus sensibles à la toxicité des métaux lourds que les autres bactéries.

En fait, il est difficile d'établir une relation entre la concentration ajoutée et la toxicité, car il semble que seuls les métaux à l'état soluble participent à l'inhibition. : KUGELMAN et Mc CARTY (1965).

L'incidence au niveau de certains paramètres de fonctionnement de la présence de métaux lourds a été mise en évidence en particulier par HAYES et THEIS (1978) qui a déterminé également les seuils de toxicité, tableau 15.

Métaux lourds	Seuil d'inhibition	Limite toxique
Cr(III)	130	260
Cr(VI)	110	420
Cu	40	70
Ni	10	30
Cd	-	> 20
Pb	340	> 340
Zn	400	600

Tab. 15 - Limites de toxicité des métaux lourds

La toxicité respective des différents métaux et les seuils varient suivant les auteurs. Ainsi, MATSUMUTO (1978) classe les métaux par ordre de toxicité croissante : Cr > Cu > Zn > Cd > Ni.

Le rôle des sulfures dans la protection contre la toxicité du cuivre, du zinc, nickel et fer, a été mis en évidence, en particulier, par LAWRENCE et Mc CARTY (1965).

III - MATERIELS ET METHODES

III - 1 REACTEUR A BIOMASSE IMMOBILISEE (R.B.I.)

a) Conception du R.B.I.

Lors de l'étude critique de la conception des réacteurs biologiques anaérobies et anoxiques (II-1), on a pu montrer l'intérêt d'un réacteur où la biomasse serait retenue dans un garnissage, sans être fixée à ses particules solides.

Pour répondre à ce souhait, des travaux de recherche interne menés à l'I.R.H. ont abouti à une nouvelle conception de réacteur biologique se caractérisant par :

. l'utilisation en lit fixe ou en lit mobile d'un matériau (improprement appelé support) formé de billes de masse volumique inférieure à celle de l'eau. Ce matériau est totalement immergé dans le milieu liquide grâce à un moyen physique de rétention (par exemple par une grille placée à la partie supérieure du réacteur).

. le développement et le maintien d'une biomasse aérobie ou anaérobie dans les interstices entre les billes de matériau.

Ce réacteur a été étudié pour l'épuration aérobie des eaux usées, la nitrification et dénitrification des eaux usées et celle des eaux potables.

Cette inovation, a fait l'objet d'un dépôt de brevet (SOBEA, 1982)* du fait de son intérêt technique et économique.

Les caractéristiques générales de ce réacteur permettent d'avoir :

. une concentration élevée en biomasse,

. une biomasse non fixée : donc facilité de lavage, possibilité de renouvellement de la biomasse et meilleur contact liquide-biomasse, du fait qu'il s'opère non sur une surface mais dans toute la masse de la structure poreuse,

. un garnissage léger : maintenant la cohésion du lit actif lors d'un fonctionnement hydraulique permanent, et par contre une séparation plus facile de ses particules (billes),

. un minimum de fixation des microorganismes à la surface des billes.

---

* Brevet français, "Procédé de traitement biologique et réacteur à lit fixe pour sa mise en oeuvre".

Déposé sous le n° 82 22 164, SOBEA, 29/12/1982

La recherche de garnissages satisfaisant à cette condition a fait l'objet de plusieurs études à l'I.R.H.

Parmi les multiples matériaux étudiés et retenus, le polyéthylène à basse densité a été utilisé lors de ces travaux, essentiellement pour sa disponibilité sur le marché et de son prix (matériaux de récupération).

Les études internes ont permis de montrer les avantages de ce type de réacteur, résumés comme suit :

. une fonction de rétention des particules solides par les billes (effet de filtration) qui permet d'obtenir une phase liquide clarifiée en sortant du réacteur biologique sans qu'il soit nécessaire de faire appel à un moyen de séparation physique de la biomasse entraînée (par exemple par décantation, flottation, séparation centrifuge) ou à un recyclage de celle-ci dans le réacteur pour y maintenir une concentration suffisante. Les essais déjà entrepris montrent la possibilité de maintenir une concentration de biomasse élevée

. la possibilité d'injecter un flux gazeux ascendant à travers le lit de billes (oxygène, air, CO_2) en utilisant celui-ci comme contacteur gaz-liquide. Les avantages potentiels liés à la conception du réacteur sont d'une durée de rétention élevée des bulles gazeuses à travers le lit du fait de leur trajet sinueux et des pertes de charge qui s'opposent à leur passage, et d'autre part, le maintien dans le réacteur d'un rapport volume de phase gazeuse/volume de phase liquide élevé particulièrement utile lorsqu'une biomasse concentrée requiert des besoins élevés en oxygène,

. la possibilité de séparer une phase gazeuse (par exemple CH_4 + CO_2) produite par le métabolisme bactérien en minimisant les entraînements de biomasse,

. la possibilité de véhiculer le fluide à travers le réacteur dans un sens ascendant ou descendant et par conséquent, lors de l'injection simultanée d'une phase liquide, de réaliser un contact liquide/gaz à co-courant ou à contre-courant selon l'intérêt de ces solutions.

b) Applications potentielles de ce procédé

Cette conception de réacteur biologique paraît apte à la réalisation de nombreux types de traitement des eaux d'alimentation et résiduaires, au prix d'une dépense énergétique et d'un volume d'ouvrage (investissement) nettement plus faibles que ceux des procédés classiques. Parmi les champs d'application potentiels citons :

. l'utilisation comme contacteur et réacteur chimique gaz/liquide (dont l'intérêt reste à démontrer par rapport aux solutions alternatives) pour des applications du type dissolution d'air ou d'oxygène en déferrisation, neutralisation acido-basique par le CO_2, etc.,

. l'utilisation comme réacteur biologique aérobie pour l'élimination de la pollution carbonée soit à très forte charge, soit à moyenne ou faible charge,

. l'utilisation comme réacteur biologique aérobie de nitrification et comme réacteur biologique anoxique de dénitrification d'eaux usées ou moyennant des précautions d'alimentarité des matériaux et réactifs, comme réacteur biologique de dénitrification d'eaux potables,

. l'utilisation comme réacteur aérobie de déferrisation biologique,

. l'utilisation comme réacteur biologique anaérobie en fermentation méthanique de substrats organiques dissous.

III - 2 Les méthodes d'étude

III - 2.1 Méthodes analytiques

La description des méthodes d'analyse porte sur les critères suivants :

1. DCO = norme NF T 90-101

Oxydation par excès de dichromate de potassium en milieu acide et à l'ébullition des matières oxydables contenues dans l'échantillon, en présence de sulfate d'argent (catalyseur) et de sulfate de mercure (agent complexant les chlorures), puis, détermination de l'excès de dichromate par une solution de sulfate de fer et d'ammonium.

Une dilution des réactifs s'avère nécessaire lorsque la DCO est inférieure à 50 mg/l.

La DCO reste un concept global et la DCO sortante du réacteur n'est pas forcément constituée du substrat de l'entrée, mais aussi de ses métabolites et des matières en suspension plus ou moins finement divisées notamment colloïdales.

Le calcul sur la reproductibilité de la méthode de la DCO pour la détermination de l'éthanol lors de la dénitrification a montré que 1 g d'alcool dénaturé utilisé entraîne 1,96 g de DCO. La valeur théorique de l'oxydation de l'éthanol employé est de 1,98 g de DCO pour 1 g d'alcool. En général, l'erreur relative sur la mesure de la DCO s'avère égale à 8 %.

2. Nitrites = NF T 90-013

Diazotation de la sulfanilamide par les nitrites en présence de dichlorure de N-(1-naphtyl éthylène diamine).

Mesure spectrophotométrique à une longueur d'onde voisine de 537 nm de la coloration du complexe rose formé.

La fiabilité de la méthode est de 5 % pour des concentrations inférieures à 0,25 mg $N-NO_2^-$/l par contre nous avons constaté que pour des concentrations supérieures à 1 mg $N-NO_2^-$/l, l'erreur relative est de 20 %, et elle est de 8 % pour des concentrations comprises entre ces deux valeurs.

3. Nitrates

La détermination des nitrates dans l'eau est la plus difficile et s'expose au plus grand nombre d'interférences des constituants. Par conséquent, le nombre de méthodes d'analyses proposées est plus grand que celui de n'importe quelle autre forme d'azote.

JENKINS (1975) a réalisé une récapitulation critique de toutes ces méthodes.

Parmi les différentes méthodes, de la détermination de la concentration en nitrates, la méthode à la brucine s'est averée la plus adaptée lors des nos essais, car la détermination journalière des teneurs en NO_3^- exige une méthode rapide, convenable aux concentrations étudiées avec un rapport de dilution faible. Cette méthode consiste à une réaction des nitrates avec la brucine, développement d'une coloration jaune à 105°C, déterminée à 410 nm. La méthode est reproductible entre 0,1 et 2 mg/l, $N-NO_3^-$. Tous les agents oxydants ou réducteurs interférent, l'ajout de l'acide sulfanilique élimine l'interférence des NO_2^-. En présence de chlore libre, il est nécessaire d'ajouter de l'arsenite de sodium.

Du fait des dilutions effectuées sur les échantillons d'analyse, l'erreur relative passe de 3 % pour des concentrations inférieures à 3,5 $N-NO_3^-$ mg/l à 12 % pour celles supérieures à 20 $N-NO_3^-$ mg/l.

De même nous avons remarqué qu'il n'y a pas d'interférences de l'azote nitreux pour des valeurs inférieures à 5 mg $N-NO_2^-$ mg/l.

4. - Matières en suspension totales (MeST) : détermination gravimétrique par filtration et séchage à 105°C.

   - Matières minérales en suspension (M.M.S.) : détermination de la matière résiduelle après incinération à 550°C des MeST.

   - Matières volatiles en suspension (M.V.S.) : approximées par différence entre MeST et M.M.S.

5. Détermination de la capacité tampon en méthanisation :

   - les acides volatils totaux : exprimés en milliéquivalents/litre, sont déterminés par titrage acide/base, leur valeur recouvre les sels d'acides volatils et les acides non dissociés.

   - L'alcalinité totale : exprimée en milliéquivalents/litre, déterminée de même par titrage acide/base, elle recouvre les sels d'acides volatils et les bicarbonates.

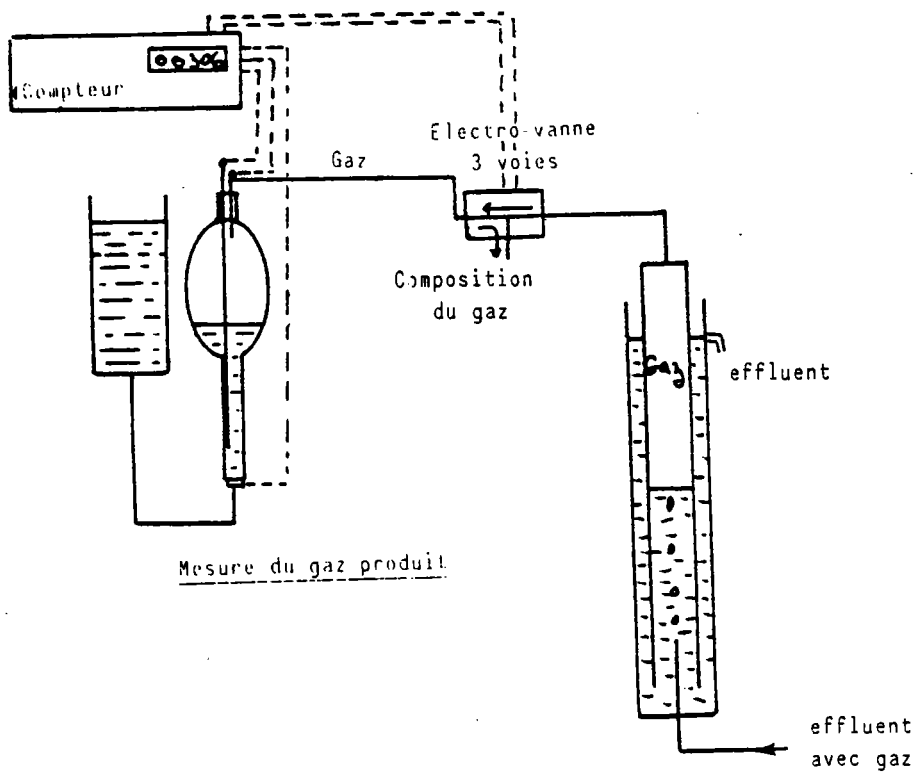
   - La capacité tampon du milieu (réserve alcaline) : la détermination de cette valeur est effectuée par différence entre l'alcalinité totale et les acides volatils totaux.

6. Mesure et composition des gaz produits :

Le débit de gaz produit est mesuré par un dispositif séquentiel automatique, qui consiste à remplir successivement un ballon de volume calibré et à le vidanger.

Connaissant le nombre de tels cycles réalisés par unité de temps, grâce à un compteur d'impulsions il est facile de calculer le débit de gaz produit correspondant.

Schéma :



La composition du gaz produit lors de la méthanisation a été déterminée en discontinu à l'aide d'un moyen très simple : l'appareil d'Orsat (mesure différentielle de volume ou pression après absorption du CO_2 par une solution de potasse) ; étant donné que le gaz carbonique et le méthane sont de loin les constituants majeurs du gaz produit et que la détermination du CO_2 est d'un intérêt majeur pour l'étude de l'équilibre (toute perturbation entraîne une diminution du pourcentage du CH_4 en faveur de celui du CO_2).

7. L'oxydabilité au permanganate (NF 90018)

Des mesures par cette méthode officielle - à chaud ou à froid - pour satisfaire aux normes de potabilité de l'eau, sur des solutions diluées d'éthanol, ont donné des résultats très faibles et aléatoires du fait des pertes d'éthanol par volatilité. Par contre, la mesure de la DCO effectuée sans reflux s'est montrée mieux adaptée pour ces faibles concentration en éthanol.

III - 2.2 Détermination du modèle hydraulique

a) Détermination de la distribution du temps de séjour

La détermination de la distribution du temps de séjour dans ce réacteur a été effectuée essentiellement par un traçage en impulsion de Dirac, en injectant une solution de chlorure de lithium.

L'injection de la solution de lithium s'est effectuée juste à l'entrée du réacteur, avec un débit très faible par rapport à celui d'alimentation et durant un temps t négligeable devant le temps de passage τ ($t \leqslant 0{,}01.\tau$).

Le dosage du lithium a été effectué par spectrophotométrie à émission de flamme.

Afin d'évaluer l'impact de l'accumulation de la biomasse dans le réacteur en fonction du temps, plusieurs traçages ont été réalisés, et ceci, le long d'un cycle de fonctionnement.

Vu la configuration du garnissage dans le réacteur et pour s'assurer des réponses à l'injection-impulsion, des traçages avec une détermination de la distribution du temps de séjour par la méthode de double-mesure, ont été aussi réalisés.

Devant les difficultés techniques d'un suivi en continu de la concentration en lithium à la sortie des réacteurs, les prises d'échantillons pour analyse ont été effectuées à des intervalles de temps réguliers.

De même des essais de traçage en échelon de concentrations en sels ont été réalisés, permettant un suivi en continu et l'obtention de courbes exprimant directement le rapport des concentrations entrée/sortie, par mesure différentielle de conductivimétrie : deux cellules reliées au même conductimètre étant placées l'une à l'entrée et l'autre à la sortie du réacteur étudié.

L'intérêt de cette méthode est de tracer automatiquement la courbe ρ/ρ' ou c'/c , surtout pour la caractérisation du réacteur sans biomasse.

ρ, ρ' = résistivités respectives à l'entrée et à la sortie,

c, c' = concentrations en sels à l'entrée et à la sortie.

b) Interprétation et approche à partir des courbes de distribution du temps de séjour

L'exploitation des courbes-réponses a été réalisée grâce aux programmes disponibles dans ce but à l'I.R.H.

Ainsi, à partir des données expérimentales, un de ces programmes permet d'établir des courbes normées en temps réel par la méthode de l'interpolation linéaire, puis calcule le temps moyen de séjour $\bar{t}_s$ et la variance σ .

De même, il permet de calculer le volume inaccessible au fluide -s'il existe- par comparaison du temps moyen de séjour $\bar{t}_s$ et ce celui de passage τ .

En notant que l'étude bibliographique, ne dégage pas de modèle spécifique au type de réacteur biologique étudié, les résultats seront interprétés par référence à des modes simples VILLERMAUX (1982) :

. mélangeur parfait,

. piston - diffusionnel,

. mélangeurs en cascade.

Ceux-ci ne font appel qu'à un très petit nombre de paramètres tout en décrivant avec une précision acceptable l'écoulement dans le réacteur.

Ainsi, le même programme permet le calcul du nombre de réacteurs agités en cascade J équivalents au réacteur étudié à partir de la formule :

$$J = \frac{\bar{t}_s^2}{\sigma^2}$$

De même la fonction $E(t_s)$ de répartition du temps de séjour, permet d'obtenir la courbe théorique correspondante à J arrondi à un nombre naturel.

$$E(t_s) = (J/\bar{t}_s)^J . \frac{t_s^{J-1} . \exp(-J.t_s/\bar{t}_s)}{(J-1)!}$$

Pour le modèle du piston-diffusionnel, le nombre de Peclet P, est déterminé -après le choix d'un intervalle- par la méthode de recherche séquentielle du nombre d'Or de la droite des moindres carrés ou par la méthode d'approximations successives, permettant d'obtenir une courbe théorique $E(t_s)$ en piston diffusionnel, la plus proche de la courbe expérimentale :

$$E(t_s) = \frac{1}{2} \left(\frac{P}{\pi . \bar{t}_s . t_s}\right)^{1/2} . \exp\left[- \frac{P.(\bar{t}_s - t_s)^2}{4.\bar{t}_s . t_s}\right]$$

La comparaison des courbes $E(t_s)$ avec la courbe expérimentale permet de déterminer le modèle le plus adéquat pour le R.B.I.

Vu la configuration du réacteur : zône à eau et celle à garnissage, un autre programme basé sur la méthode de double-mesure, à partir d'un niveau sur la colonne et de la sortie, a été utilisé pour déterminer le modèle hydraulique du réacteur avec et sans biomasse.

Cette méthode consiste à déterminer la réponse théorique que l'on devrait obtenir à la sortie du réacteur en connaissant la réponse à un niveau de la colonne, grâce au <u>produit de convolution</u> :

$$Y(t_2) = \int_0^{t_2} X(t_1) . E(t_2 - t_1) . dt_1$$

X(t) et Y(t) sont les réponses normées au niveau 1 et à la sortie du réacteur respectivement.

III - 2.3 Contrôle et suivi de la méthanisation

Lors de l'étude de la méthanisation par le R.B.I., le substrat utilisé est de forme soluble, réduisant le processus à la succession d'une phase d'acidogénèse et d'une phase de méthanogénèse qui constitue l'étape délicate de la fermentation.

On sait à partir des connaissances disponibles que l'inhibition de la fermentation méthanique est causée au niveau de la méthanogénèse par l'accumulation des acides volatils qui peut entraîner des perturbations irréversibles. Soit l'équation de dissociation du substrat, un acide volatil :

$$HA \rightleftharpoons H^+ + A^-$$

HA = concentration en acides volatils non dissociés

et S = (HA) + (A^-) désigné sous le nom d'acides volatils totaux

On a :

$$(HA) = \frac{(A^-)}{K_a} \cdot (H^+) = \frac{(A^-)}{K_a} \cdot 10^{-pH}$$

avec K_a, constante d'équilibre de l'acide considéré.

L'équation du taux de croissance, dans le cas d'une inhibition par un substrat s'écrit (ANDREWS) :

$$\mu = \mu_o \cdot \frac{S}{S+K_s+S^2/K_i}$$

Considérons les deux cas :

. pH faible

L'équation d'équilibre entraîne une concentration très élevée de la forme non dissociée :

$$\mu = \mu_o \cdot \frac{1}{1+(HA)/K_i}$$

Ce qui montre l'effet inhibiteur des acides volatils non dissociés.

. pH élevé

C'est l'inverse qui se produit, on a :

$$\mu = \mu_o \cdot \frac{1}{1+K_s/(A^-)} \quad \text{avec} \quad S = (HA) + (A^-) \simeq (A^-) .$$

et on retrouve alors l'équation de Monod, dont celle d'Andrews constitue une forme plus généralisée :

$$\mu = \mu_o \cdot \frac{S}{S+K_s}$$

En définitive, l'inhibition de la phase de méthanogénèse est causée par la forme non dissociée des acides volatils. Donc, le fonctionnement stable va dépendre des équilibres chimiques du milieu, surtout de (H^+).

Dans le cas des substrats utilisés pour nos travaux, la concentration en azote est relativement faible et on peut négliger la toxicité éventuelle de l'ammoniaque non dissocié.

A un instant donné, la concentration en (H^+) va dépendre de l'ionisation de l'eau :

$$H_2O \rightleftharpoons H^+ + OH^-$$

et des équilibres chimiques des espèces carboniques :

$$H_2CO_3,\ HCO_3^-\ \text{et}\ CO_3^{--}.$$

La concentration en acide carbonique dissout est liée à la dissolution du CO_2 dans la phase liquide par l'équilibre thermodynamique :

$$\left[H_2CO_3\right] = K \cdot P_{CO_2} \quad \text{(Loi de Henry)}$$

avec P_{CO_2} = pression partielle de CO_2 dans la phase gazeuse

K = constante de Henry

A partir de cette loi, on peut déjà dégager l'intérêt de la détermination du pourcentage en CO_2 dans le gaz produit, car à pH faible, on a une diminution de la dissolution de CO_2, donc une augmentation de P_{CO_2} dans le gaz récupéré.

Lors des travaux de COLIN (1981), sur l'établissement d'un modèle simple de contrôle de la méthanisation, les considérations suivantes ont été formulées :

Les constantes d'ionisation des différents acides volatils étant très voisines, tout se passe, du point de vue acido-basique, comme si l'on était en présence d'un seul acide de constante d'ionisation voisine de $1,5.10^{-5}$. Compte tenu du caractère prédominant de l'acide acétique, c'est cette molécule qui sera considérée pour la constitution du modèle simplifié.

Le tableau ci-après nous donne les constantes d'acidité K_a des principaux acides volatils impliqués dans la fermentation méthanique :

Acide	K_a
Acétique, CH_3COOH	$1,76 \cdot 10^{-5}$
Propionique, CH_3CH_2COOH	$1,34 \cdot 10^{-5}$
Butyrique, $CH_3(CH_2)_2COOH$	$1,54 \cdot 10^{-5}$

L'acide carbonique pouvant être dissocié en deux étapes :

1. $CO_3H_2 \rightleftharpoons HCO_3^- + H^+$ $(K_2 = 4,3.10^{-7})$
2. $HCO_3^- \rightleftharpoons CO_3^= + H^+$ $(K_3 = 5,6.10^{-11})$

Comme la neutralisation de deux fonctions acides se fait à peu près proportionnellement à leurs constantes de dissociation, et que la seconde constante d'acidité de l'acide carbonique est environ 10 000 fois plus faible que la première, il sera tout à fait justifié de négliger la seconde fonction de l'acide carbonique au cours de l'étude de l'équilibre acide-base, (on considère généralement qu'à un pH inférieur à 8,3, la concentration en ions $CO_3^=$ est négligeable).

En première approximation tout à fait justifiée, il est donc possible de représenter la phase liquide d'un milieu en cours de méthanisation par un modèle simplifié où les équilibres suivants sont simultanément réalisés, en présence d'un certain nombre de sels indifférents.

- Ionisation de l'eau $H_2O \rightleftharpoons H^+ + OH^-$
- Dissolution d'un acide volatil $CH_3COOH \rightleftharpoons CH_3COO^- + H^+$
- Dissolution physique du gaz carbonique dans l'eau, à partir de la phase gazeuse $CO_2 + H_2O \rightleftharpoons H_2CO_3$
- Dissociation de l'acide carbonique $H_2CO_3 \rightleftharpoons HCO_3^- + H^+$

Ceci revient à dire que les concentrations ou activités ioniques seront telles que l'on vérifiera simultanément les relations suivantes (application de la loi d'action de masse) :

$$[H^+] \cdot [OH^-] = K_e \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (1)$$

$$\cdot \quad \frac{[CH_3COO^-]\,[H^+]}{[CH_3COOH]} = K_a \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (2)$$

$$\cdot \quad \frac{[H_2CO_3]}{PCO_2} = K_o \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (3)$$

$$\cdot \quad \frac{[HCO_3^-]\,[H^+]}{[H_2CO_3]} = K_2 \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (4)$$

L'ensemble des 4 relations ci-dessus constitue un système à 7 inconnus.

Il est donc nécessaire d'adjoindre 3 relations supplémentaires, issues des déterminations expérimentales pour résoudre ce système d'équations et accéder à la connaissance de toutes les concentrations. Ces relations sont accessibles par les mesures suivantes :

- <u>Mesure du pH</u> :

On aura $[H^+] = 10^{-pH}$ ..... (5)

- <u>Mesure des acides volatils totaux</u> :

On aura $[CH_3COO^{--}] + [CH_3COOH] = a$ ..... (6)

- <u>Au choix</u> :

Détermination de la pression partielle de CO_2 dans la phase gazeuse :

$$P\,CO_2 = c \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (7)$$

Mesure instrumentale du carbone minéral total, on aura :

$$[H\,CO_3^-] + [H_2CO_3] = d \quad \ldots\ldots\ldots \quad (8)$$

La première détermination paraît préférable dans la mesure où elle peut s'effectuer avec des moyens très simples (appareil d'Orsat comportant un seul barbotteur à potasse). En l'absence de prélèvements gazeux, il restera possible de recourir à la mesure en laboratoire du carbone minéral total.

Pour obtenir le maximum de précision, les constantes d'équilibre feront l'objet d'une correction en fonction de la température (il existe pour cela des formules empiriques valables dans une gamme de température bien déterminée) et en fonction de la salinité en faisant intervenir des coefficients d'activité calculables à partir de la force ionique, laquelle peut être, soit calculée à partir de l'analyse ionique complète du milieu, soit en pratique préférablement approximée par une formule empirique à partir du résidu sec (salinité totale) ou de la conductivité électrique.

En conclusion, il est possible à partir de 3 mesures simples d'accéder à la connaissance des 7 paramètres qui caractérisent l'état physico-chimique du système :

$$[H^+] \ , \ [OH^-] \ , \ [CH_3COO^-] \ , \ [CH_3COOH] \ , \ [H_2CO_3] \ , \ [H\ CO_3^-] \ , \ PCO_2$$

et de pouvoir détecter toute perturbation causée par l'inhibition de la phase de méthanogénèse.

IV - ETUDES EXPERIMENTALES DE LA DENITRIFICATION DES EAUX POTABLES ET DE LA METHANISATION PAR LE REACTEUR A BIOMASSE IMMOBILISEE

IV - 1 DENITRIFICATION DES EAUX SUPERFICIELLES

On s'est proposé lors de cette étude, de déterminer l'influence des différents paramètres, permettant l'optimisation de la dénitrification des eaux potables par le réacteur à biomasse immobilisée.

Les conditions réalistes de fonctionnement adoptées lors de ces essais, devaient permettre de définir les principaux éléments de dimensionnement pour un fonctionnement éventuel à grande échelle.

Bien entendu, ces bases de dimensionnement sont essentiellement fonction de la capacité hydraulique du réacteur, de la qualité de l'eau à traiter, des traitements amont et des contraintes imposées à l'eau traitée en matière de concentration en nitrates et surtout en nitrites,qui apparait comme un facteur limitant du procédé. Seule l'étape de dénitrification sera envisagée ici.

L'expérimentation de ce type de réacteur pour la dénitrification des eaux à potabiliser, va permettre :

. de démontrer l'intérêt et la validité du réacteur,

. de rechercher les performances maximales,

. d'identifier les facteurs limitants,

. de mettre en évidence d'éventuels problèmes d'exploitation non décelables à une échelle plus réduite,

. d'assurer la fiabilité des résultats en exécutant des essais différents en parallèle sur deux installations :

. d'essayer une modélisation du fonctionnement du réacteur à biomasse immobilisée.

IV - 1.1 Moyens expérimentaux

A - Conception des installations de dénitrification

Deux installations sensiblement identiques conçues suivant le modèle représenté par la figure 22a ont été réalisées :

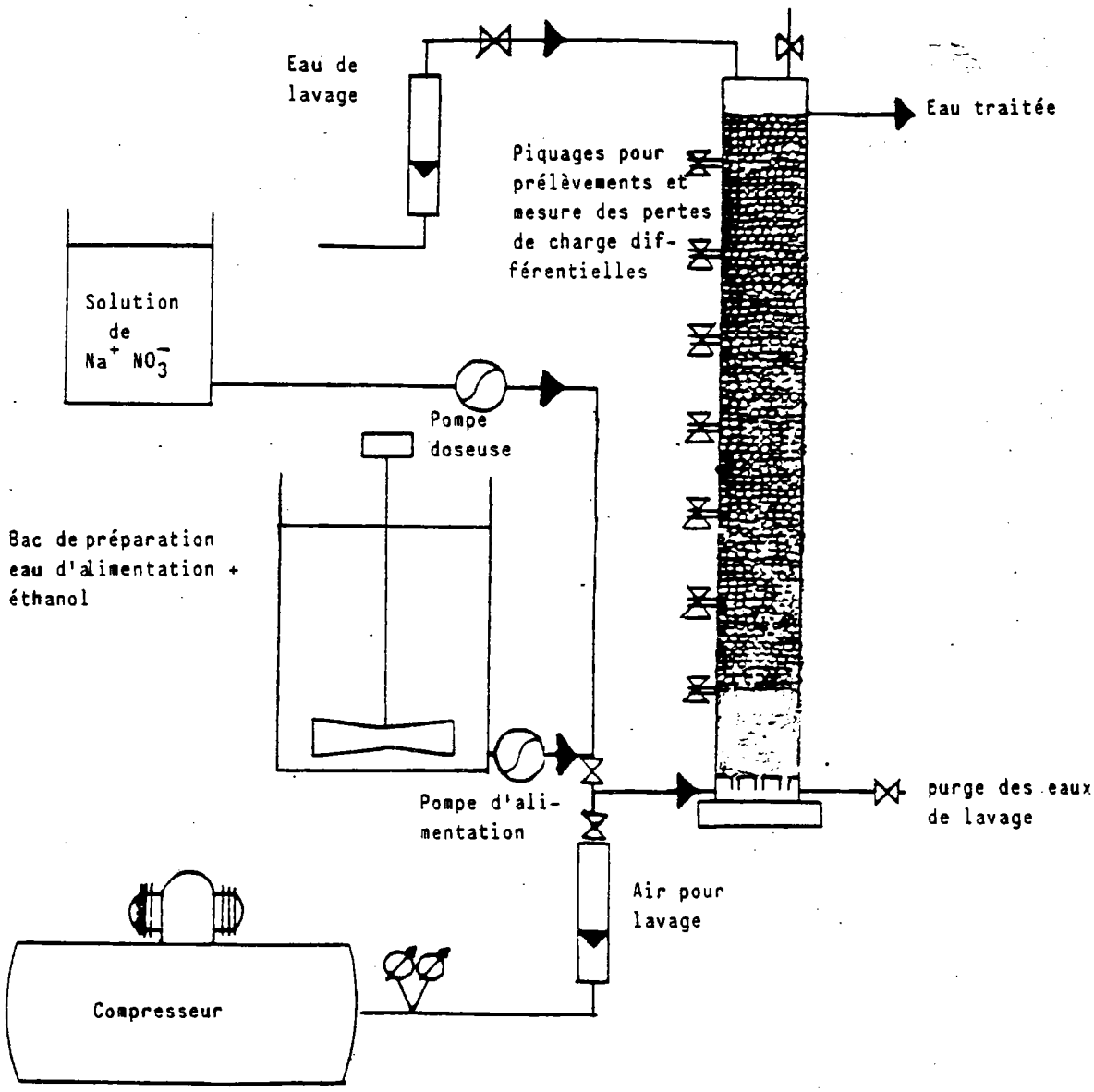
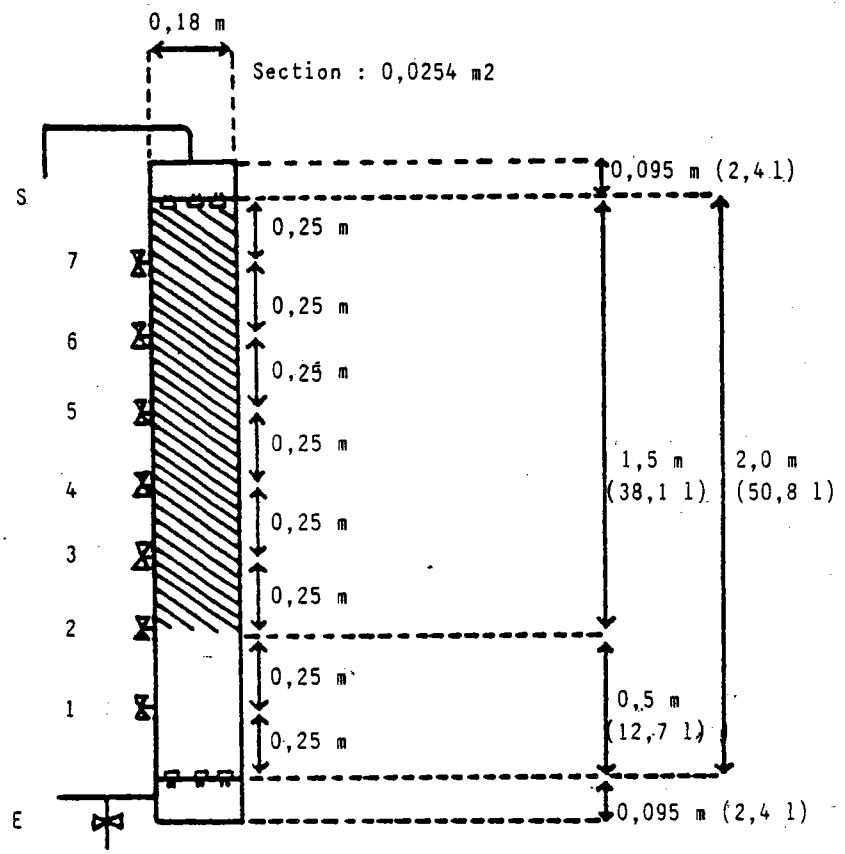


Fig. 22 a - Schéma de principe

Pour des raisons pratiques de disponibilité de matériel les deux colonnes utilisées diffèrent légèrement et leurs caractéristiques dimensionnelles exactes ainsi que les volumes des différentes parties constitutives sont représentées sur la figure 22b.

Colonne I :



Colonne II :

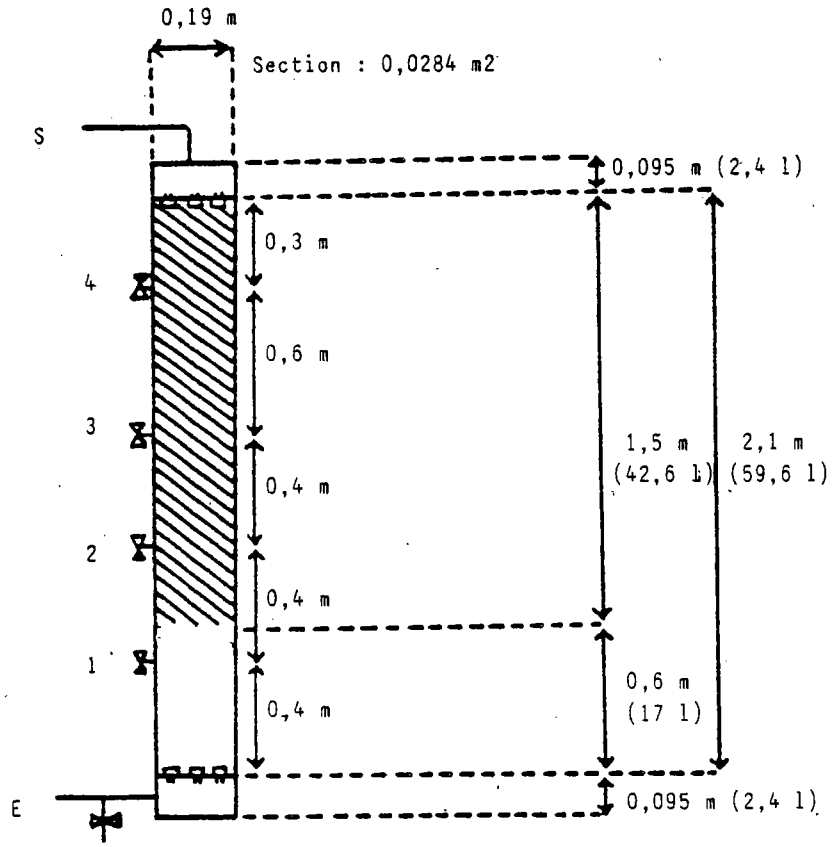


Fig. 22 b - Schémas des deux installations pilotes

B - Description du fonctionnement des installations

- Réacteurs biologiques

  . diamètre des colonnes I et II : 18 / 19 cm,

  . volume total : 50,8 / 59,6 litres,

  . l'une des colonnes utilisées est en matière plastique transparente (colonne n° II) afin de pouvoir étudier visuellement les conditions de lavage, de l'évolution du réacteur,

  . contrôle de perte de charge : par manomètre à Hg différentiel.

- Alimentation

  . alimentation en eau de distribution publique par pompe doseuse à membrane et à débit réglable,

  . alimentation par solution de nitrate de sodium et éthanol, pompe doseuse à membrane de débit 10 à 50 litres/heure,

  . phosphate : 4 mg/l,

  . concentration en nitrates de l'eau à traiter : ajustée au voisinage de 100 mg NO_3^-/litre,

  . flux ascendant.

- Dispositif de lavage

  . injection d'air à équicourant à débit réglable et mesurable,

  . répartition d'air par buselures vissées sur plancher,

  . injection d'eau à contre-courant à débit réglable et mesurable.

- Ensemencement et mise en fonctionnement

  . l'ensemencement des colonnes a été pratiqué par circulation en circuit fermé d'une boue biologique en partie issue d'une petite colonne pilote ayant servi à des essais antérieurs,

  . la montée en charge a été progressive jusqu'à atteinte des débits et conditions de charge programmées.

C - Paramètres du suivi des installations

Tous les résultats descriptifs d'essais pratiqués à des valeurs de charge bien déterminées comportent les éléments suivants :

- caractéristiques de l'eau d'alimentation (susceptibles de variations mineures en fonction de la stabilité de fonctionnement des installations ou de l'action de facteurs extérieurs non contrôlés, tels que, par exemple, la température ambiante) :

  . débit
  . DCO (mesure indirecte de la concentration en éthanol utilisé comme substrat carboné)
  . concentration en azote nitrique $N\text{-}NO_3^-$
  . pH
  . température
  . oxygène dissous

- conditions de fonctionnement :

  . vitesse de passage apparente
  . perte de charge à travers la colonne
  . quantité de biomasse extraite par lavage
  . pourcentage de matières volatiles dans la biomasse extraite

- caractéristiques de l'eau traitée

  . DCO
  . azote nitrique $N\text{-}NO_3^-$
  . azote nitreux $N\text{-}NO_2^-$
  . azote total
  . matières en suspension totales
  . pH
  . température
  . oxygène dissous

- calcul des charges et rendements

  . charge en DCO
  . charge en azote total
  . rendement d'élimination de la DCO
  . rendement d'élimination de l'azote total

- observations diverses

  . aléas de fonctionnement

La perte de charge H sera utilisée comme la différence entre la pression atmosphérique et celle au point de mesure. On supposera qu'à la sortie du réacteur la pression est celle atmosphérique.

D - Programme d'étude

Après ensemencement et acclimatation des réacteurs, les essais réalisés comportaient :

- un suivi du rendement en élimination des composés azotés et de la DCO, et ce, lors d'une augmentation de la charge en nitrates exprimée en kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j et de variation de paramètres physiques comme la température et la perte de charge,
- le suivi des performances du réacteur le long d'un cycle de fonctionnement délimité par deux lavages consécutifs,
- le tracé des profils d'abattement de la pollution en composés azotés et en DCO le long des colonnes pour des charges définies,
- la caractérisation de l'écoulement hydraulique dans le réacteur à biomasse immobilisée,
- l'étude de la production de la biomasse.

Afin de permettre une interprétation des résultats, nous formulerons les hypothèses et approximations suivantes :

. le substrat organique utilisé ne constitue pas un facteur limitant de la réaction de dénitrification,

. on ne tient pas compte de l'influence de l'oxygène dissous car sa teneur chute rapidement sur les premières dizaines de centimètres et il subsiste en sortie du réacteur une DCO résiduelle,

. le pH n'a pas d'influence sur le rendement, car au long des essais il est resté supérieur à 7,

. la charge est exprimée en kg de $N\text{-}NO_3^-$ par m3 du volume total du garnissage et par jour,

. les pertes de charges dans les colonnes sans biomasse sont négligées, car, leur calcul d'après la formule de CARMAN-KOZENY donne des valeurs de l'ordre de 0,5 mm Hg et pour les conditions suivantes $\varepsilon = 0,4$, hauteur de 1,5 m, un diamètre de particules de 6 mm et un débit maximal de150 l/h, en notant que l'incertitude sur le débit est de 0,8 l/h.

IV - 1.2 Résultats expérimentaux de la dénitrification

Afin d'optimiser la dénitrification en fonction de la charge en nitrate, les concentrations en éléments nutritifs (éthanol, phosphate) ont été choisies de manière à ne pas être limitantes pour la réaction de dénitrification. Ainsi, des essais antérieurs ont permis de fixer la concentration nécessaire en phosphate à 4 mg/l PO_3^{3-} à l'entrée ; de même, les bonnes performances ne sont atteintes que par le maintien d'une DCO résiduelle moyenne de 30 mg/l correspondant à environ 15 mg/l d'éthanol.

A - Paliers de charge

L'augmentation des charges en nitrates appliquées aux réacteurs a été effectuée par une élévation progressive du débit d'alimentation, en essayant de maintenir une concentration en nitrates moyenne constante de 100 mg NO_3^-/l ; ainsi la charge est passée :

. sur la colonne n° 1 : de 0,6 à 2,3 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j

. sur la colonne n° 2 : de 0,6 à 1,5 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j

Par la suite, devant les valeurs importantes de la perte de charge et des cycles de fonctionnement de plus en plus courts, le passage à des charges allant jusqu'à 4 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j, s'est effectué par l'augmentation des concentrations en nitrates et ce, à un débit constant.

En parallèle, la température de l'eau d'alimentation -du réseau- variait graduellement en fonction des saisons, permettant l'étude, de ses variations et de leur influence sur les rendements en élimination des nitrates. Cependant, les variations de plusieurs paramètres simultanément ont rendu toute exploitation directe des résultats très délicate, surtout celles de la température non contrôlées et progressives qui se sont superposées avec la montée en charge.

Devant l'impossibilité de reporter tous les résultats expérimentaux et les méthodes d'exploitation, (COLIN et al. , 1983), - principaux résultats retenus en annexe- on se limitera à ne retenir que les valeurs moyennes.

Ainsi, le tableau 16 permet de constater les variations des rendements en rejet en NO_2^- en fonction des charges appliquées et l'effet global de la température.

Charges moyennes kg $N-NO_3^-$/m3/j	N° de colonne	$N-NO_3^-$ mg/l (entrée)	$N-NO_2^-$ mg/l (sortie)	Rdt % en N rendement	DCO mg/l (sortie)	Rdt % DCO	Température T°C
0,8	Col. I	23,5-26,3	≤ 0,01	≥ 99,7	32	72	20
	Col. II	23,8-28,2	≤ 0,01	≥ 99,7	34	72	19-21
1,0	Col. I	23-32	≤ 0,70	95,0	34	79	14-21,5
		23	≤ 2,4	83,6	32	76	9
	Col. II	20-31	≤ 0,01	≥ 98	36	73	14-21
1,2	Col. I	23-30,1	≤ 1,4	92,5	36	78	14-17
		19,1-27,8	≤ 3,7	76,8	64	57	9-10,5
	Col. II	20-30,2	≤ 0,50	95,0	43	78	14-20,5
		20,2-24,1	≤ 2,0	88,6	57	54	8,5-13,3
1,4	Col. I	21,3-29,2	≤ 2,1	76,0	30	76	15-19
		19,3-21,4	≤ 2,8	62,5	76	45	9,8-10,7
	Col. II	23-25,9	≤ 1,5	87,0	36	73	14,3-16
		21,8-32,5	≤ 2,5	84,0	43	72	9-13,3
1,6	Col. I	24,8-25,7	≤ 1,4	89,5	25	75	17-19,2
		21,2-26,9	≤ 4,0	70,0	72	72	10,2-11,2
1,8	Col. I	20,2-29,9	≤ 2,1	81,5	24-68	72	14-21
		21,2-24,4	≤ 4,1	62,0	40-76	54	9,8-11
2,0	Col. I	30,7	≤ 1,9	91,0	20	84	20
		20,4-25,8	≤ 3,6	78,0	57	60	13,2-14,6
2,2	Col. I	25,4-29	≤ 4,5	62,0	43	67	10-14,2

Tab. 16 - Performances du R.B.I. en dénitrification en fonction de la charge et de la température

On a pu remarquer sur l'ensemble des résultats que l'augmentation des charges appliquées en NO_3^- entraîne une chute du rendement en élimination des nitrates, mais surtout une élévation appréciable de la concentration en nitrites à la sortie du réacteur.

La vitesse de chute de rendement et l'augmentation des concentrations en NO_2^-, restent très dépendantes des variations de température, ainsi pour les charges maximales atteintes de l'ordre de 4 kg $N-NO_3^-$/m3/j, le rendement reste supérieur à 90 % pour des températures supérieures à 19°C. Par contre, pour des températures de l'ordre de 10°C et pour des charges moyennes de 2,4 kg $N-NO_3^-$/m3/j, le rendement moyen est égal à 60 % d'éliminations des nitrates.

En tenant compte des considérations préalables et des essais d'exploitation, on peut restreindre le nombre des paramètres influants à :

. la concentration en nitrates à l'entrée,

. le débit d'alimentation.

Ces deux paramètres doivent être considérés séparément, car la charge ne peut les représenter, lors de leurs variations simultanées.

. la température,

. la perte de charge : qui caractérise bien la quantité de biomasse et l'évolution retenue au sein du réacteur.

Lors des essais, on a pu remarquer que les augmentations brusques des charges ne modifiaient apparemment pas les bonnes performances, par conséquent, le réacteur à biomasse immobilisée offre une bonne stabilité vis-à-vis des variations brusques du débit.

Par contre, les lavages étaient devenus de plus en plus nécessaires lors de l'augmentation des charges, passant d'une fréquence de lavage de 10 jours pour une charge de 0,8 à 1 jour pour des charges de 4 kg $N-NO_3^-$/m3/j.

Ces lavages fréquents ont entraîné des cycles de fonctionnement de plus en plus courts et réduisent ainsi la possibilité de stabiliser le rendement, par suite d'une dégradation des performances pendant la période qui suit immédiatement un lavage.

B - Etude du rendement en fonction de la température

L'influence de la température sur la cinétique de la dénitrification est un phénomène de nature biologique valable pour tous les types de réacteurs biologiques, mais le degré de dépendance varie selon le procédé de traitement, ainsi pour les cultures en suspension, l'influence est plus grande que celles à biomasse fixée, (CHRISTENSEN et HARREMOES, 1975).

Mais en tout état de cause, une variation importante de la température est susceptible d'entraîner une augmentation des dimensions du réacteur.

L'étude de l'impact de la température sur les rendements à été effectuée grâce à ses variations au long des essais, en parallèle avec la montée en charge pour la colonne n° 1 et à charge constante pour la colonne n° 2.

Ainsi, des essais menés à une charge de 0,8 kg $N-NO_3^-$/m3/j pour des températures variant de 12 à 20°C, on peut déduire les valeurs moyennes suivantes (tableau 17) :

Charge : 0,8 kg N/m3/jour			
Température	Rendement d'élimination de l'azote	Concentration en nitrates de l'eau traitée (mg $N-NO_3^-$/l)	Concentration en nitrites de l'eau traitée (mg $N-NO_2^-$/l)
~ 20°C	≥ 99,7 %	≤ 0,05 mg/l	≤ 0,01 mg/l
~ 14°C	95,0 %	0,50 mg/l	0,52 mg/l
~ 13°C	93,1 %	0,96 mg/l	0,56 mg/l
~ 12°C	87,2 %	1,49 mg/l	0,93 mg/l

Tab. 17 - Influence de la température à charge constante

Une deuxième série d'essais menés sur la colonne n° 2, consistait à suivre le fonctionnement pour une charge variant de 1,2 à 1,3 kg $N-NO_3^-$/m3/j pour des températures de 14°C à 18°C en une première période, puis celles variant de 9 à 14°C lors d'autres essais.

Les résultats retenus, pouvant être considérés comme caractérisant des paliers de température : pour une charge de 1,2 kg $N-NO_3^-$/m3/j et de deux valeurs de la perte de charge ramenée par rapport au débit de 4,5 et de 3,2 en mm Hg.heure par litre, sont reportés sur le tableau 18, figure 23.

La superposition des variations de la température et de la charge sur la colonne n° 1, n'a permis de retenir que peu de résultats pour les conditions opératoires concordantes, essentiellement pour les charges moyennes de : 1,2, de 1,6 et de 1,8 kg $N-NO_3^-$/m3/j.

Les résultats sont reportés sur le tableau 19, figure 24.

Sur colonne II à la charge moyenne 1,2 kg $N-NO_3^-$/m3/j

H/Q mm Hg.h/l	$N-NO_3^-$ mg/l à l'entrée	Q débit l/h	T°C Température	Rdt N-% Rendement	$N-NO_2^-$ mg/l à la sortie
4,5	28,8	71,5	17,8	≥ 99,7	≤ 0,01
	24,2	87,8	17,5	≥ 99,7	≤ 0,01
	23,6	81,2	16,2	99,5	0,01
	22,2	94,8	15,3	98	0,01
	24,8	84,7	14,0	99,4	0,08
	23,8	84,7	14,0	99,4	0,08
	21,2	97,2	10,6	96,9	0,62
	21,7	95,3	10,4	89,9	1,0
	22,9	94,5	10,1	83	1,5
	21,9	104,0	10,1	84,4	0,21
	23,9	96,0	9,6	84,1	1,9
	22	101,4	9,5	82,3	2,0
3,2	30,2	128,0	20,5	≥ 99,7	≤ 0,01
	29,5	74,5	18,5	99,3	0,17
	26,5	74,5	17,2	≥ 99,7	≤ 0,01
	24,2	83,7	16,5	99,4	≤ 0,01
	27,5	83,3	14,4	97,8	0,50
	21,4	101,0	14,0	96,9	0,50
	20,0	102,0	14,0	93,8	0,46
	22,0	98,9	13,2	94,3	0,38
	21,8	94,7	13,0	92,4	0,55
	21,5	97,8	11,3	82,8	0,10
	22,6	96,3	10,5	79,9	0,01

Tab. 18 - Performances en fonction de la température

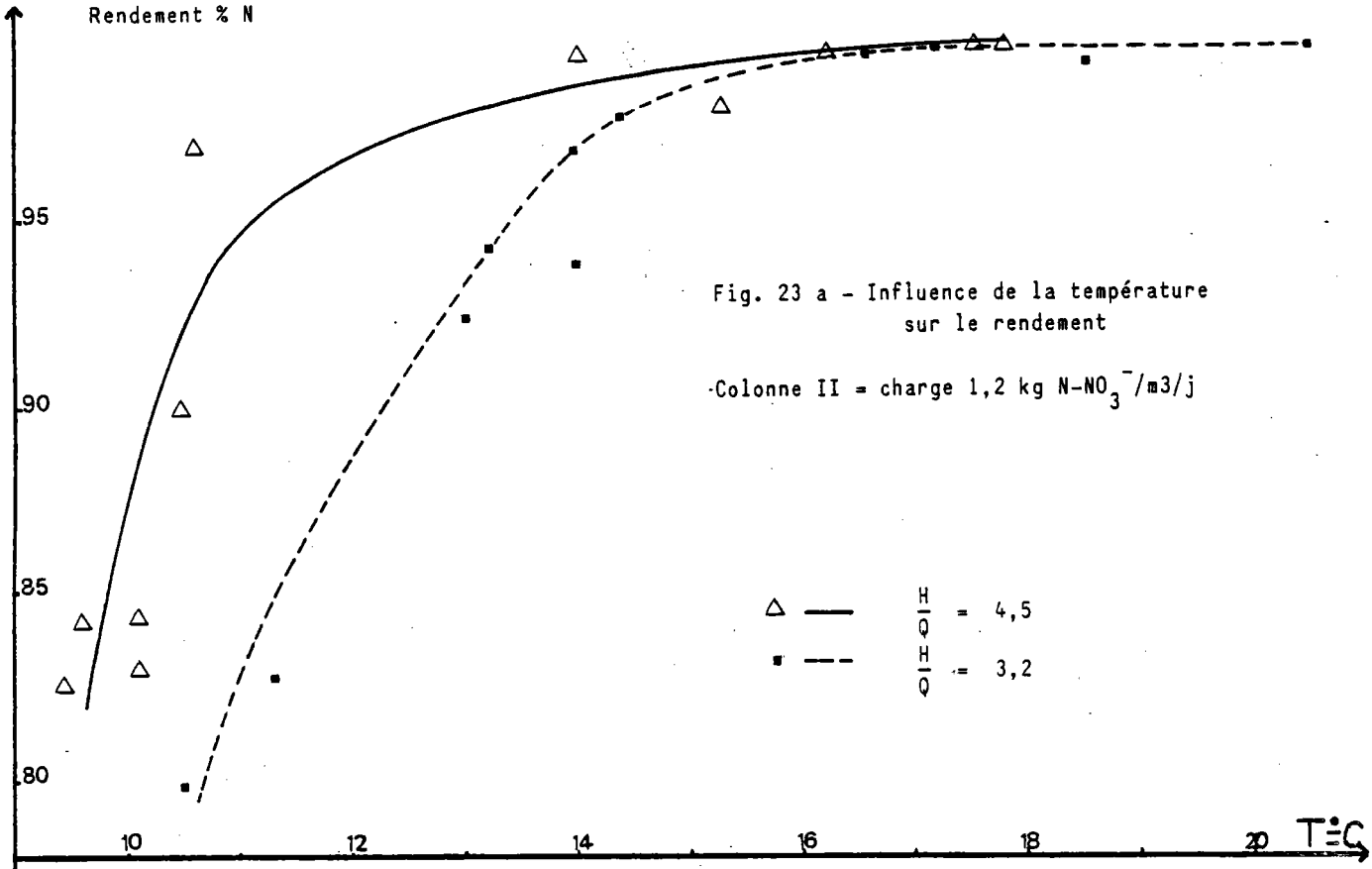


Fig. 23 a - Influence de la température sur le rendement

Colonne II = charge 1,2 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j

△ —— $\frac{H}{Q}$ = 4,5

▪ – – $\frac{H}{Q}$ = 3,2

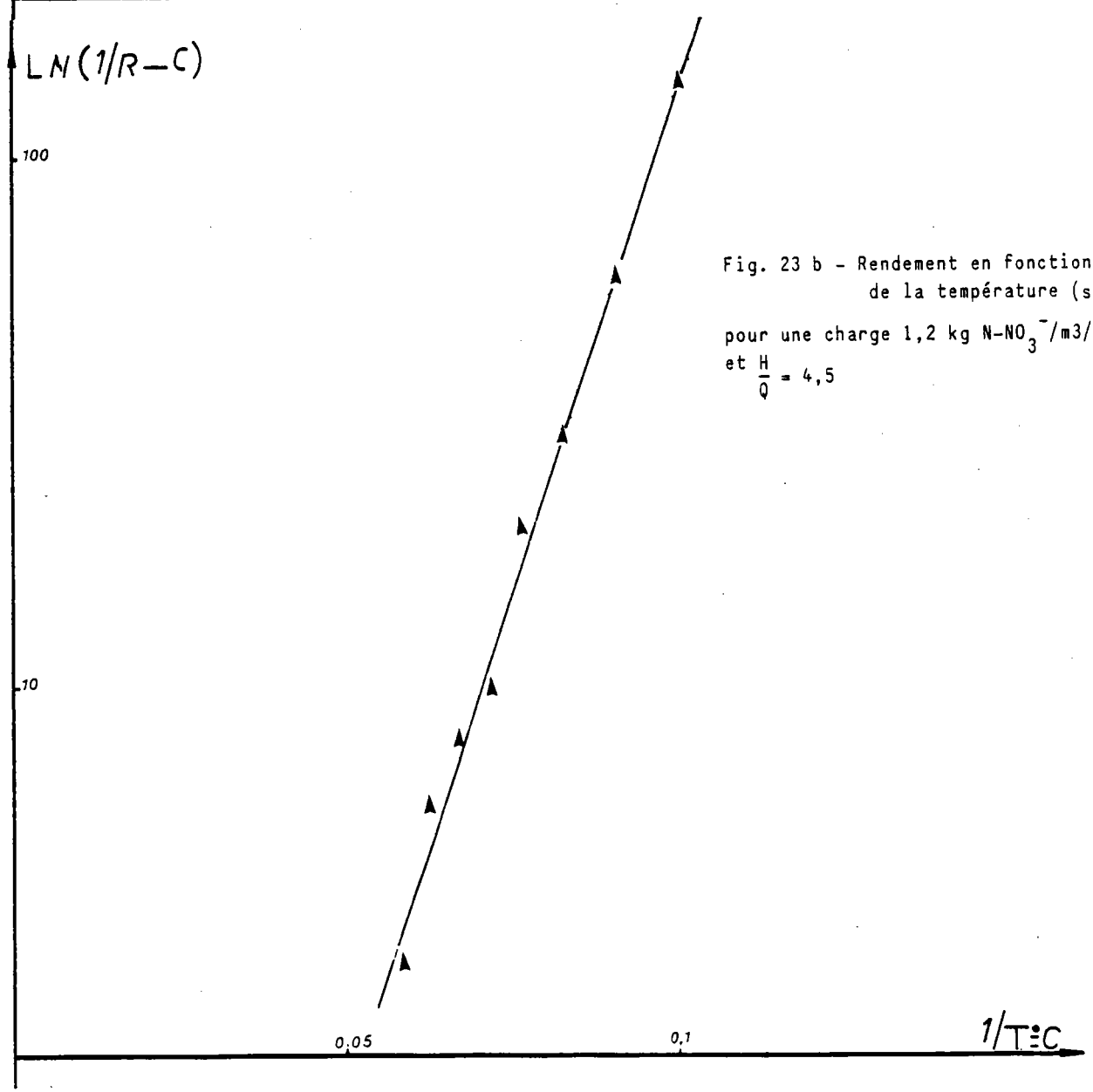


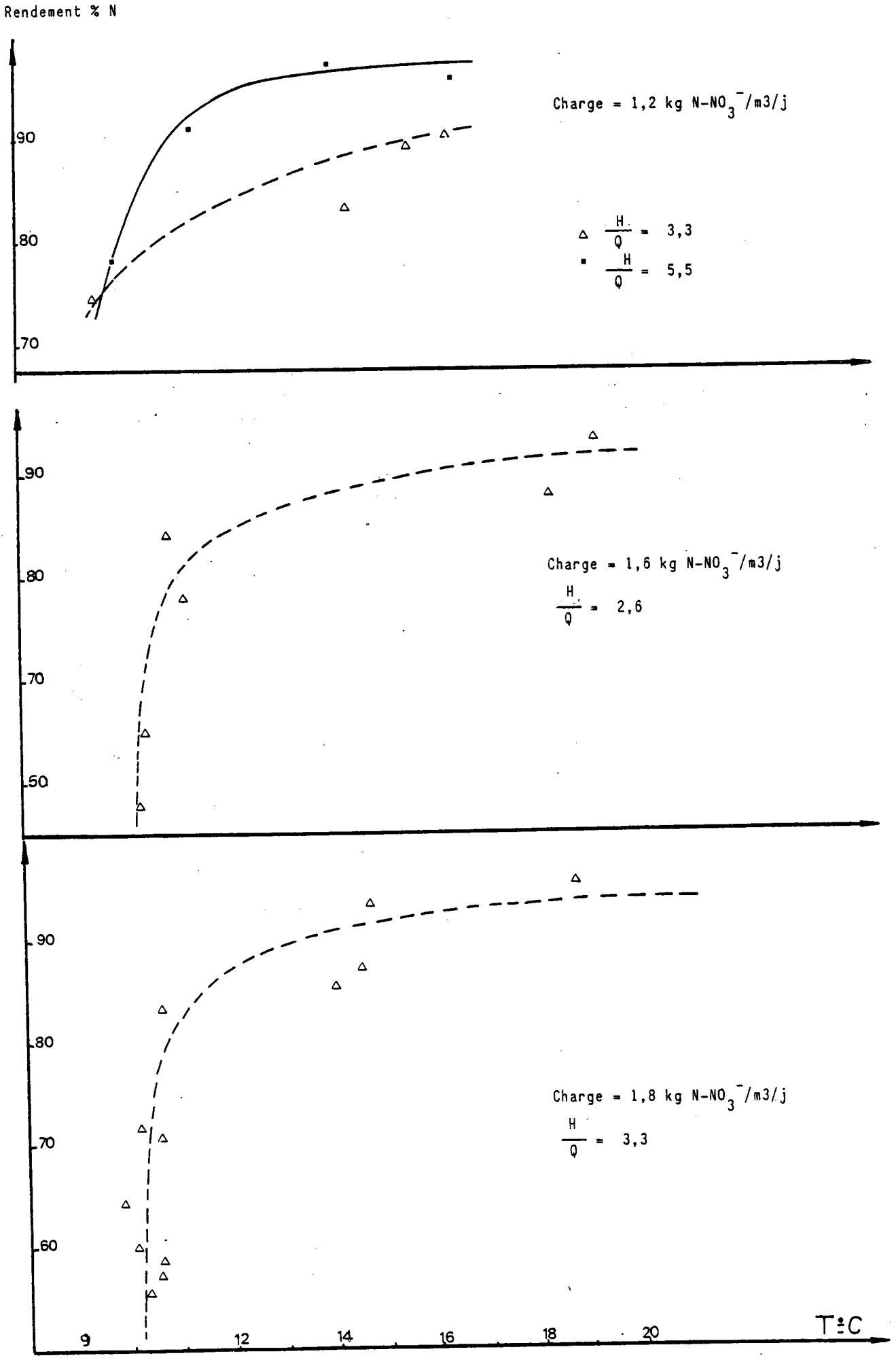
Fig. 23 b - Rendement en fonction de la température (semi log)

pour une charge 1,2 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j et $\frac{H}{Q}$ = 4,5

Charge moyenne kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j	$\frac{H}{Q}$ moyenne mmHg.h/l	$N\text{-}NO_3^-$ mg/l concentration	Q débit l/h	T°C température	Rdt % N rendement	$N\text{-}NO_2^-$ mg/l
1,2	5,5					
		27,6	72,7	16,4	90,2	0,67
		23,9	75,9	15,6	89,2	0,67
		25,7	77,6	14,4	83,3	1,3
		26,3	68,5	9,5	74,5	1,9
	3,3					
		26,3	73,5	16,5	95,8	0,79
		23,9	78,6	14,1	97	0,47
		24,5	76,6	11,4	91	0,49
		22,3	90,4	9,9	78	3,7
1,6	2,6					
		25,3	102	19,2	93,2	0,91
		24,8	97,6	18,3	88	1,4
		23,1	114,6	11,2	78	0,15
		26,4	106,5	10,9	84,1	1,8
		26,9	100,0	10,5	64,9	0,83
		21,2	125,9	10,4	65	2,2
		21,7	124,0	10,3	57,7	3,9
1,8	3,3					
		29,9	96,8	18,7	95,5	0,39
		20,2	144	14,7	93,5	0,6
		23,4	128,6	14,5	87,3	1,9
		22,0	133,3	14	85,5	1,9
		23,7	117,6	10,6	83,3	1,8
		24,0	117,0	10,6	70,6	3,94
		21,5	130,4	10,6	58,9	2,5
		22,9	125,9	10,5	57,4	0,21
		22,2	126,0	10,3	55,8	1,6
		23,5	125,0	10,2	72,7	0,21
		24,0	125,9	10,1	60,3	4,2
		22,0	133,3	10	46,4	1,3
		24,0	121,6	9,8	64,6	2,9

Tab. 19 - Colonne I - Performances du R.B.I. en fonction de la température pour différentes charges et perte de charge

Fig. 24 - Représentation graphique de l'influence de la T°C sur les rendements
Colonne I



Malgré une diminution de la température, sur la colonne n° 2, allant jusqu'à 14°C, l'élimination des nitrates demeure très importante et supérieure à 90 %, pour une charge moyenne de 1,2 kg $N-NO_3^-$/m3/j. Ainsi, sous réserve de travailler à des températures supérieures à 14°C à cette charge, on peut avoir de bonnes performances du réacteur avec une concentration en nitrites inférieure à la norme de potabilité.

Mais pour des températures inférieures à 14°C, malgré le bon rendement, la teneur en NO_2^- reste le facteur limitant, qui compromet l'utilisation du réacteur en étage unique.

D'après la figure 23 a, on peut remarquer que l'influence de la perte de charge n'est décelable, pour ses deux valeurs exploitées, que pour des températures inférieures à 16°C, les mêmes remarques peuvent être faites sur la colonne n° 1 pour une charge de 1,2 kg $N-NO_3^-$/m3/j.

La figure 24 montre que les courbes de rendement en élimination d'azote en fonction de la température, pour des pertes de charge modifiées sensiblement identiques, ont la même allure.

D'après ces courbes, on peut distinguer trois zônes :

- Une zone de températures supérieures à 16°C, où la vitesse de variation du rendement reste faible.

- Une zone de fonctionnement entre 14°C et 16°C, où on a une instabilité des valeurs de rendement, marquant le changement du gradient de variation du rendement pour des températures plus faibles.

Une exploitation minutieuse des résultats expérimentaux, montre une grande dépendance vis-à-vis du sens de variation de la température, ainsi, une faible diminution de T°C, dans cette zone, entraîne une chute importante du rendement, qui tend à se rétablir par la suite.

Ce phénomène peut être expliqué par le fait que la réponse immédiate au changement de température est plus grande que celle par l'adaptation des microorganismes, par ailleurs prouvé par la chute du rendement plus rapide pour des T°C inférieures à 14°C, bien que les variations de température aient été progressives et étalées pendant les longues périodes d'essais.

Cette étude a permis de constater, donc, que la biomasse utilisée était adaptée à des températures supérieures à 16°C.

- Une zone des températures inférieures à 14°C, où le gradient de rendement est plus important, avec une chute de l'efficacité du réacteur très marquée pour la valeur de 10°C.

On peut remarquer aussi que la concentration en nitrites varie avec le rendement, mais les fluctuations instantanées de ses valeurs, ne permettent pas de l'utiliser comme un moyen d'observation du fonctionnement du réacteur.

L'exploitation graphique des résultats permet d'établir que le rendement en élimination de N, en fonction de la température, pour les gammes de conditions opératoires explorées, suit une loi de forme :

$$\frac{1}{R} = A.\exp(B/_T) + C$$

avec R = rendement exprimé en pourcentage

T = température en °C comprise entre 10°C et 20°C

A, B, C = constantes dépendantes de la charge et de la perte de charge modifiée par rapport au débit

Ainsi, par exemple, pour une charge de 1,2 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j et H/Q de 4,5 mm Hg.h/l, on a : (figure 23 b)

$$A = 19\ 10^{-8}$$

$$B = 89°C$$

$$C = 10^{-2}$$

C - Suivi le long d'un cycle

Afin de déterminer l'impact d'une opération de lavage sur le rendement en élimination des nitrates et l'étude du rétablissement des performances du réacteur, plusieurs suivis de la qualité de l'eau sortante des colonnes à partir de la fin d'une opération de lavage, ont été effectués.

Parmi ces essais, on retiendra comme typiques ceux réalisés sur la colonne n° 2 pour des charges de 1,04 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j et de 1,2 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j.

La figure 25 représente les résultats obtenus lors de ces essais. On remarque que les performances ne se sont rétablies, surtout pour les concentrations en nitrites, que 24 heures après le lavage pour une charge de 1,2 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j et ceci pour une durée de cycle de 5 jours.

Cette situation a nécessité une étude d'amélioration des méthodes de lavage utilisées et la recherche d'autres solutions pour remédier à ce problème.

Grâce à un préleveur automatique séquentiel, nous avons suivi l'évolution de la dénitrification en fonction du temps, le long d'un cycle de fonctionnement.

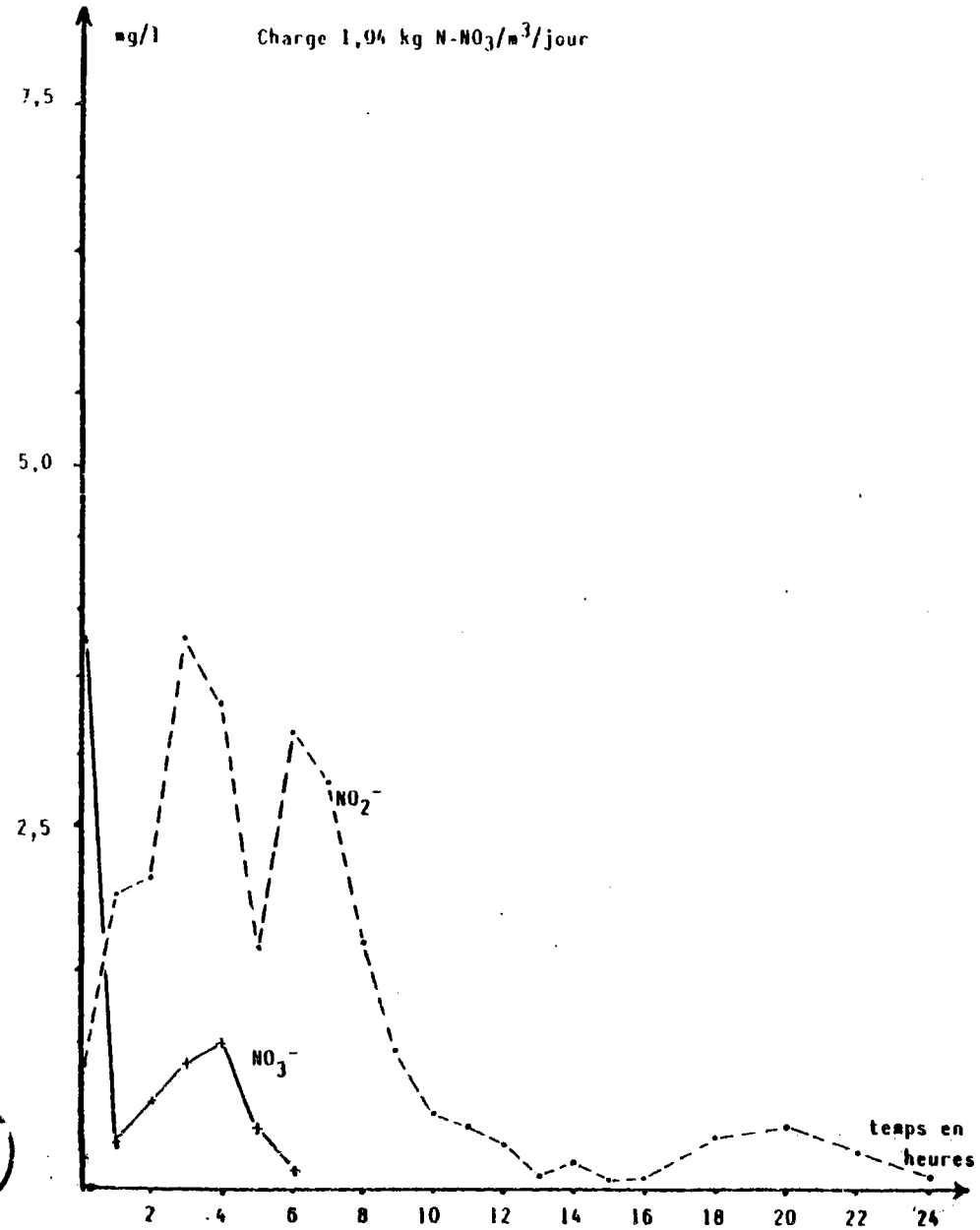
La figure 26 représente deux exemples du suivi sur plusieurs cycles de fonctionnement de la colonne n° 1.

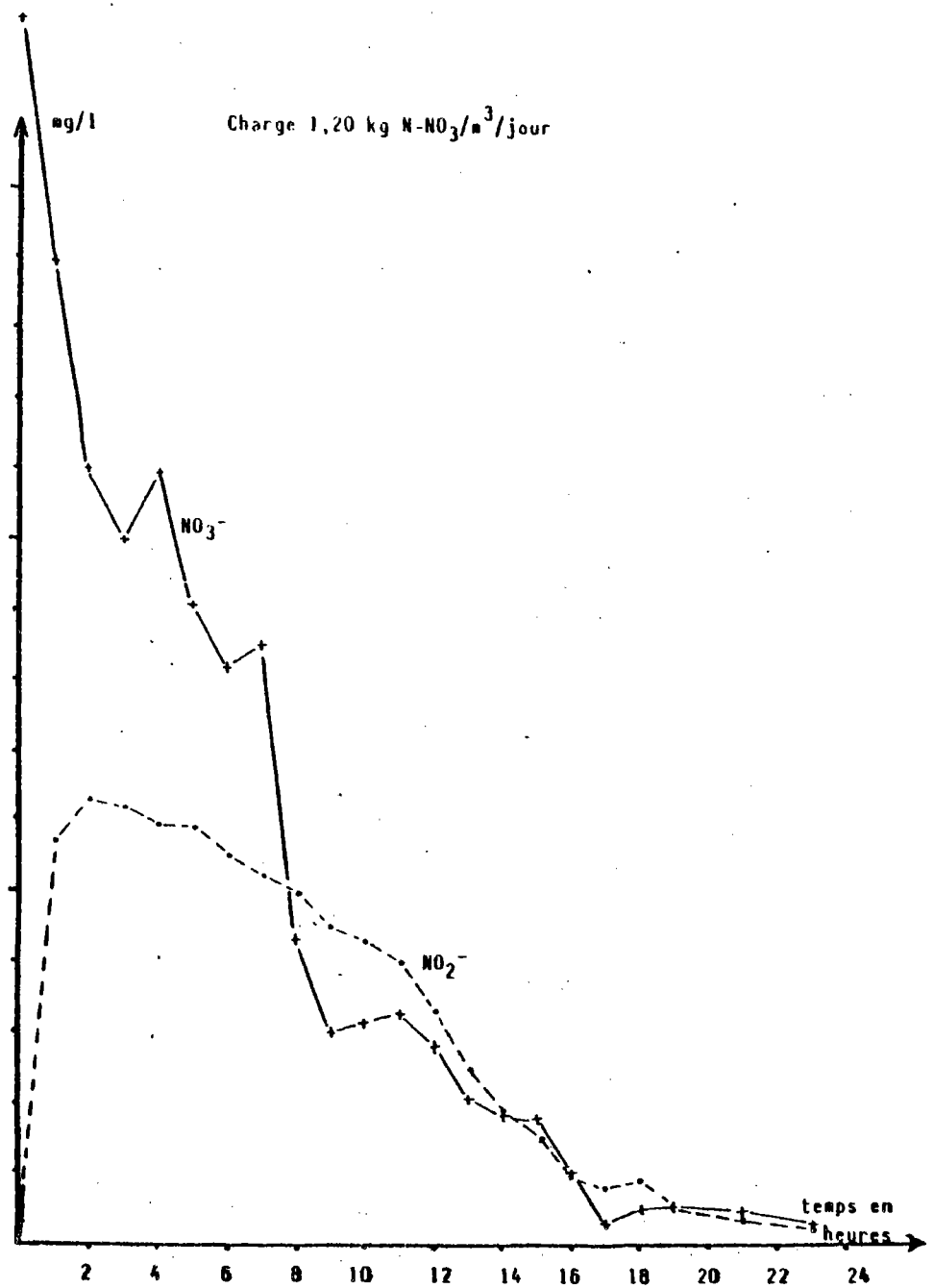
Les principales caractéristiques de fonctionnement de l'installation lors des cycles concernés étaient les suivantes : (tab. 20)

	1er cycle	2ème cycle
Débit (l/heure)	144	153
DCO entrée (mgO_2/l)	168	116
$N\text{-}NO_3^-$ entrée (mg/l)	22,0	21,4
Charges N total (kg/m3/j)	1,99	2,06
Charges DCO (kg/m3/j)	15,2	11,2
Perte de charge entre les 2 lavages (mmHg)	230 à 550	200 à 540
T°C entrée	19,3	19

Tab. 20 - Caractéristiques de fonctionnement

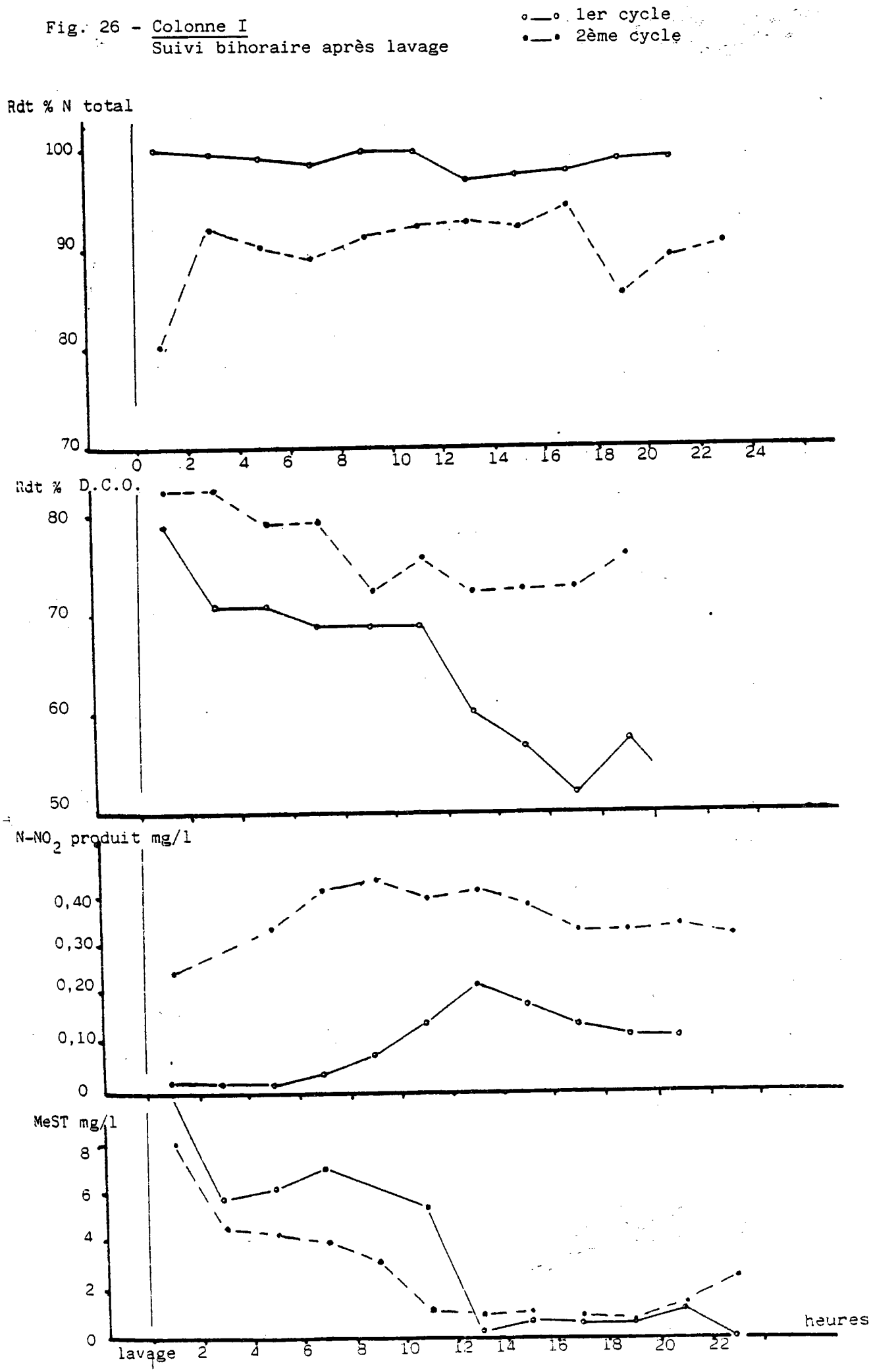
Fig. 25 - Colonne II - Rétablissement des performances après lavage





B.U. METZ

Fig. 26 - Colonne I
Suivi bihoraire après lavage



D'après les figures 25 et 26, on constate que les rendements de dénitrification se rétablissent assez rapidement.

Par contre, la concentration en nitrites augmente en première moitié du cycle pour décroitre ensuite, le même phénomène a été remarqué lors de l'étude du rendement, lorsque la température diminuait.

Pour les matières en suspension, leurs valeurs étaient élevées de 5-9 mg/l juste après le lavage -ce qui était prévisible- pour décroître à des valeurs inférieures à 2 mg/l.

On signalera que des analyses effectuées juste après un lavage sur la période de dix premières minutes, ont montré que la qualité des eaux de sortie était médiocre.

D - Etude de l'influence de la perte de charge

Le taux d'élimination des nitrates pour un débit et une température constants, peut être déterminé :

- soit par la mesure de la concentration en NO_3^- entrée et sortie, qui peut être un indice trop tardif du mauvais fonctionnement de la dénitrification,
- soit par la détermination de la concentration instantanée en biomasse.

En effet, les autres paramètres de fonctionnement étant fixés, une concentration en biomasse maximale entraîne une élimination des NO_3^- totale, d'où l'intérêt de contrôler l'évolution de la concentration en microorganismes dans le réacteur. Le suivi de cette évolution pose des problèmes de détermination : soit de la concentration en cellules bactériennes (reproductibilité, temps d'analyse), soit de l'activité biologique (difficultés de trouver une méthode efficace et rapide de la détermination de l'activité enzymatique instantanée).

Cette solution de mesure d'une activité spécifique pour le suivi est d'autant plus irréalisable que l'évolution de la biomasse dans les réacteurs à garnissage fixe, se traduit par une concentration de plus en plus grande de celle-ci en fonction du temps de fonctionnement.

Ce phénomène provoque un changement des caractéristiques hydrauliques du réacteur et une variation des surfaces de contact substrat-biomasse par formation de flocs bactériens.

Mentionnons enfin, les problèmes de l'échantillonnage surtout dans des garnissages légers.

Le problème peut être résolu en pratique du fait que la rétention de biomasse dans le réacteur entraîne une variation de la perte de charge.

D_1 - Variation de la perte de charge en fonction du temps

Le suivi de la perte de charge apparaît comme un moyen très simple pour évaluer les variations au moins quantitatives de la biomasse le long du réacteur et en fonction du temps. Il permet en outre de détecter le moment propice du lavage.

Ainsi, les mesures de la perte de charge ont été effectuées au cours du fonctionnement des colonnes, permettant d'établir son évolution en fonction du temps. La figure 27a représente les valeurs de H exprimées en mm Hg pour différents niveaux et en fonction du temps, lors d'un suivi de la colonne N° 2 pour une charge de 0,94 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j.

D'après cette figure, on peut distinguer trois phases :

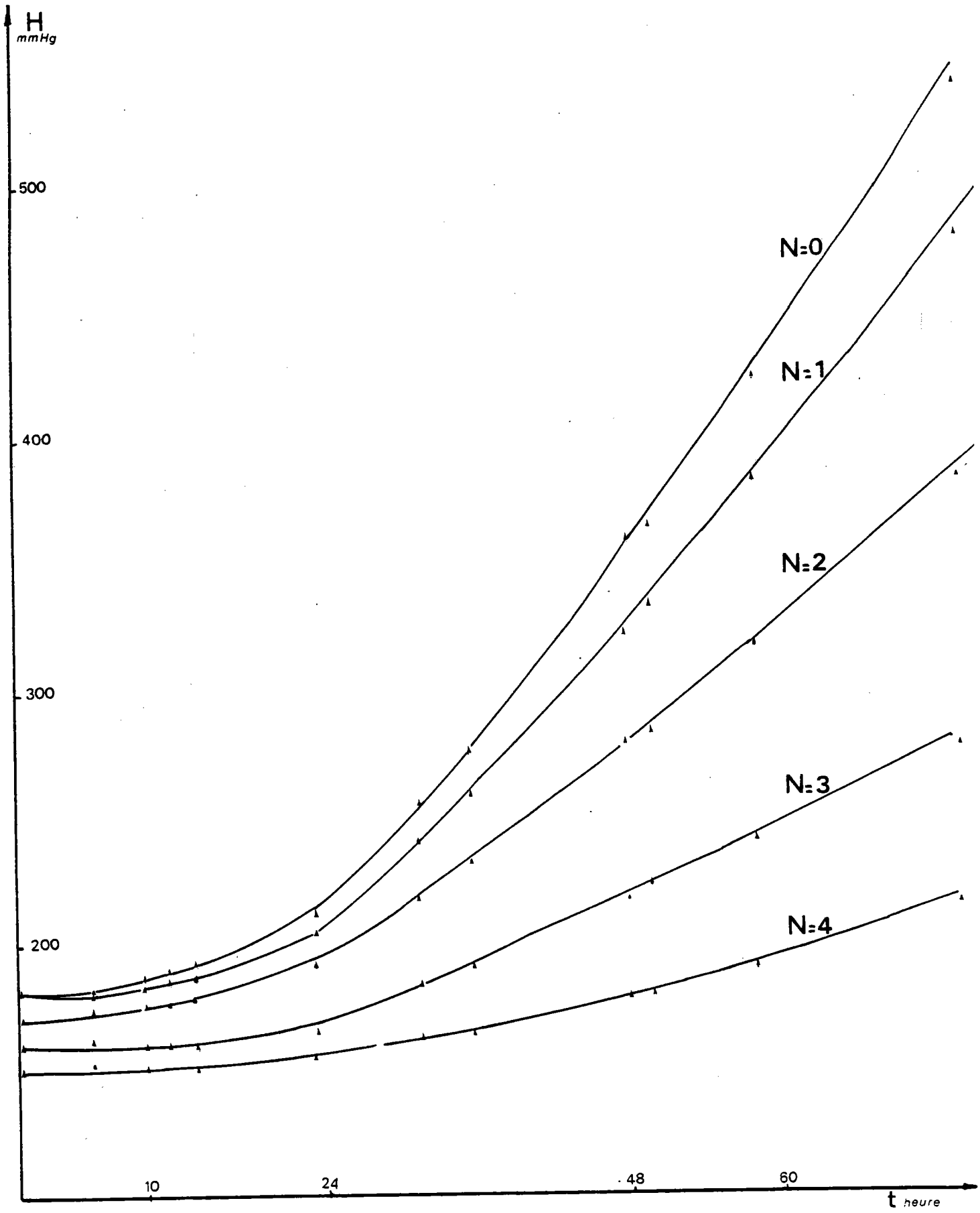
- la première pendant laquelle la perte de charge H est presque constante,
- la deuxième correspond à une augmentation progressive de H dont nous mentionnons après la forme exponentielle,
- la troisième phase : où il y a une linéarité de la perte de charge en fonction du temps.

Cette évolution de H en fonction du temps, le long d'un cycle juste après un lavage, rappelle la cinétique de croissance d'une masse biologique dans un réacteur en "batch".

La représentation graphique de la perte de charge, pour chaque niveau, en fonction du temps sur papier semi-log, a permis de vérifier que sa variation est bien en exponentielle (figure 27b) :

Fig. 27a - Variation de la perte de charge en fonction du temps et à différents niveaux du réacteur

N = niveau



Elle est de la forme :

$$H = A\,e^{Bt}$$

H = perte de charge en mm Hg

t = temps en heures

Le coefficient A représente la perte de charge à différents niveaux à l'instant t = 0.

La représentation graphique 27c montre que le coefficient B varie en fonction de la hauteur du réacteur z, et peut être ajusté par une droite à partir du niveau 1, donc la variation de B dans la garnissage est de la forme :

$$B = az + b$$

D'après la figure 27c, la valeur de a est de $-\ 9{,}0410^{3}\ m^{-1}.\ h^{-1}$ et $b = 1{,}78.10^{-1}\ h^{-1}$ pour un coefficient B exprimé en h^{-1} avec un coefficient de corrélation de 0,998 et celui d'amélioration de 0,83.

Dans le cas de la figure 27b, la perte de charge à l'entrée du réacteur varie en fonction du temps, selon la relation :

$$H = H_{24h}.\exp\left[0{,}0195(t-24)\right]$$

H_{24h} = perte de charge à 24 heures après le lavage.

La première phase, où la perte de charge reste constante, correspond à une période d'adaptation consécutive à un lavage air - eau.

Plusieurs autres suivis de la perte de charge en fonction du temps ont été réalisés et ils confirment les observations antérieures, et ont abouti à des équations très voisines d'un suivi à un autre, bien que les valeurs de la perte de charge mesurées après chaque lavage aient été différentes.

On constate que l'évolution de la perte de charge selon les niveaux n'a pas la même allure, ce qui permet d'évaluer la répartition et le développement de la biomasse le long des colonnes en fonction du temps.

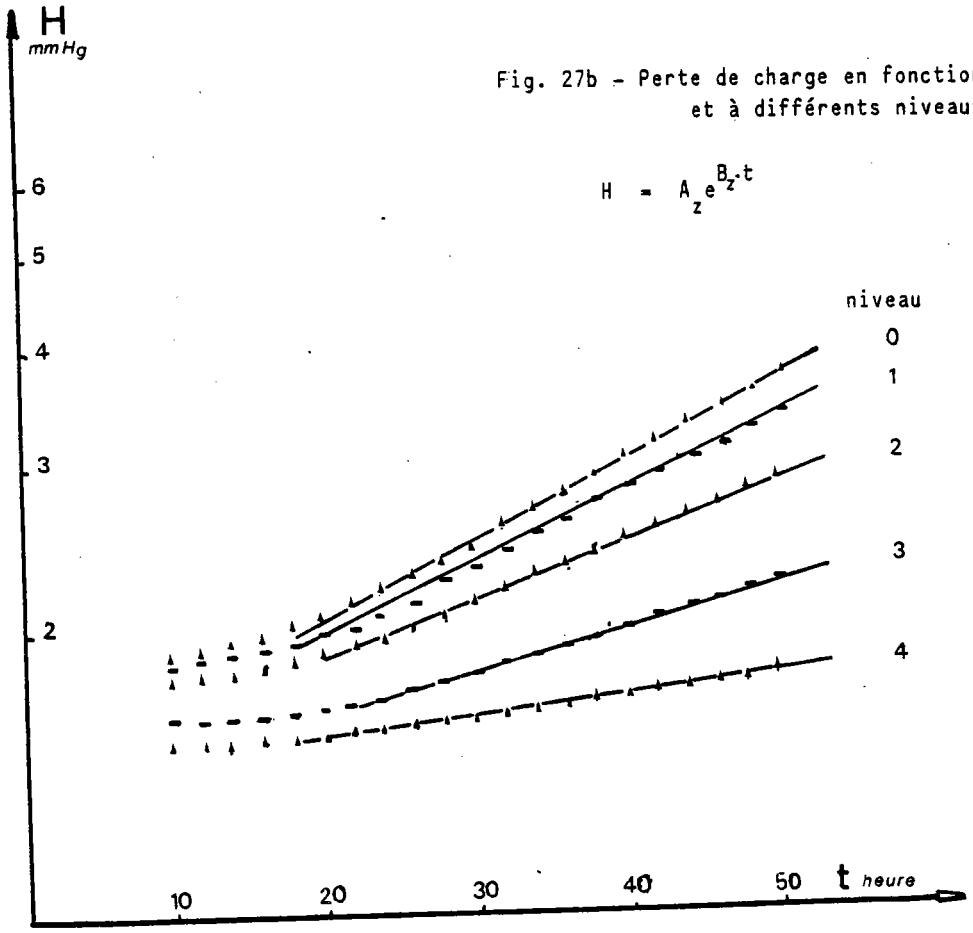


Fig. 27b - Perte de charge en fonction du temps et à différents niveaux

$$H = A_z e^{B_z \cdot t}$$

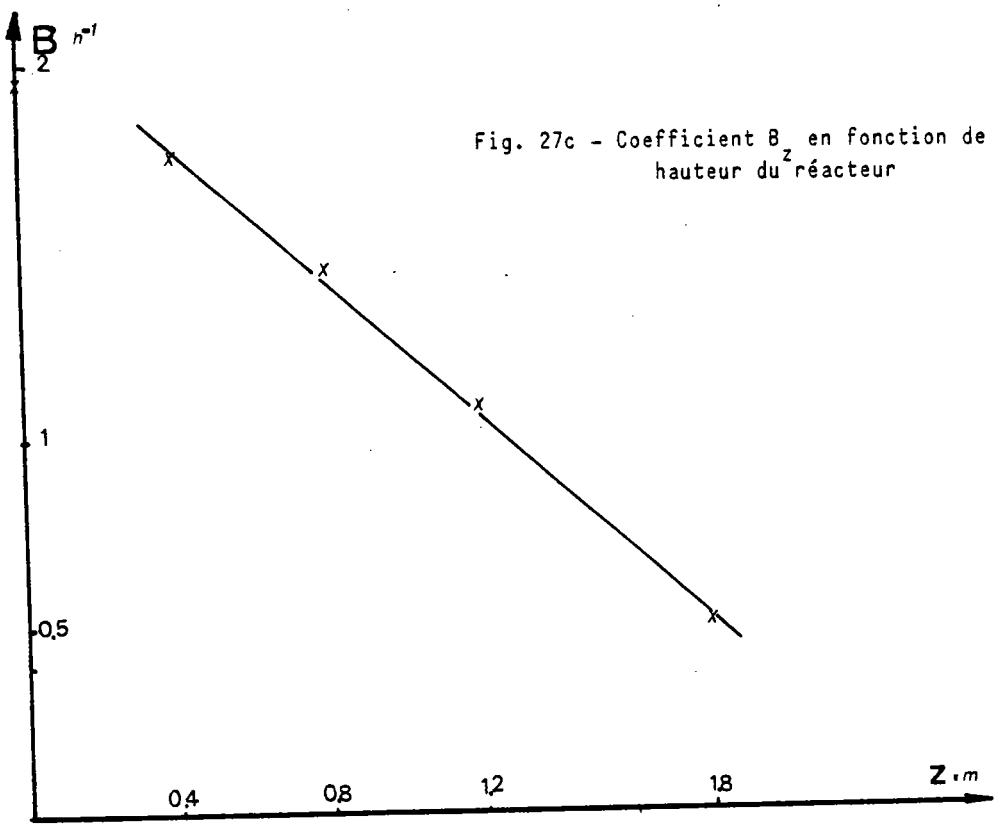


Fig. 27c - Coefficient B_z en fonction de la hauteur du réacteur

D_2 - Influence de la perte de charge sur le taux d'élimination des nitrates

Puisque la perte de charge ramenée au débit correspond à l'évolution de la biomasse, on a cherché sur l'ensemble des résultats à mettre en évidence l'influence de H sur le rendement en élimination de NO_3^-.

Pour des conditions de charge et de température constantes -appliquées sur la colonne I- on a pu dresser le tableau 21.

Une difficulté réside dans l'interprétation des résultats, à cause de la variation de l'influence de H selon les différentes valeurs de la température et de la charge prises en considération et les différentes périodes de fonctionnement, correspondant à chaque donnée expérimentale.

Ce problème est dû à des dispersions spatiales et des surfaces de contact variables de la biomasse le long du réacteur après chaque lavage (certains agglomérats de billes antérieurement formés demeurent).

Charge en N kg/m3/j	Concentration mg/l N-NO_3^-	Q l/h	T°C Température	H/Q mm Hg l/h	Rdt % en N rendement
0,96 ± 0,05	31,9	51,9	20	5,6	83,6
	29,5	49	20,3	5,9	99,7
	31,6	50,7	20,1	7,5	99,7
	30	51,7	20	9,6	99,6
	28,7	51	20,4	10,2	99,7
	30,3	49	20	12,6	95,7
	29,5	51	21	4,3	83,7
	30,1	50,2	21,5	6,2	88
	28,6	51,7	20,8	6,9	98,7
	30,3	48,6	21	14,1	99,7
1,20 ± 0,05	26,3	73,5	16,5	3,1	74,5
	27,5	72,5	16,7	4,5	83,3
	27,6	72,7	16,4	5,2	90,2
	23,1	77,6	14,8	2,5	98,1
	24,4	75	15,3	3,0	81,6
	23,9	75,9	15,6	6,1	89,2
	23,9	78,6	14,1	3,5	97
	30,1	63,7	14,3	4,7	96,9
	25,7	77,6	14,4	5,2	83,3
	22,3	90,4	9,9	3,8	78
	26,3	68,5	9,5	5,5	74,5
	27,8	64,5	8,8	7,1	71,5

Tab. 21 - Influence de la perte de charge sur le rendement d'élimination en N
Colonne n° 1

Charge en N kg/m3/j	$N\text{-}NO_3^-$ mg/l entrée	Q l/h débit	T°C température	H/Q	Rdt % N rendement
1,41 ± 0,06	22,7	102	17,2	2,3	82,5
	22,1	100,7	17,5	2,6	75,9
	23,5	99,4	17,7	3,3	72,6
	21,4	98,4	17,9	5,8	95,7
	21,4	104,6	10,5	2,7	93,8
	20,1	116,1	10,6	4,8	61,1
	20,4	102,7	9,8	6,1	63
	19,3	115,4	10,7	6,2	62,2
1,80 ± 0,07	26,4	106	19,4	2,0	88,7
	29,9	96,8	18,7	2,8	95,5
	29,5	102	18,5	4,1	98,5
	28,2	100	19,2	5,4	93,8
	20,2	144	14,7	2,4	93,5
	21,2	136	14,5	2,8	66
	23,4	128,6	14,5	3,4	87,3
	22	133,3	14	3,6	85,5
	22,9	125,9	10,5	2,3	57,4
	21,5	130,4	10,6	2,7	58,9
	24	113,9	10,6	2,9	70,6
	23,7	117,6	10,6	3,4	83,3
	24,4	117	11	3,9	72,6

Tab. 21 -(Suite) l'influence de *H* sur Rdt % N
Colonne n° 1

D_3 - Etude expérimentale de la production de biomasse

La biomasse en excès est éliminée du réacteur sous deux formes :

- Sous forme de matières en suspension (MeS) dans l'eau traitée. En excluant la période immédiate à un lavage, l'examen du suivi des MeS -au cours des essais, surtout pour les cycles longs- montre que leur concentration dans l'eau traitée est croissante en fonction de la perte de charge pour une charge appliquée en nitrate constante .

Par contre, pour une perte de charge constante, lorsque le débit est augmenté, la concentration en MeS de l'eau traitée diminue : prouvant que la rétention de la biomasse dans les interstices du garnissage est due à un emprisonnement mécanique, plus que par fixation sur les particules solides.

Parallèlement la production accrue de biomasse provoque un colmatage plus rapide pour les débits élevés. On peut considérer que l'entraînement des MeS par l'eau traitée est bénéfique, car il permet d'augmenter la durée des cycles de fonctionnement et de réduire les fréquences de lavages. Il n'empêche qu'un garnissage, dont la structure reste longtemps stable, peut voir se manifester la formation de blocs de particules cimentées par des bactéries et la création de chemins préférentiels.

- Sous forme de boues diluées extraites lors des opérations de lavage. Les mesures en matière solide sèche montrent que les valeurs en biomasse extraite sont différentes d'un lavage à un autre, donc la concentration de la biomasse dans le réacteur n'est généralement pas la même au début de chaque cycle de fonctionnement, d'où les pertes de charges initiales différentes.

En fin d'essais, les colonnes ont été démontées et leur contenu examiné de façon à étudier la répartition de la biomasse dans l'espace en distinguant entre la biomasse fixée au matériau granulaire et la biomasse immobilisée dans les interstices mais non fixée au matérieu solide.

Les résultats obtenus sont visualisés sur les tableaux 22 et 23. Ceux-ci montrent de façon nette que :

- la biomasse fixée est nettement plus faible que la biomasse immobilisée dans les interstices. En effet, il n'y a pas plus de 4 à 12 % de la matière totale qui se trouve fixée au matériau granulaire. Ceci confirme nos observations antérieures,
- la quantité de matières immobilisée décroît à partir de la base du garnissage lorsqu'on se déplace vers le haut,
- il en est de même pour le pourcentage de matières volatiles (c'est-à-dire de matière organique) ce qui laisse présumer que l'activité biologique diminue quand on s'élève dans la colonne c'est-à-dire qu'on s'éloigne de l'alimentation en substrat,
- enfin, il est remarquable de constater que la matière solide fixée au matériau granulaire ne comporte qu'une faible fraction organique et ne peut donc être assimilée à de la matière vivante (biomasse).

L'autopsie a été effectuée sur les deux colonnes fonctionnant préalablement dans les conditions suivantes :

Col. I = Q = 120 l/h
$N\text{-}NO_3^-$ = 19,3 mg/l
H = 475 mm Hg

Col. II = Q = 120 l/h
$N\text{-}NO_3^-$ = 23 mg/l
H = 580 mm Hg

Niveaux cm	BIOMASSE IMMOBILISEE		MATIERE "FIXEE"		cm
	Matières sèches en g	Matières volatiles % des MS	Matières sèches en g	Matières volatiles % des MS	
Chapeau haut 210 →219,5	7,4	83,0			9,5
179,5→210,0	63,2	82,7	3,9	14,2	30,5
5					
139,5→179,5	100,6	81,1	5,1	14,3	40,0
4					
100,5→139,5	79,1	87,1	5,7	13,6	39,0
3					
70,5→100,5	105,3	92,9	2,3	18,8	30,0
2					
47,5→70,5	99,5	92,6	1,5	19,1	23,0
1					
9,5→70,5	3,5	58,9			38,0
Chapeau bas H_0=475 ← 0→9,5	15,8	81,5			9,5
TOTAL	474,4		18,5		

eau

Tab. 22 - Autopsie de la colonne I

H mmHg	BIOMASSE IMMOBILISEE		MATIERE "FIXEE"		cm	niveaux
	Matières sèches en g	Matières volatiles % des MS	Matières sèches en g	Matières volatiles % des MS		
Chapeau haut 0	8,6	88			9,5	
	30,3	83	8,0	33	30	
170						4
	34,3	84	7,4	37	60	
305						3
	40,9	85	4,0	57	40	
390						2
	51,6	86	5,4	54	40	
510						1
	4,0	76			40	eau
Chapeau bas 580	6,0	83			9,5	0
TOTAL	175,7		24,8			

Tab. 23 - Autopsie de la colonne II

Quelques précisions sur la nature et l'activité de la biomasse ont pu être obtenues à partir de prélèvements effectués à différentes périodes sur les 2 colonnes.

Des mesures de "biomasse active" ont été effectuées par détermination de la concentration du contenu des réacteurs en A.T.P. (Adenosine-triphosphate), substance caractéristique de la matière cellulaire vivante.

D'après le tableau 24a, l'A.T.P. de la biomasse immobilisée diminue avec l'augmentation de la perte de charge au profit de celle de l'eau traitée. Pour la même perte de charge l'A.T.P. de la biomasse retenue et entraînée par l'eau est identique en pourcentage sur les 2 colonnes.

Colonne	Perte de charge avant lavage mm Hg	Quantité d'ATP contenue dans la colonne	% d'A.T.P.	
			immobilisé + fixé	en suspension dans l'eau
I	450	140 mg	95,7 %	4,3 %
II	870	124 mg	85,4 %	14,6 %
	430	128 mg	95,6 %	4,4 %

Tab. 24a - Bilan global de l'A.T.P.

La concentration de biomasse active se répartit également suivant un profil de valeurs décroissantes avec la hauteur comme le montrent les valeurs déterminées sur la colonne II : (valeurs exprimées en mg/litre de contenu de la colonne), tableau 24b.

Niveau	H = 870 mm Hg	H = 450 mm Hg
HAUT ↑ 4	1,40	1,24
3	1,27	2,64
2	2,18	2,62
1 ↓ BAS	2,95	3,68

Tab. 24b - Variation de l'A.T.P. selon la hauteur de la colonne II

E - Suivi de la dénitrification le long des colonnes

Les schémas de la figure 28 représentent les rendements d'élimination de la DCO, des nitrates, de l'azote total éliminés ainsi que la concentration de nitrites produits en fonction de la hauteur de prélèvement de l'eau dans le réacteur, calculée à partir de la base de la colonne.

Les essais ont été réalisés aux charges de 0,8 et 1,2 kg $N-NO_3^-$/m3/j sur la colonne 1.

Les rendements d'élimination sont, à niveau de prélèvement égal, légèrement ou nettement supérieurs en début de cycle qu'en fin de cycle de fonctionnement.

La production de nitrite est d'autant plus importante que la charge en azote appliquée est grande. Le passage par un maximum à mi-hauteur dans le lit de billes est parfois constaté.

La figure 29 représente les différentes valeurs des paramètres : température (T), oxygène dissous (OD), perte de charge (H), nitrites et nitrates, le long de la colonne II.

Pour une charge de 0,92 kg/m3/j $N-NO_3^-$ et un débit Q = 83 l/h

On constate au vu de ces résultats que :

- la dénitrification ne commence qu'à 0,70 m de l'entrée. La concentration NO_3^- diminue exponentiellement, par contre, la teneur en nitrites augmente le long de la colonne,

- dès la hauteur de 1,12 m, la teneur en nitrates est déjà inférieure au seuil de 50 mg/l NO_3^-,
  Le reste de la colonne, malgré la poursuite de la chute des nitrates, entraîne une augmentation de la teneur en nitrites,

- malgré la présence de l'oxygène dissous le long de la colonne, on a une réduction biologique des nitrates,

- l'allure de la courbe de la perte de charge indique bien la répartition de la biomasse le long de la colonne.

Ainsi, en plus de l'influence de la charge et de la température, le profil d'abattement de la pollution azotée et carbonée dépend de l'instant considéré lors d'un cycle de fonctionnement, à cause de l'évolution de la perte de charge(biomasse) et de ses conséquences sur l'écoulement.

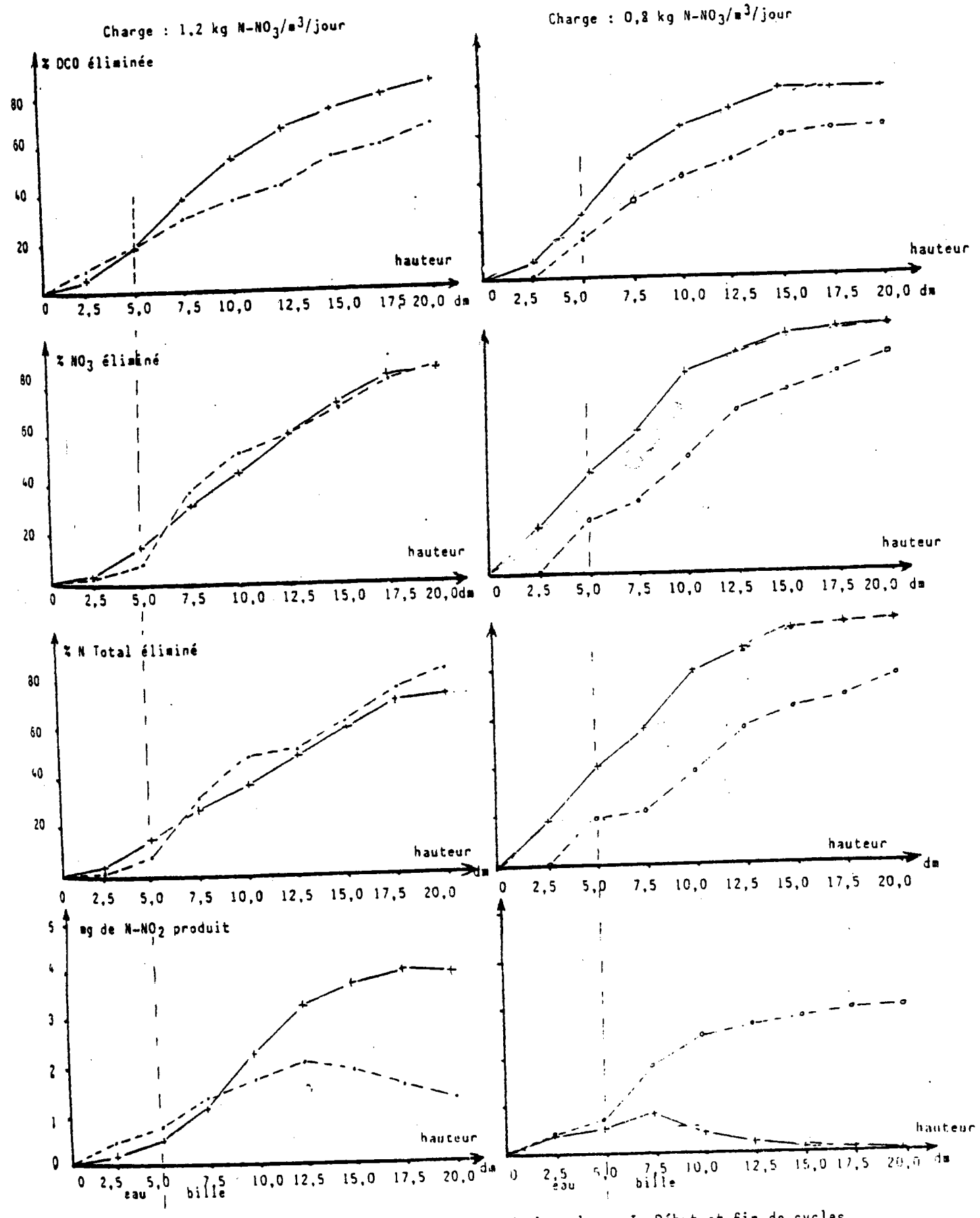
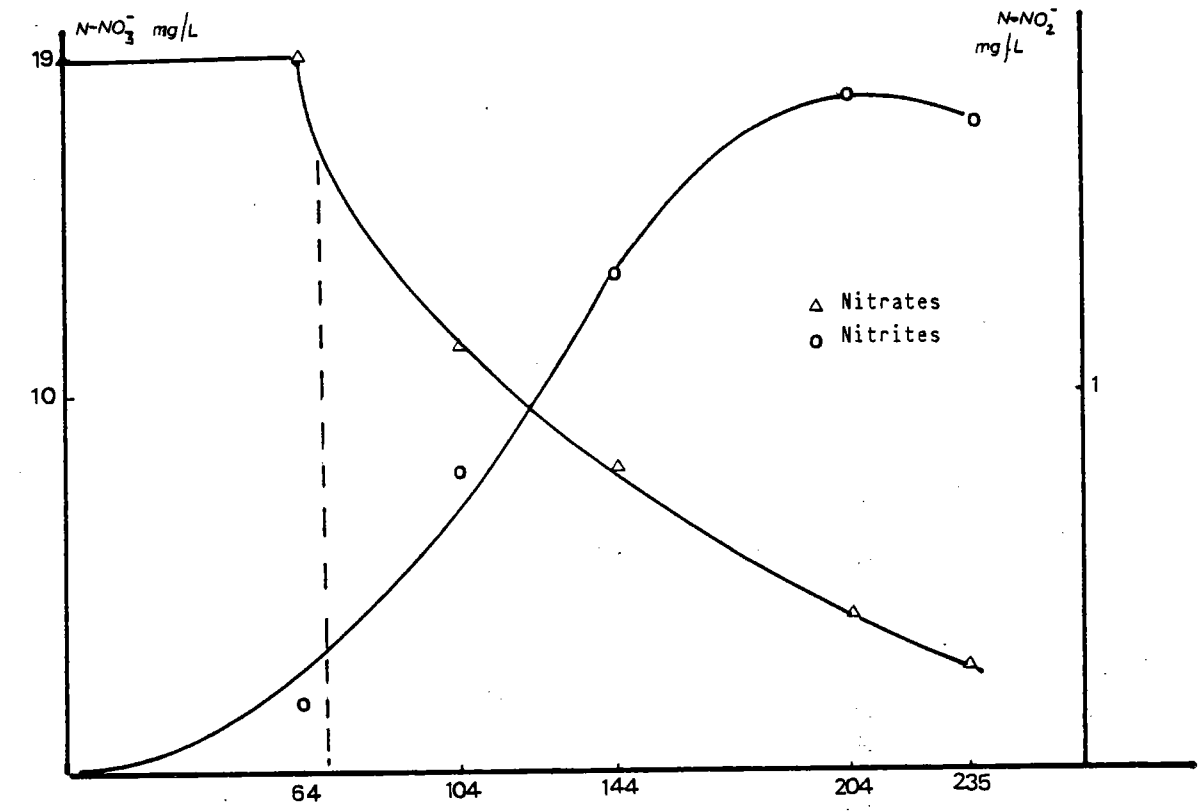


Fig. 28 - Profils des performances le long de la colonne I. Début et fin de cycles

+ - + début du cycle
o - o fin dy cycle

Fig. 29a - Variation des NO_3^- et NO_2^- le long de la colonne 2



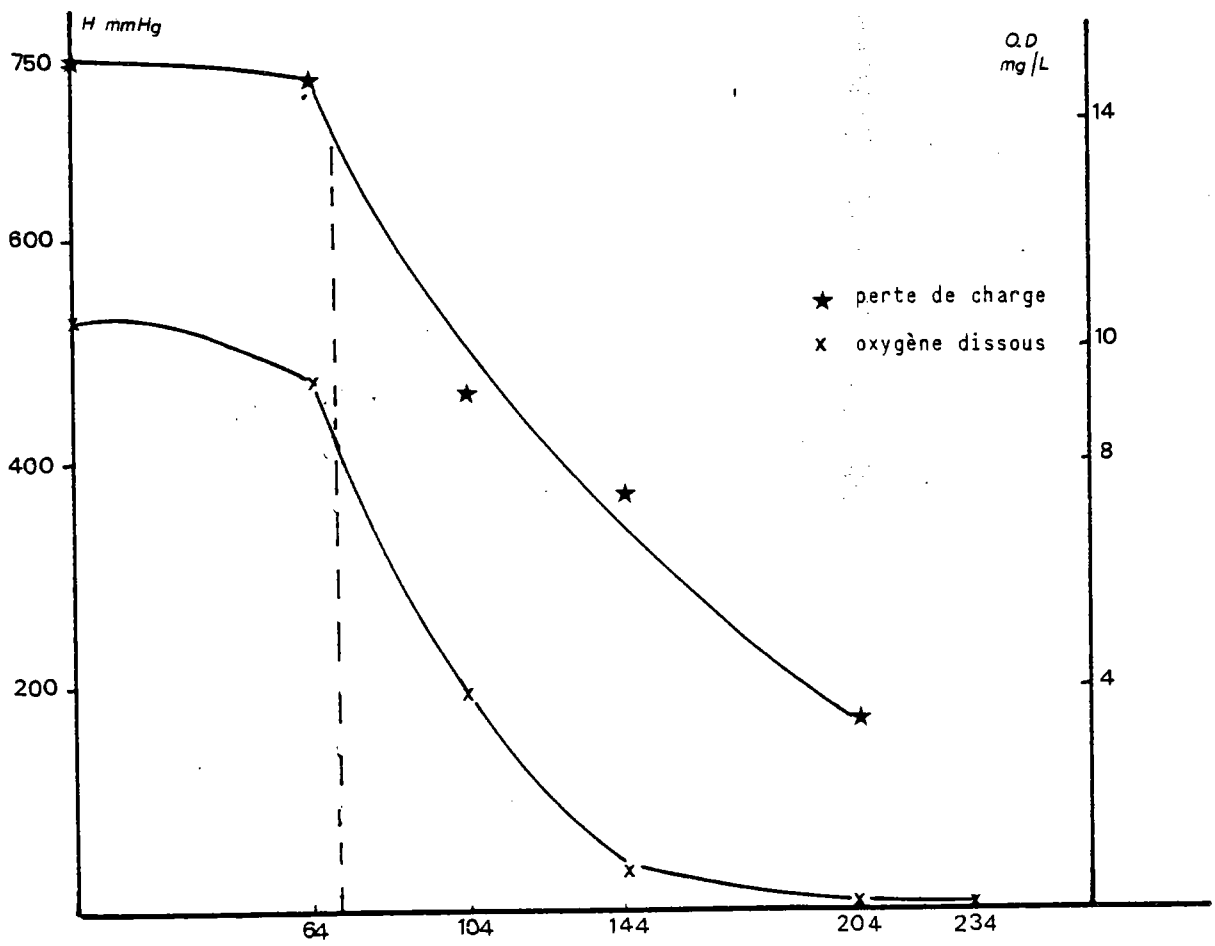


Fig. 29b - Variation de la perte de charge et de l'oxygène dissous

F - Etude de l'écoulement hydraulique

Cette étude consiste en l'application de méthodes de caractérisation de l'écoulement hydraulique dans le réacteur à biomasse immobilisé.

L'application des méthodes de traçage a permis l'étude de la distribution du temps de séjour et son interprétation en fonction des différentes charges appliquées en nitrates et au cours de plusieurs cycles de fonctionnement.

Les essais de traçage ont été effectués par injection, en forme d'impulsions, de chlorure de lithium. L'étude de la distribution du temps de séjour pour des cycles différents a permis de constater que les allures des courbes obtenues se ressemblent, mais elles restent différentes pour des conditions de débit et de perte de charge identiques, preuve de la non reproductibilité de la configuration de la biomasse dans le réacteur d'un cycle à un autre.

Afin de visualiser l'influence de l'évolution de la biomasse, décrite par celle de la perte de charge sur le temps moyen de séjour et son modèle hydraulique instantané, plusieurs suivis ont été réalisés au cours d'un cycle (LEYVAL, 1983).

F_1 - Détermination de la variation de la distribution du temps de séjour au cours d'un cycle

- Sur la colonne n° 2

  . pour une charge moyenne de 1,25 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j, cinq traçages, indexés (A), ont été effectués tout au long du cycle,

  . pour une charge moyenne de 1,3 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j, dont les courbes (B) expérimentales sont représentées sur la figure 2.

- Sur la colonne n° 1

  . pour une charge de 1,51 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j

On peut remarquer sur la figure 30 -valable pour les autres essais non représentés- que l'amplitude des courbes diminue en fonction du temps et que le début de la détection du traceur se fait de plus en plus rapidement.

Ce phénomène est dû à l'augmentation de la vitesse d'écoulement réelle par l'effet de la diminution de la porosité du garnissage et explique le rapprochement, en fonction du temps, de plus en plus du modèle du réacteur d'un mélangeur parfait.

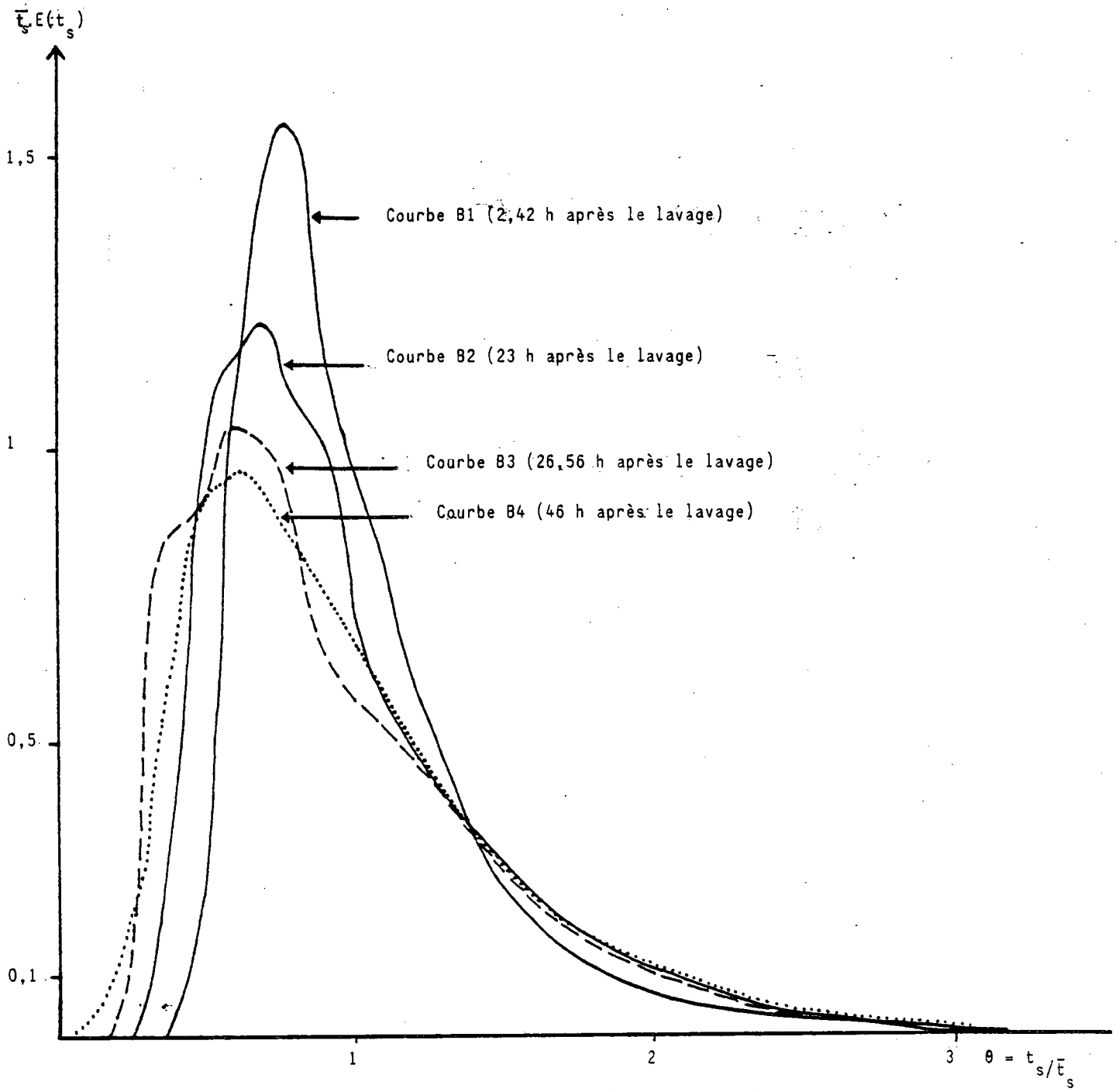


Fig. 30 - Evolution de la distribution des temps de séjour entre 2 lavages (courbes normées en temps réduit)
Colonne II

L'utilisation du programme "JPE", a permis l'exploitation des données expérimentales et une approche par un des trois modèles simples cités auparavant.

Sur la totalité des résultats obtenus, en présence de la biomasse, par comparaison des courbes expérimentales avec celles représentées à partir d'un nombre de mélangeurs en cascade J et un nombre de Peclet P, le modèle qui en paraît le plus centré et approché du réacteur avec biomasse, est celui des mélangeurs en cascade, comme le montre l'exemple de l'essai B1 sur la figure 31.

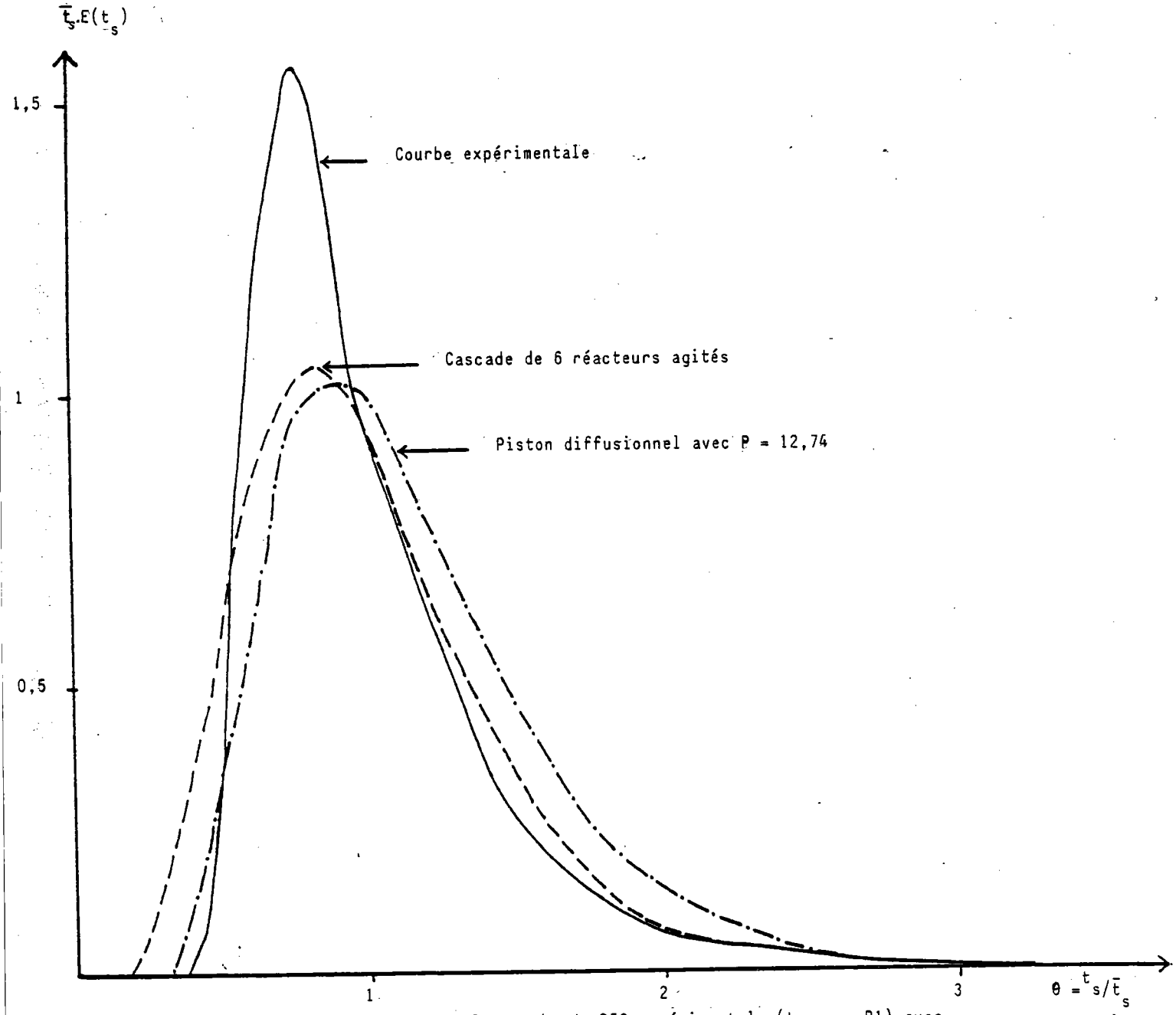


Fig. 31 - Comparaison de la courbe de DTS expérimentale (traçage B1) avec les courbes des modèles mélangeurs en cascade et piston diffusionnel (courbes normées en temps réduit)

A partir de ces essais retenus, le tableau 25 regroupe les différents paramètres déterminés qui caractérisent l'évolution du temps moyen de séjour et du nombre de mélangeurs en cascade équivalents au réacteur en fonction du temps et de la variation de la perte de charge.

On remarque que lorsque la perte de charge augmente :

. le temps moyen de séjour $\bar{t}_s$ varie peu, impliquant que, malgré l'augmentation de la vitesse réelle de passage, il y a création de plus en plus de volume mort,

. le nombre J diminue prouvant une fois de plus que la nature du réacteur change au cours d'un cycle.

Ces observations permettent de mettre en évidence l'influence de l'écoulement sur la vitesse de la disparition du substrat : NO_3^-.

Dans tous les cas, bien que le modèle des mélangeurs en cascade s'approche plus des courbes expérimentales, la différence entre les deux reste très nette.

La recherche d'autres modèles, permettant une approche plus adéquate, s'avère très délicate, à cause des complications dues à l'introduction de nouveaux paramètres, mais surtout à cause de la variation des courbes expérimentales en fonction du temps nécessitant certainement le développement d'un modèle différent pour chaque courbe de la distribution du temps de séjour.

Lors du suivi le long des colonnes de l'abattement des NO_3^-, la partie du réacteur, dépourvue de garnissage, a une faible influence sur le rendement et présente des caractéristiques différentes de la partie garnie.

Ainsi, une approche plus adéquate du modèle hydraulique du réacteur consiste à considérer séparément les deux parties : avec et sans garnissage.

F_2 - Détermination du temps de séjour par la méthode de la double-mesure

Cette méthode a été appliquée à la colonne n° 2. Nous considérons les essais effectués à partir du niveau 1 séparant les deux parties en question et de la sortie du réacteur, en présence de la biomasse (B) et sans biomasse (A).

Les résultats obtenus sont représentés sur la figure 32.

Colonne II

N° traçage	Débit (l/heure)	Pertes de charges (mm Hg)	T Temps de passage (mm)	$\bar{t}_s$ Temps moyen de séjour (mm)	V mort (l)	J	Temps après le lavage (heure)
A1	101,6	212	22,94	20,35	3,9	7,6	1
A2	95,1	230	24,50	19,79	7,0	6,1	18,25
A3	94,75	230	24,60	21,14	5,0	5,3	22,17
A4	85,2	422	27,13	22,01	7,2	3,6	44
A5	98,2	487	23,73	18,7	7,7	4,3	49,5

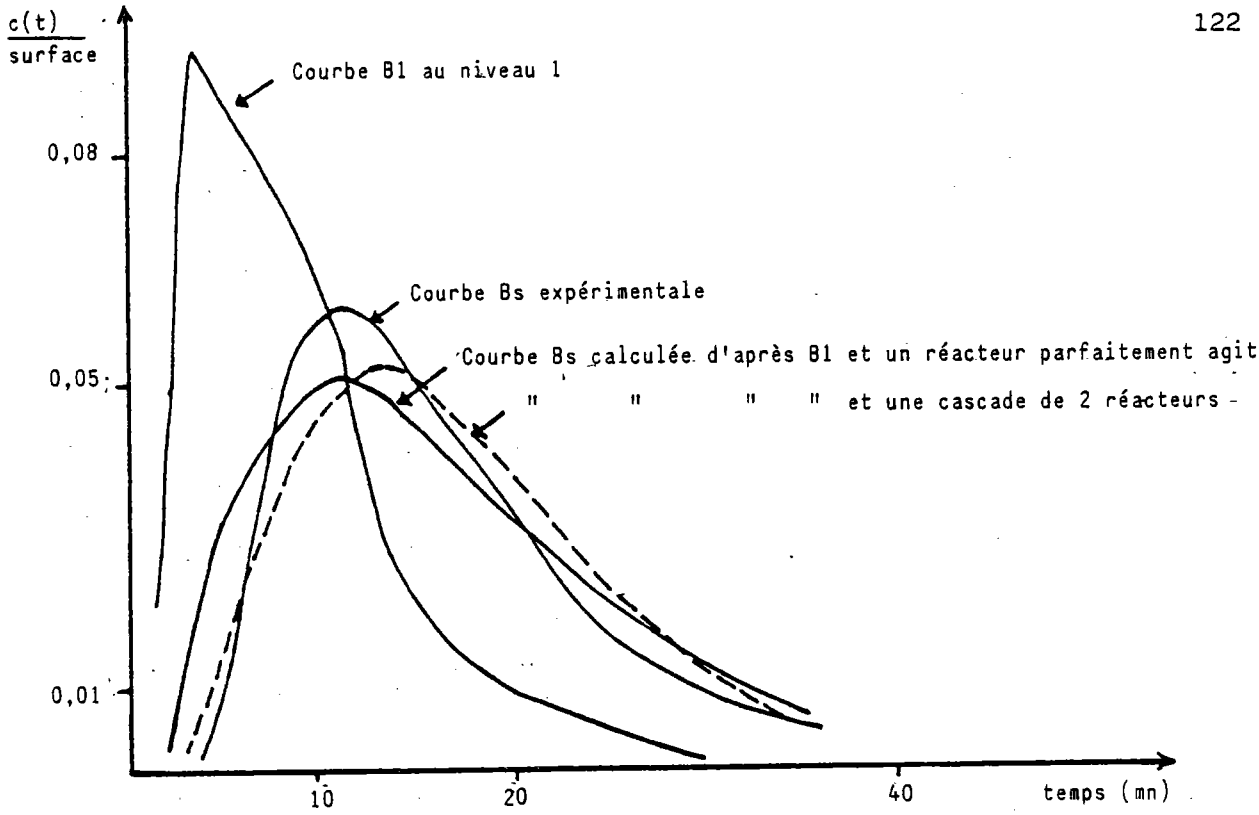
Colonne II

N° traçage	Débit (l/heure)	Pertes de charges (mm Hg)	T Temps de passage (mm)	$\bar{t}_s$ Temps moyen de séjour (mm)	V mort (l)	J	Temps après le lavage (heure)
B1	102,8	180	22,67	19,18	5,5	5,9	2,42
B2	100,4	290	23,21	16,29	11,1	3,7	23
B3	100,1	350	23,28	17,56	9,1	2,5	26,56
B4	102,8	> 900	22,67	16,36	10,4	2,8	46

Colonne I

N° traçage	Débit (l/heure)	Pertes de charges (mm Hg)	T Temps de passage (mm)	$\bar{t}_s$ Temps moyen de séjour (mm)	V mort (l)	J	Temps après le lavage (heure)
1	141,7	250	13,86	10,73	6,9	4,1	3,78
2	137,1	345	14,33	9,90	9,7	3,3	24,92
3	137,1	390	14,33	9,70	10,1	3,3	28

Tab. 25 - Résultats des séries de traçages sur les deux installations pilotes



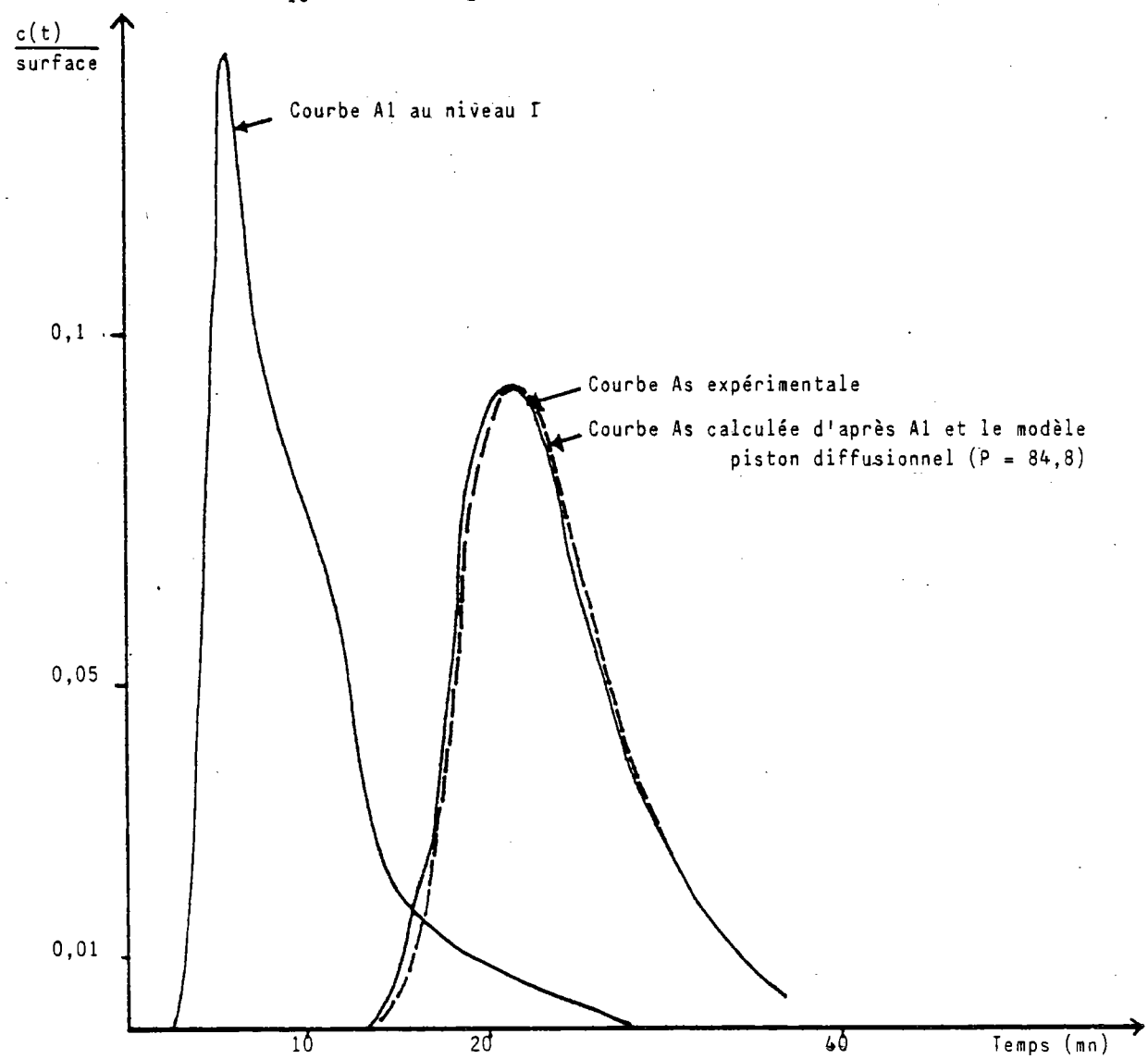


Fig. 32 - Approche du R.B.I. par la méthode de double-mesure
B = avec biomasse
A = sans biomasse
As ; Bs = à la sortie du réacteur

Au niveau 1 de la colonne n° 2, les modèles obtenus avec et sans biomasse dans le réacteur ne sont pas différents, donc, on peut conclure qu'hydrauliquement, l'influence de la partie inférieure de la colonne n'est pas variable, quel que soit l'état du réacteur en fonctionnement normal.

En ce qui concerne la partie garnie du réacteur, l'application de cette méthode confirme que le modèle le mieux adapté est celui des mélangeurs en cascades. Par contre, en absence de biomasse le lit de garnissage se comporte comme un réacteur du type piston-diffusionnel.

IV - 1.3 Conclusion

Les essais réalisés au cours de cette étude, en matière de dénitrification des eaux à potabiliser, à une échelle assez importante (150 l/h pour 100 mg NO_3^-/l), confirme l'intérêt du réacteur à biomasse immobilisée.

Les résultats obtenus ont permis d'appréhender les performances de ce procédé dans une assez large gamme de conditions opératoires (température, charge).

Deux créneaux d'utilisation du R.B.I. peuvent être envisagés :

. un fonctionnement permettant d'obtenir une eau traitée conforme aux normes de potabilité,

. un fonctionnement ayant pour objet un abattement de la plus grande quantité de nitrates, sans contraintes sur les teneurs résiduelles en nitrites et en DCO : traitées ultérieurement.

Le choix entre les deux options sera défini par les valeurs admises des facteurs limitants : l'azote nitreux et la capacité hydraulique de l'installation (perte de charge), et ce, en fonction des conditions opératoires, essentiellement :

. la charge appliquée en azote nitrique au réacteur. Son augmentation a entraîné une chute du rendement en élimination des nitrates et surtout une élévation des concentrations en NO_2^-. Mais ces performances dépendent principalement de la température de l'eau d'entrée, ainsi :

- pour une température à 16°C : à une charge pouvant atteindre les 4 kg N-NO_3^-/m3/j, il est possible d'avoir un rendement de 94 %, par exemple, à une température de 21°C, l'eau traitée ne contient que 2,7 mg N/l dont 0,13 mg/l de l'azote nitreux.

- pour une température inférieure à 14°C : le rendement chute, par exemple, à 84 % pour une charge aussi faible que 1 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j pour une température de 10°C avec un rejet d'azote nitreux de 2,4 mg/l,

. la température de l'eau à l'entrée du réacteur. On remarque que, pour des charges différentes, les courbes du rendement en fonction de la température, ont la même allure. On peut les approximer par une fonction de forme :

$$1/_R = A\, e^{A/T} + C$$

R = rendement en pourcentage

T = température en °C entre 10°C et 21°C

A, B, C = coefficient dépendant de la charge appliquée et de la perte de charge

Sommairement, on peut distinguer trois paliers :

. T > 16°C : la variation du rendement en élimination des NO_3^- en fonction de la température reste faible,

. 14°C < T°C < 16°C : le rendement est instable, reste dépendant du sens de variation de la température et marque un comportement de transition,

. T°C < 14°C : la dépendance du rendement en fonction de la température est très nette, avec une chute importante aux alentours de 10°C.

La variation de la concentration en biomasse influe sur les rendements d'élimination de NO_3^-.

Au cours d'un cycle et sur la hauteur du réacteur, l'évolution de la quantité de biomasse bactérienne peut être appréhendée par le suivi de la perte de charge.

Le degré de dépendance du rendement en fonction de la perte de charge reste très lié aux conditions de température et de charge appliquée et rend toute interprétation des résultats, à partir de ce paramètre, très délicate.

En résumé, on constate que le contrôle de ce type de réacteur peut être effectué par le suivi de 4 paramètres :

. les deux paramètres qui caractérisent la charge appliquée. En effet, celle-ci n'est représentative qu'en fonction de la concentration en nitrates et du débit qu'il convient de préciser séparément,

. la température,

. la perte de charge.

La variation de ce dernier paramètre présente une analogie certaine avec la croissance bactérienne en discontinu, ainsi, elle suit une loi exponentielle en fonction du temps, avec une période de latence, correspondant probablement à une inactivation après un lavage eau-air.

La variation de la perte de charge a diminué le long de la hauteur du réacteur, impliquant une répartition non uniforme sur la hauteur des colonnes.

Bien que le réacteur joue un rôle de filtre, un rejet en matières en suspension persiste surtout après un lavage, mais il permet en parallèle un autocurage partiel. Le reste de la biomasse produite en excès est éliminé par les lavages successifs. La quantité de boue, exprimée en matière sèche, extraite après chaque décolmatage forcé des colonnes n'est pas la même, entraînant des états initiaux différents au début de chaque cycle de traitement. Il est probable que l'optimisation de la concentration en éthanol et en phosphate pourrait réduire cet excès de biomasse produite.

Des autopsies des colonnes juste après arrêt total, ont permis de constater que :

. la concentration en biomasse et sa teneur en matières volatiles sont décroissantes sur la hauteur du réacteur,

. la concentration en cellules fixées sur les granulés et leur teneur en matières volatiles sont très faibles, confirmant le principe du fonctionnement du réacteur.

L'étude du rendement d'élimination des nitrates, en fonction de la température, a montré que la biomasse ayant servi aux essais de la dénitrification était adaptée à des températures supérieures à 16°C.

Il faut remarquer que toute étude reste un cas spécifique, selon la nature des souches bactériennes mises en cause.

Un autre élément essentiel, qui n'a pas été abordé, est celui de l'adaptation à long terme de la biomasse, qui tend à améliorer les rendements pour des caractéristiques de l'eau à traiter peu changées.

La production de biomasse au cours d'un cycle de fonctionnement provoque logiquement la diminution de la porosité du garnissage et influe par conséquent sur le régime d'écoulement.

Ainsi, les vitesses de passage réelles dans le réacteur étaient très importantes pour des pertes de charge élevées, puisque les débits étaient constants au cours d'un cycle.

L'étude de la distribution du temps de séjour et l'approximation par un modèle hydraulique, ont permis de quantifier cette évolution.

L'utilisation des programmes d'informatique adéquats et préexistants a permis l'exploitation des courbes de traçage réalisées par une injection de traceur en forme d'impulsion.

Ainsi, sur les trois modèles simples, celui des mélangeurs en cascade paraît le plus représentatif de l'écoulement à travers la totalité du réacteur.

Cependant, cette approximation reste imparfaite. Afin de trouver un modèle plus adéquat, nous avons pris en considération les deux parties différentes du réacteur : celle avec garnissage et celle en bas de la colonne.

Cette étude a permis de constater que la partie sans garnissage a un comportement proche d'un mélangeur parfait, quel que soit l'état du réacteur en fonctionnement normal.

Par contre, le garnissage qui, sans biomasse, a un comportement identique à piston-diffusionnel, s'approche plus, dans son comportement des mélangeurs en cascade, en présence de biomasse.

IV - 2 La méthanisation de la pollution organique dissoute

Tirant profit de la similitude entre les procédés de dénitrification biologique des eaux et de méthanisation de pollution organique soluble (traitements s'opérant à l'abri de l'air et donnant lieu à la production d'une phase gazeuse) et du fait que la production de biomasse par métabolisme anaérobie (méthanisation) est beaucoup plus faible que par métabolisme anoxique (dénitrification), il a paru judicieux d'expérimenter le réacteur à biomasse immobilisée pour l'application du traitement anaérobie d'eaux usées chargées en pollution organique biodégradable dissoute.

L'étude de la méthanisation par le réacteur à biomasse immobilisée, a essentiellement eu pour objet :

- de déterminer les performances du réacteur en fonction de la charge organique appliquée et de la durée de rétention hydraulique, ceci dans des conditions de fonctionnement stables,
- d'apprécier de façon précise la production de biomasse et son impact sur les performances du réacteur,
- l'étude de la dynamique de fonctionnement de ce type de réacteur utilisé en méthanisation et la réponse de celui-ci à divers types de perturbations (variations de débit, concentration du substrat, température ...),
- l'étude des possibilités d'utilisation à température ambiante,
- la mise au point de procédure de lavage adaptée aux contraintes spécifiques du procédé et la prévention des perturbations sur l'épuration, consécutive au lavage,
- l'étude à caractère plus fondamental sur l'hydrodynamique du fonctionnement (distribution de temps de séjour ...)

VI - 2.1 Moyens expérimentaux

A - Conception et description des installations expérimentales

Vu les longs cycles de fonctionnement et les nombreux essais à réaliser, l'exécution du programme d'étude a demandé la mise en place de huit installations pilotes, constituant les deux groupes suivants :

- quatre installations-pilotes de configuration identique, ayant servi au démarrage de cette étude et aux suivis de la réponse aux diverses perturbations,

. ensemble de 4 nouveaux réacteurs pilotes réalisés afin de pouvoir mener davantage d'essais en parallèle et réalisés avec des caractéristiques dimensionnelles les plus proches possibles et celles de la série de réacteurs précédents. Afin de faciliter les études de décolmatage des réacteurs, de lavage, de vidange de la biomasse en excès, les nouvelles colonnes ont été réalisées en matière plastique transparente permettant d'observer le comportement physique du réacteur, l'écoulement hydraulique et gazeux, ainsi que la répartition de la biomasse localement et le long du réacteur.

Le schéma de principe de chacun de ces réacteurs et de ses périphériques se trouve décrit sur la figure 33.

Les caractéristiques dimensionnelles des deux groupes de colonnes sont reportées dans le tableau 26.

Le chauffage à la température désirée est maintenu par des rubans chauffants enroulés à l'extérieur de chaque colonne et munis d'un dispositif de régulation de température. Pour les essais décrits ici, la température a été maintenue à une valeur de 35°C, sauf indication contraire.

Caractéristiques dimensionnelles	Colonnes n° 1 à 4	Colonnes n° 5 à 8
Diamètre de colonne (cm)	29,8	29
Hauteur totale de colonne (cm)	148	161
Hauteur de remplissage effective (cm)	115	115
Matériau de remplissage : pastilles de polyéthylène basse densité, de diamètre 6 mm		idem
Volume interne total de la colonne (litre)	102	106
Volume du matériau de garnissage : (litre) . en vrac (volume total occupé par le garnissage) . du matériau seul	 80,2 48,3	 76 45,8
Volume de garde de liquide à la base de la colonne	20	30,4
Volume total interne de la phase liquide	51,9	49,2
Volume de liquide interne au garnissage	31,9	30,2
Porosité moyenne du garnissage : ~40 %		idem

Tab. 26 - Caractéristiques des réacteurs

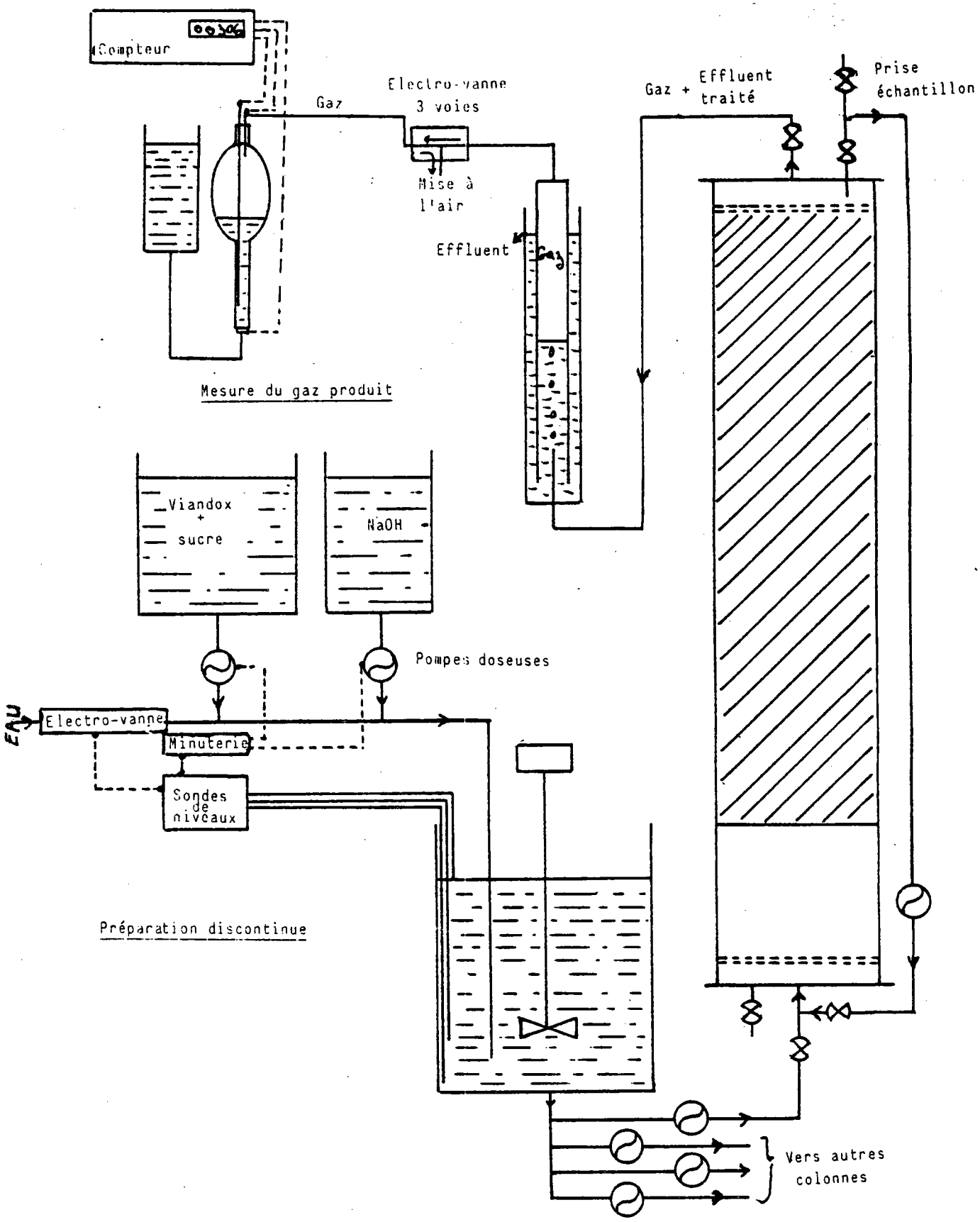


Fig. 33 - Schéma de fonctionnement d'un réacteur

L'alimentation est effectuée par des pompes péristaltiques ISMATEC à 4 canaux. Les combinaisons possibles du nombre de canaux et diamètres des tubes souples des pompes permettent d'alimenter l'ensemble des 8 colonnes à des débits différents.

La préparation de substrat est effectuée automatiquement à partir d'une cuve de stockage de solution concentrée. Une addition de réactif neutralisant (soude ou carbonate) est effective dans le bac-tampon pour compenser l'acidification du substrat qui intervient dès ce niveau (phase d'acidogénèse) d'autant plus vite que le substrat utilisé est riche en sucres facilement biodégradables.

L'ensemencement des réacteurs a été effectué initialement par une injection d'un mélange de boue digérée anaérobie tamisée et de l'effluent à traiter, ou à partir de boues extraites des réacteurs à biomasse immobilisée acclimatés et fonctionnant au préalable avec le même type de substrat à traiter.

Chaque réacteur est mis, par la suite, en circuit sur lui-même pendant 8 jours. Des analyses périodiques ont permis de suivre l'évolution des performances des réacteurs.

Au terme de cette phase, le réacteur est alimenté en continu avec des charges de plus en plus importantes.

Les périodes d'acclimatation dépendent des réactions du réacteur à cette montée progressive en pollution, entraînant des charges admissibles maximales, différentes selon les divers réacteurs.

Dans tous les cas, la production de gaz a commencé à se manifester au bout d'une durée de 10 à 15 jours.

Cette production de gaz a suivi une augmentation régulière pendant la période d'acclimatation qui peut être estimée de 2 à 3 mois, pour les premiers réacteurs mis en fonctionnement.

B - Paramètres du suivi des installations

Afin de déterminer les performances des réacteurs, en fonction de la variation des charges en DCO et d'étudier l'influence du changement de substrat d'alimentation, le suivi des paramètres suivants a été réalisé :

- sur l'entrée du réacteur
  - . débit
  - . DCO (mesure indirecte du substrat carboné)
  - . pH (utilisation de solution tampon)

- sur la sortie du réacteur

  . DCO

  . matières en suspension totales

  . pH

  . température

  . acides volatils totaux (AVT) et la réserve alcaline (RA)

  . débit de gaz et le pourcentage en CO_2

- conditions de fonctionnement

  . perte de charge

  . quantité de biomasse extraite par lavage et le pourcentage en matières volatiles

- calcul des charges et des rendements

  . charge en DCO

  . rendement d'élimination de la DCO

  . volume de gaz produit par jour et par gramme de DCO éliminé

C - Présentation du programme d'étude

L'exploitation des installations pilotes peut être subdivisée en plusieurs périodes qui correspondent chacune à des créneaux de fonctionnement différents entre eux par :

. la charge en pollution organique appliquée,

. la concentration en DCO du substrat utilisé,

. la nature du substrat utilisé :viandox seul, mélange en proportions variables de viandox et de sirop sucré ou des solutions synthétiques sucrées.

Le détail de ces essais figure dans l'annexe I. Afin d'obtenir des résulats de portées générales, la méthanisation par le réacteur à biomasse immobilisée a été testée par un remplacement des solutions sucrées par le lactosérum de laiteries-fromageries.

En parallèle, l'étude de la réponse du RBI aux différentes perturbations probables a été réalisée par :

. un arrêt momentané de l'adjonction du réactif neutralisant,

. une extraction par vidange de la biomasse en excès,

. un arrêt momentané de l'alimentation en effluent,

. une augmentation de la charge en DCO par augmentation du débit ou de la concentration de l'effluent,

. une chute de température, essais de méthanisation à la température ambiante.

Les conditions de fonctionnement extrêmes en charge peuvent être résumées dans le tableau 27.

Paramètres de fonctionnement	Valeurs extrêmes appliquées
Débit d'alimentation (litre/jour)	10 à 91
Durée de rétention hydraulique moyenne dans l'ensemble de la colonne (heures)	13 à 115
Durée de rétention hydraulique moyenne dans le garnissage immobilisant la biomasse (heures)	7,8 à 66
Charge polluante appliquée (kg DCO/m3/j)	
. par rapport au volume de cuverie total	0,9 à 10
. par rapport au volume de colonne garnie	1,2 à 13
. par rapport au volume total de phase liquide interne	1,9 à 20
Concentration en substrat (g DCO/litre)	3,5 à 12,3

Tab. 27 - Gamme des charges explorées

IV - 2.2 Résultats expérimentaux de la méthanisation

Il est pratiquement impossible de reporter tous les résultats obtenus lors de l'étude de la méthanisation par les divers réacteurs à biomasse immobilisée, ainsi que les différentes méthodes d'exploitation, aussi, nous nous en tiendrons au minimum d'exemples. L'étude complète figure sur les rapports de COLIN et al. (1983 - 1984).

A - Suivi des performances en fonction de la charge en DCO

L'examen des résultats obtenus sur les réacteurs, permet de distinguer trois phases de fonctionnement sur le premier cycle de méthanisation par le réacteur à biomasse immobilisée :

. la période d'acclimatation pendant laquelle une adaptation de la biomasse au substrat utilisé, est réalisée. Le phénomène est suivi par la variation du volume journalier du gaz produit.

La figure 34 représente l'acclimatation du réacteur n° 4 pour une charge de 1,3 kg DCO/m3 garnissage/j. Pendant cette phase la bonne adaptation des micro-organismes est montrée par l'augmentation continue du gaz produit en fonction du temps, par contre le rendement en DCO reste faible et constant de 25 %.

Le pH de sortie accuse une légère augmentation, montrant une réserve alcaline plus élevée liée au démarrage de la phase de méthanogénèse.

. la deuxième période est marquée par l'augmentation de l'activité biologique due à la concentration croissante de la biomasse. Pendant cette deuxième phase, la charge a été augmentée progressivement en fonction des améliorations des rendements en élimination de la DCO.

Un exemple est reporté sur la figure 35, montrant le passage progressif d'une charge moyenne de 4,5 à 8 kg DCO/m3 garnissage/j sur le réacteur n° 1.

La production du gaz a manifesté une réponse immédiate et linéaire à l'augmentation des charges.

De même, le rendement de dépollution accuse une légère baisse pour se rétablir par la suite à la valeur de 89 % atteinte auparavant à la charge de 4,5 kg DCO/m3 garnissage/j.

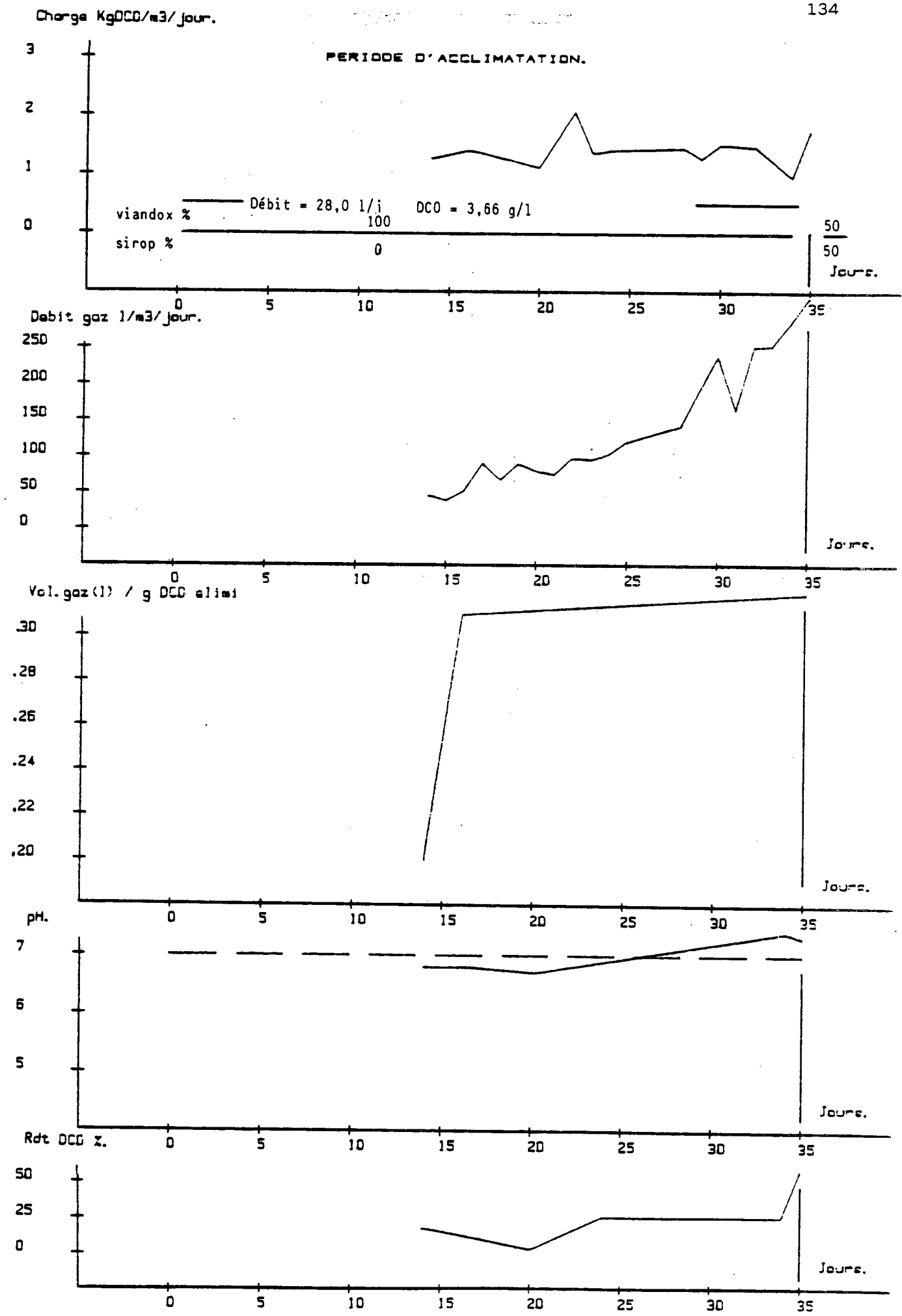


Fig. 34 - Réacteur numéro IV

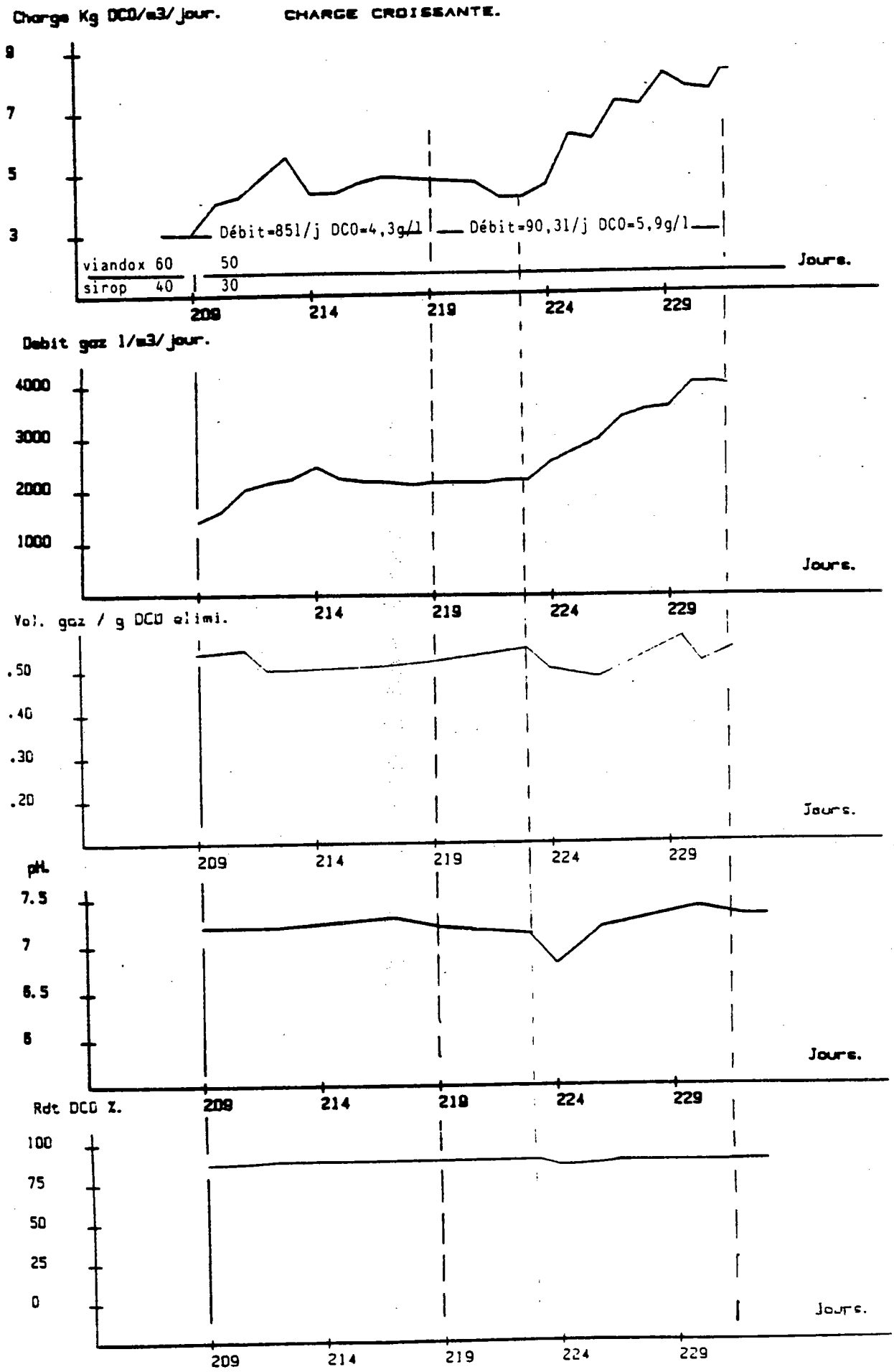


Fig. 35 - Réacteur numéro I

. La troisième phase est celle du colmatage progressif du réacteur, conséquence de l'accumulation de la biomasse. Des lavages se sont avérés nécessaires pour éliminer l'excès en micro-organismes.

Sur l'exemple de la figure 36, la courbe de rendement en DCO du réacteur n° 1 montre une chute remarquable passant ainsi de 75 % à 30 %, malgré la diminution volontaire de la charge appliquée de 7,7 à 4 kg DCO/m3 garnissage/j.

Même remarque pour la concentration en acides volatils totaux qui augmente ; par contre, la réserve alcaline suit bien la chute du rendement en pollution.

Alors que la durée d'un cycle de fonctionnement en dénitrification est de l'ordre de quelques dizaines d'heures, elle a été, lors de cette étude, d'environ 270 jours : phénomène prévisible, vu la faible production de la biomasse en anaérobiose.

Un relevé partiel des performances obtenues pour chacun des réacteurs de 1 à 4 de charges croissantes est reporté dans l'annexe avec comme substrat un mélange à différentes proportions de viandox et de sirop sucré.

Le suivi des performances du réacteur est effectué à partir de la production du gaz en fonction du temps et du rendement d'élimination de la DCO.

Une interprétation des résultats obtenus s'avère délicate à cause des variations simultanées de la charge, des proportions de divers substrats et de la concentration de la biomasse en fonction du temps.

La distinction des périodes de fonctionnement stables, lors de la deuxième phase du 1er cycle de fonctionnement avant tout lavage, a permis de déterminer les meilleures performances obtenues pour les charges appliquées correspondantes selon les quatre premiers réacteurs, reportées sur le tableau 28.

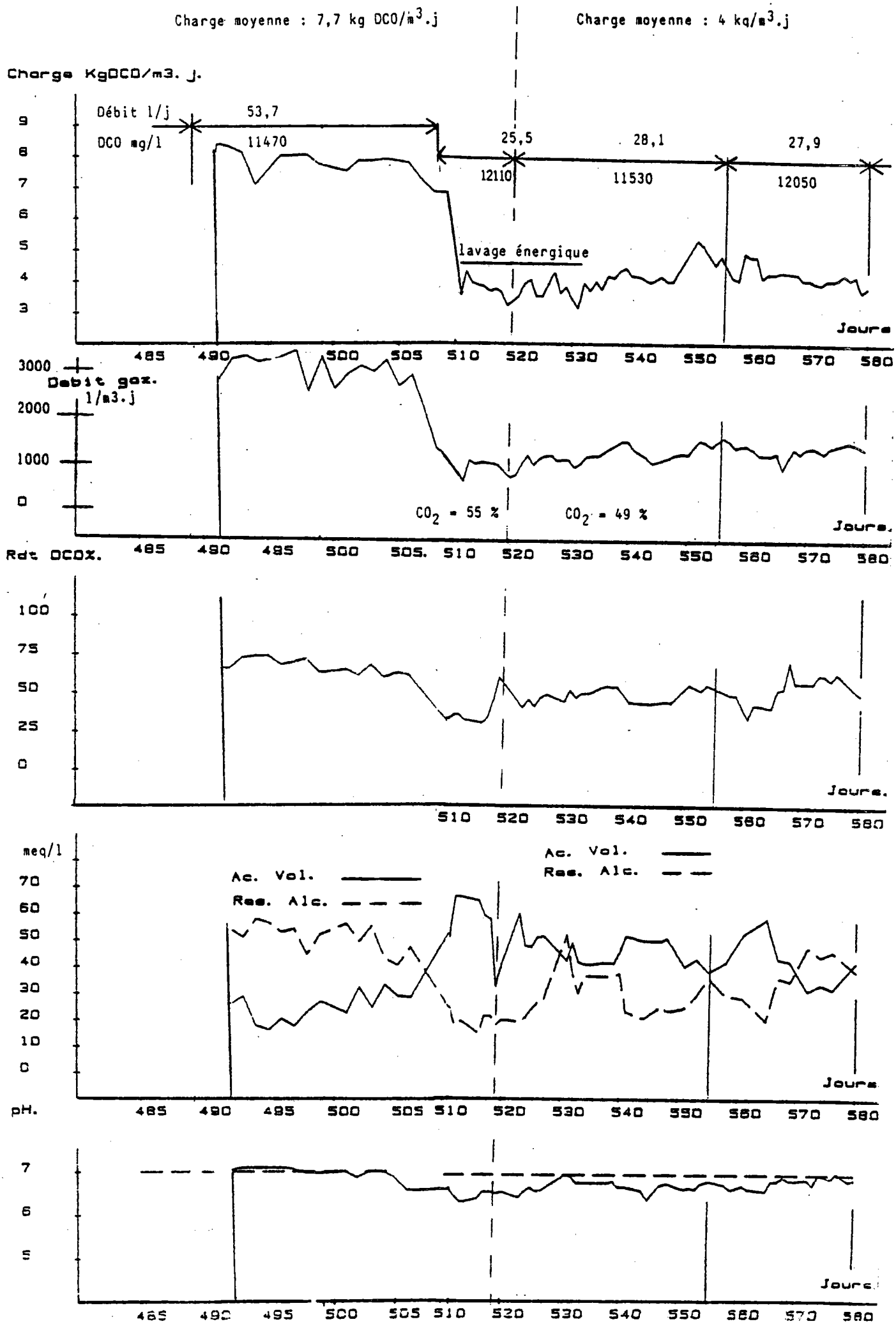


Fig. 36 - Réacteur n° 1

Colonne	Charge DCO/kg m3garnissage/j	Concentration en DCO à l'entrée g/l	Rendement d'élimination en DCO
I	3,04	4,2	91,9
	4,87	4,2	89
II	3,40	4,0	88,7
	6,02	7,8	87,5
	10,23	11,6	87
	12,07	11,6	83,9
III	2,85	6,4	91,8
	5,90	10,2	90
	6,65	11,6	88,9
IV	3,75	6,4	91,6
	4,04	6,7	91
	6,27	10,2	89,2

Tab. 28 - Performances maximales en élimination de la DCO

Un rendement en élimination de la DCO de 87 à 90 % peut être atteint sur une large gamme de charges appliquées, allant de 2 à 6,6 kg DCO/m3 garnissage/j, illustré par la figure 37 exprimant le rendement d'épuration en fonction de la variation de la charge en DCO.

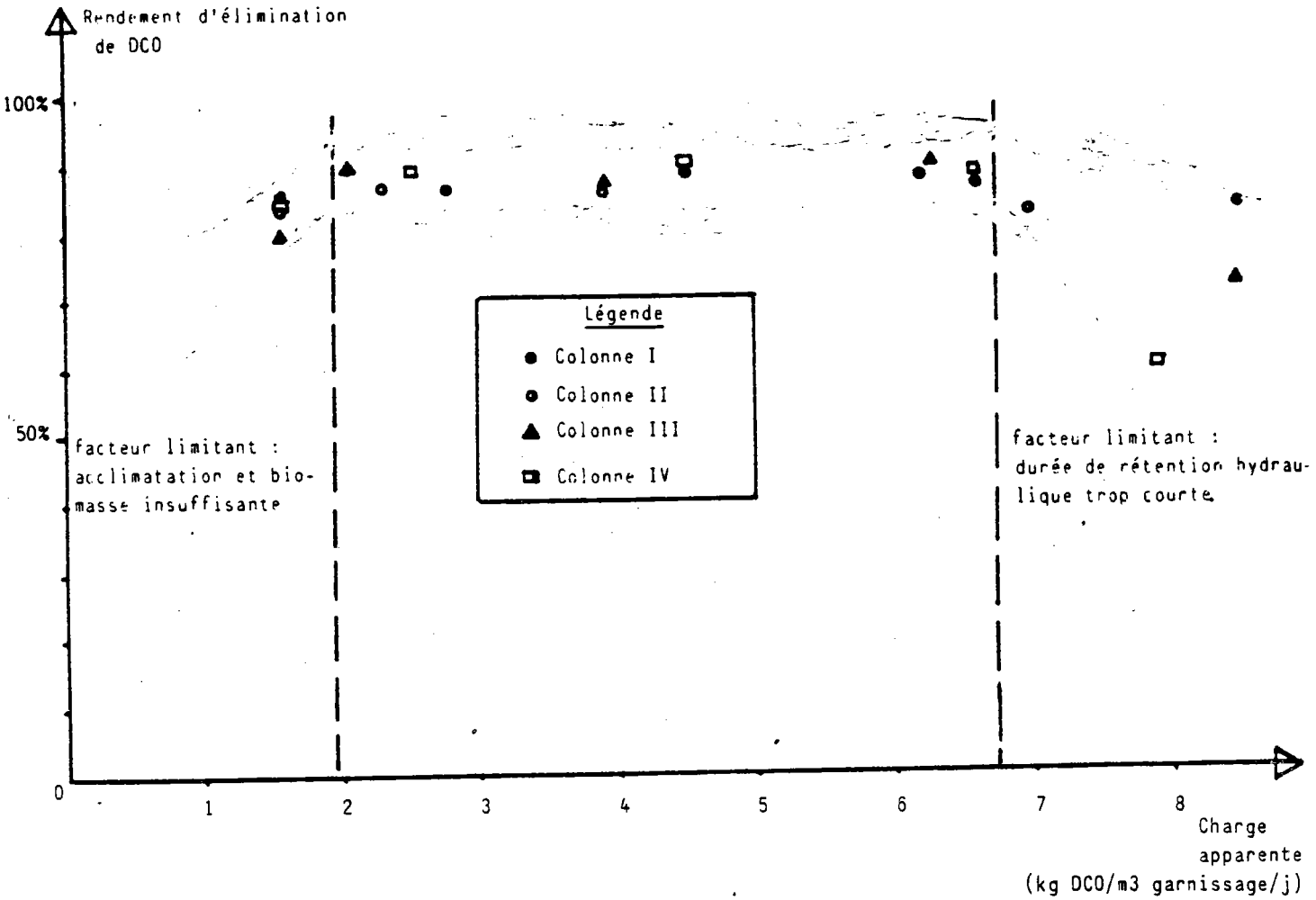


Fig. 37 - Rendement en DCO en fonction de la charge appliquée

La représentation graphique montre qu'il existe de part et d'autre de la zone de fonctionnement optimal deux zônes de moindre rendement :

. pour des charges apparentes plus faibles le facteur limitant de l'épuration est la quantité de biomasse présente dans le garnissage,

. pour des charges apparentes plus élevées, c'est l'effet d'une durée de rétention hydraulique trop court qui se manifeste.

Quant à la zône de fonctionnement optimal, le rendement reste peu variable et insensible à la variation de la charge, impliquant que l'activité biologique était proportionnelle à l'augmentation de charge.

Ce phénomène est dû certainement à l'augmentation de la concentration en biomasse, en fonction du temps, dans les réacteurs.

Afin de disposer des éléments de dimensionnement d'un réacteur à biomasse immobilisée en méthanisation, il faut surtout tenir compte distinctement des débits et concentrations en DCO à l'entrée des réacteurs

Le tableau 29 reporte les performances obtenues lors du fonctionnement stable, représentées sur la figure 38 en fonction des variations de la concentration en DCO et du débit d'alimentation.

D'après les courbes de la figure 38 et sur les gammes exploitées en DCO et en débit, pour une concentration en DCO de 4 g/l, le rendement en DCO augmente avec le débit d'alimentation pour atteindre 89 % à un débit de 90 l/j.

Par contre, pour celle de 5 g/l, le rendement croît jusqu'à 92 % puis se dégrade à partir d'un débit de 55 l/j.

Sur l'ensemble des concentrations en DCO supérieures à 5 g/l, le rendement en DCO décroît avec l'augmentation du débit d'alimentation.

Cette remarque est de plus en plus constatée pour des concentrations élevées en DCO.

A l'issue du suivi de la méthanisation par les réacteurs à biomasse immobilisée, la limitation des performances a été causée par le colmatage des colonnes, plutôt que par les capacités proprement dites de ce type de réacteur et surtout pour les faibles concentrations en DCO de l'ordre de 4 g/l.

Concentration moyenne à l'entrée S : g/l	Débit l/j	Rendement en DCO %
4,0	31	84,9
	32	84,2
	33	84,6
	34	85,4
	35	85,9
	49	86
	55	86,8
	56	87
	72	88,7
	90	88,9
	91	88,9
	92	88,9
5,0	33	89
	48	90,4
	49	91,3
	56	91
	76	88,2
	92	85,4
6,5	33	90,5
	36	91,8
	47	91,6
	48	91
	56	90
	75	87,4
	91	86,9
	95	86,5
9,0	50	88,9
	51	88,9
	56	89
	69	83,2
	73	84,6
	91	82
	94	80,4
11,0	47	88,7
	51	87,2
	56	88
	65	84,2
	91	78,4
12,0	43	88,4
	45	88,9
	51	88,2
	56	88
	71	83
	91	77,5

Tab. 29 - Rendement en DCO en fonction du débit et de la concentration en DCO à l'entrée du RBI

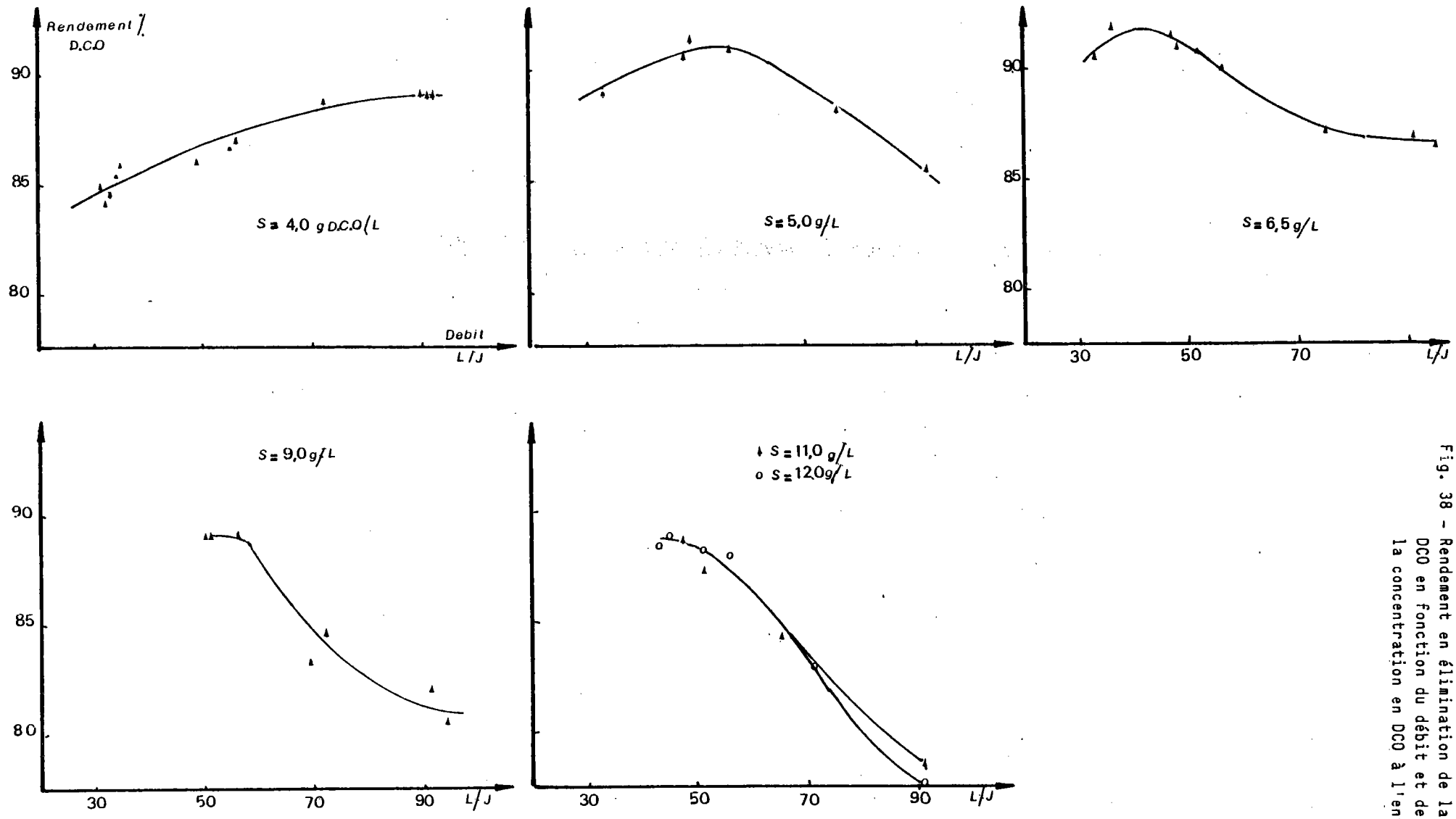


Fig. 38 - Rendement en élimination de la DCO en fonction du débit et de la concentration en DCO à l'entrée

B - La production de gaz

La production de gaz, surtout du méthane, permet en plus de la réserve alcaline, de suivre l'activité de la biomasse. En effet, la vitesse de production du méthane est une mesure de l'activité biologique des micro-organismes méthanigènes, CH_4 étant peu soluble dans la culture et ne participant à aucun équilibre chimique.

Ainsi, le contrôle de l'acclimatation de la biomasse au substrat utilisé a été effectué par l'observation de la variation de la production de gaz. De même, le mauvais fonctionnement, surtout lors du colmatage des réacteurs, a été accompagné par une chute de cette production mais non proportionnelle à celle du rendement en DCO.

Le suivi de ce paramètre sur les réacteurs n° 1 et 2, reporté sur le tableau 30 et présenté sur la figure 39, permet de faire les remarques suivantes :

. le volume moyen journalier du gaz produit est proportionnel à la charge appliquée surtout pendant la 2ème phase de fonctionnement, avec une production de gaz de 0,49 litre par gramme de DCO éliminé sur le réacteur n° 2,

. pour une charge supérieure à 8,5 kg DCO/m3/j, correspondant au début du colmatage, les courbes de la figure 39 montrent une diminution de la production du gaz et leur proportionnalité à la charge n'est plus respectée,

. lors du colmatage du réacteur n° 2, le rendement en gaz a diminué mais non proportionnellement à la chute du rendement en élimination de la DCO, puisque la production de gaz par gramme de DCO éliminé est devenue de l'ordre de 0,8 l/g, malgré le retour volontaire à une charge de 8 kg DCO/m3 garnissage/j,

. la différence entre les productions de gaz des réacteurs 1 et 2, en fonction de la charge est due à celle des concentrations en biomasse dans chacune des colonnes.

Colonne	Charge kg DCO/m3/j	Gaz l/m3/j	Gaz produit l/g DCO éliminé	Rendement % en DCO
I	1,45	362	0,4	62
	1,58	449	0,47	61,3
	1,64	723	0,51	85,1
	2,78	1160	0,49	85,9
	4,5	2070	0,52	88,3
	6,63	3104	0,54	86,3
	8,51	3977	0,56	83,4
II	1,56	327	0,4	52,4
	1,57	714	0,54	82,9
	2,31	1058	0,53	86,5
	3,85	1229	0,59	85,6
	6,21	3122	0,58	87,4
	6,99	3580	0,60	82,2
	8,77	3092	0,76	37,6
	11,03	2511	0,59	38,5
	11,84	5369	0,65	69,5

Tab. 30 - Production de gaz en fonction de la charge en DCO

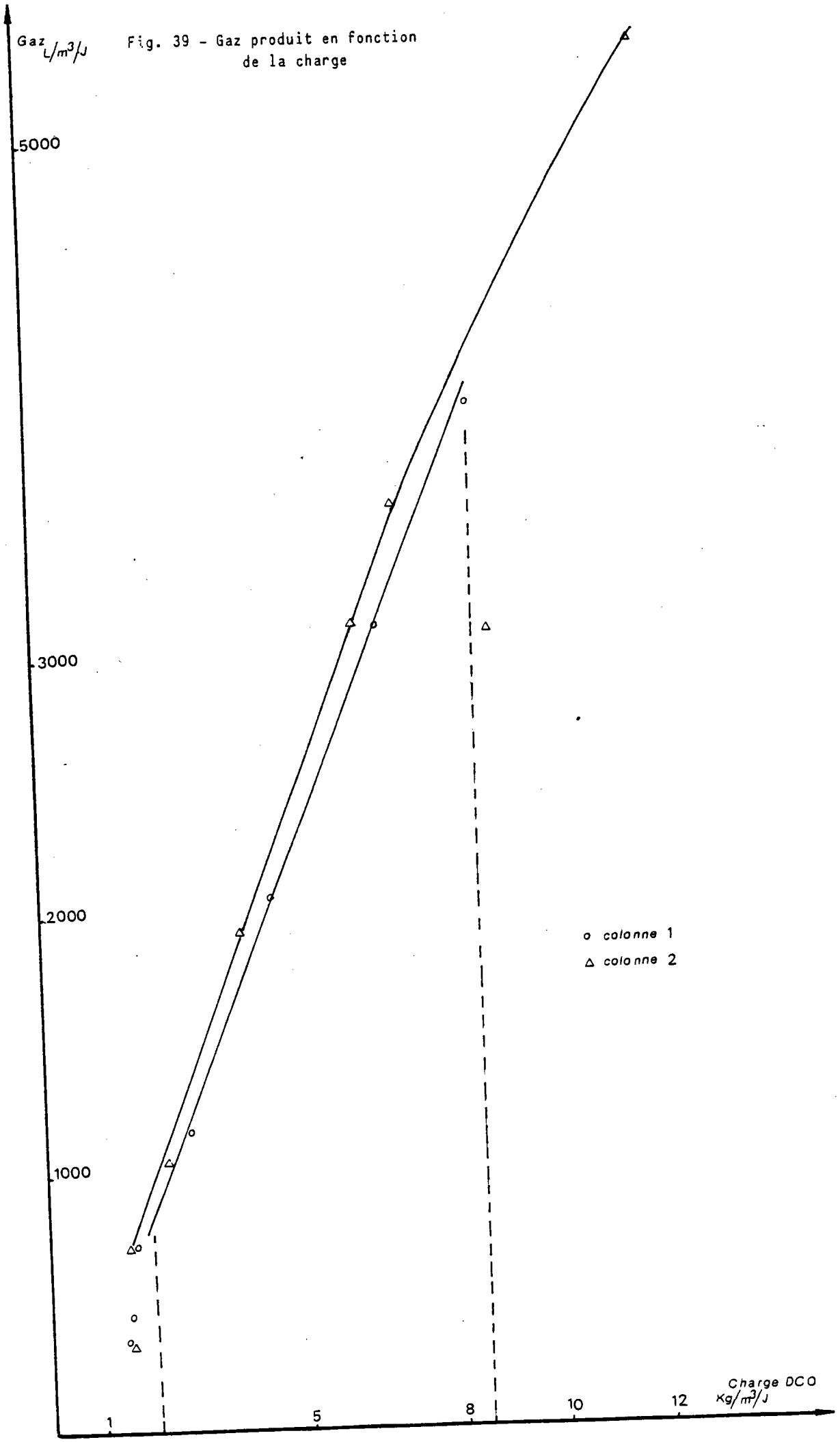


Fig. 39 - Gaz produit en fonction de la charge

La composition des gaz et les productions moyennes rapportées à la pollution détruite sur les quatre premiers réacteurs figurent sur le tableau 31.

Ainsi, les proportions en méthane et en CO_2 sont très proches des valeurs citées dans la littérature. De même, les résultats obtenus sur la production du méthane par gramme, de DCO éliminé sont proches de la valeur théorique de 0,35 l/g.

Colonne	% CH_4 en volume	% CO_2	Production par g de DCO détruite		
			Total (litres)	CH_4 (litres)	CO_2 (litres)
I	66	34	0,49	0,32	0,17
II	66	34	0,56 0,48	0,37 0,32	0,19 0,16
III	67	33	0,48	0,33	0,15
IV	67	33	0,50	0,34	0,16

Tab. 31 - Production de gaz par gramme de DCO détruite et sa composition

C - Etude de l'influence de la nature du substrat

L'examen des résultats d'exploitation des pilotes montre des différences significatives de comportement et de traitabilité des différents substrats utilisés : sirop, solution synthétique sucré (saccharose) et le lactosérum.

Les deux premiers substrats sont relativement similaires avec une tendance marquée à l'acidification rapide. Cette tendance est plus importante pour la solution synthétique, du fait qu'elle ne contient pas d'agents conservateurs tels que ceux rentrant dans la composition des sirops commercialisés.

Le lactosérum a également tendance à s'acidifier rapidement mais pour donner un métabolite intermédiaire différent de celui des solutions sucrées : pour celles-ci, il s'agit d'acides du type acétique ou propionique, tandis que dans le cas du lactosérum, il s'agit d'acide lactique provenant de l'évolution biologique du lactose.

La traitabilité des solutions sucrées paraît plus difficile que celle du lactosérum, comme le montre le figure 40.

Le passage au lactosérum entraîne une augmentation du rendement en élimination de la DCO passant ainsi de 50 % à 80 % et surtout une concentration plus élevée de la réserve alcaline. Par contre la concentration en acides volatils diminue et le pourcentage en CO_2 passe de 44 % à 36 %.

Ces indices montrent bien que les performances avec le lactosérum comme substrat, sont nettement meilleures qu'avec les solution sucrées qui présentent un cas difficile pour la méthanisation.

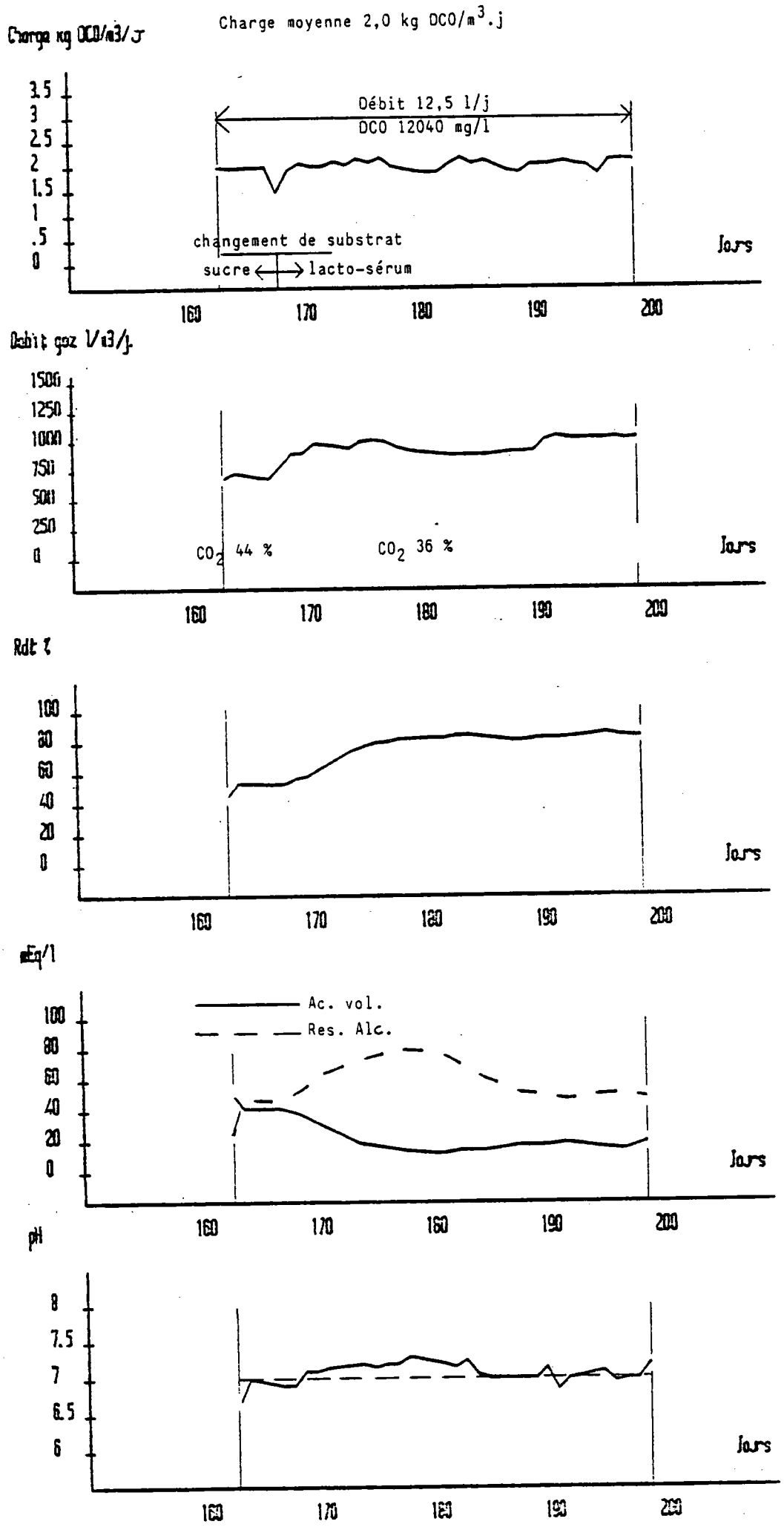


Fig. 40 - Réacteur n° V = changement de substrat

Le tableau 32 récapitule les valeurs maximales en rendement de DCO, obtenues sur les réacteurs 6, 7 et 8 avec les deux substrats : solutions sucrées et le lactosérum, pendant les deux premières phases d'un cycle de fonctionnement, il montre un rendement en élimination de la DCO meilleur pour des charges allant jusqu'à 12 kg DCO/m3/j, avec le lactosérum.

Réacteur utilisé	Période de fonctionnement depuis mise en route	Charge appliquée (kg DCO/m^{3}garn./j)	Rendement d'épuration sur la DCO (%)	Observations
n°8	environ 125 jours	~ 4	69 %	substrat : solution sucrée synthétique, caractère limitant de l'acclimatation
n°8	environ 140 jours	~ 6	85 %	substrat : solution sucrée synthétique. Acclimatation terminée
n°8	environ 170 jours	~ 6	92 %	substrat : lactosérum
n°8	178 jours	~ 8	84 % 89 % sur eau filtrée	substrat : lactosérum
n°8	183 jours	~ 10	82,5 % 88 % sur eau filtrée	substrat : lactosérum
n°8	190 jours	~ 12	66 % 71 % sur eau filtrée	substrat : lactosérum
n°7	environ 70 jours	~ 2,5	77 %	substrat : solution sucrée synthétique. Caractère limitant de l'acclimatation
n°7	environ 150 jours	~ 4	75 %	substrat : solution sucrée synthétique. Acclimatation terminée
n°7	environ 190 jours	~ 4	92 %	substrat : lactosérum. Acclimatation terminée
n°6	environ 33 jours	~ 2	88 %	substrat : solution sucrée synthétique. Caractère limitant de l'acclimatation
n°6	environ 170 jours	~ 2	92 %	substrat : lactosérum. Acclimatation terminée

Tab. 32 - Comparaison du rendement en DCO entre solution sucrée et le lactosérum

D - L'étude de l'écoulement hydraulique

Le suivi de la distribution du temps de séjour et son évolution dans le réacteur permet de connaître le temps moyen de séjour et ses variations en fonction de l'évolution de la biomasse dans les colonnes.

Les performances du R.B.I. dépendent de la quantité des micro-organismes dans le réacteur qui peut être suivie par les mesures de la perte de charge, permettant de même d'observer le degré de colmatage des colonnes et la détection de la création des chemins préférentiels.

D_1 - L'étude de la distribution du temps de séjour

Une étude de l'écoulement hydraulique est rendue possible par l'application des techniques de traçage par la méthode injection-impulsion d'un sel de lithium sur les trois premiers réacteurs lors de leur fonctionnement considéré stable, de même l'utilisation d'un suivi de la conductivité à permis l'étude de la distribution du temps de séjour sur un des réacteurs avant son ensemencement.

Des exemples de résultats obtenus figurent en représentation graphique en annexe, ils montrent que pour les trois cas considérés, le réacteur, comme pour la dénitrification, se comporte comme la mise en série d'un nombre allant de 1 à 3 réacteurs en mélange parfait, dépendant de l'état de colmatage du réacteur.

Ces comportements sont à opposer à celui du réacteur ne contenant pas de biomasse où l'écoulement est de type piston-diffusionnel, plutôt très proche d'un piston idéal avec un nombre de Peclet de 3700 calculé d'après une approximation de la réponse à injection-échelon en sels, par une loi normale avec une erreur de 20 %.

Le temps moyen de séjour et le volume occupé par la biomasse pour chacun de ces suivis sont reportés sur le tableau 33.

		Réacteur n°		
		1	2	3
Paramètres de fonctionnement	Débit (l/j)	28,5	52,5	30
	Charge appliquée (kg DCO/m3/j)	4	8	4
	Perte de charge (mm Hg)	215 à 225	215 à 220	300 à 335
Résultats	Temps de rétention théorique	43 h 42 mn	24 h 22 mn	38 h 48 mn
	Temps de rétention réel moyen	27 h 52 mn	15 h 52 mn	16 h 09 mn
	Volume mort	18,8 l	18,4 l	30,77 l
	Co-volume (*) du garnissage	31,9 l	31,9 l	31,9 l
	Volume mort en % du co-volume	58,9 %	57,6 %	96,5 %

(*) Volume interne du réacteur en absence de biomasse.

Tab. 33 - Temps moyen de séjour et volume mort

Ces résultats montrent que la durée de rétention effective de l'effluent dans l'ensemble des réacteurs (garnissage + volume de garde à la base) est nettement inférieure à la durée de rétention théorique. Le calcul révèle un volume mort important allant de l'ordre de 18 l pour les réacteurs de perte de charge faible (début de cycle) à 30,8 l pour un réacteur à perte de charge élevée (fin de cycle).

Dépendante du degré de colmatage, la porosité du garnissage est occupée de 57 à 97 % par la biomasse immobilisée.

Si pour les réacteurs 1 et 2, le pourcentage du volume mort est de l'ordre de 58 % pour une perte de charge moyenne de 220 mm Hg, celui du réacteur n° 3 est de 96,5 % pour une perte de charge moyenne de 320 mm Hg, entraînant une durée de séjour de l'éffluent dans la zône poreuse du garnissage très faible surtout en fin de cycle, ce qui explique la dégradation des performances à ce moment.

Ainsi la qualité de contact entre l'effluent et la biomasse immobilisée, se trouve dégradée lors d'une forte concentration en microorganismes dans le réacteur.

Comme pour la dénitrification par le RBI, la perte de charge peut être utilisée comme moyen de suivi de la quantité de la biomasse et du degré de colmatage du réacteur.

D_2 - Etude de l'évolution de la perte de charge

La correction de la perte de charge par rapport au débit d'écoulement s'avère nécessaire pour le suivi de son évolution. Lors du colmatage poussé du réacteur, les vitesses de passage réelles deviennent très élevées et l'écoulement ne peut être considéré comme laminaire. Par conséquent, la perte de charge n'est pas proportionnelle au débit d'alimentation.

Le suivi de l'évolution de la perte de charge dans le réacteur en fonction du temps permet de constater, comme pour la dénitrification, que les courbes ont une allure semblable à celle de la croissance bactérienne.

Pendant la deuxième phase de fonctionnement, la perte de charge augmente exponentiellement (figure 41c). Par contre, le début du colmatage marque un ralentissement de ce paramètre, (figure 41d).

Les courbes a) et b) de la figure 41 montrent que l'efficacité d'un lavage programmé du réacteur est supérieure à celle d'une vidange. Ceci est mis en évidence par la simple observation de l'allure des courbes de l'évolution ultérieure de la perte de charge après ces deux perturbations.

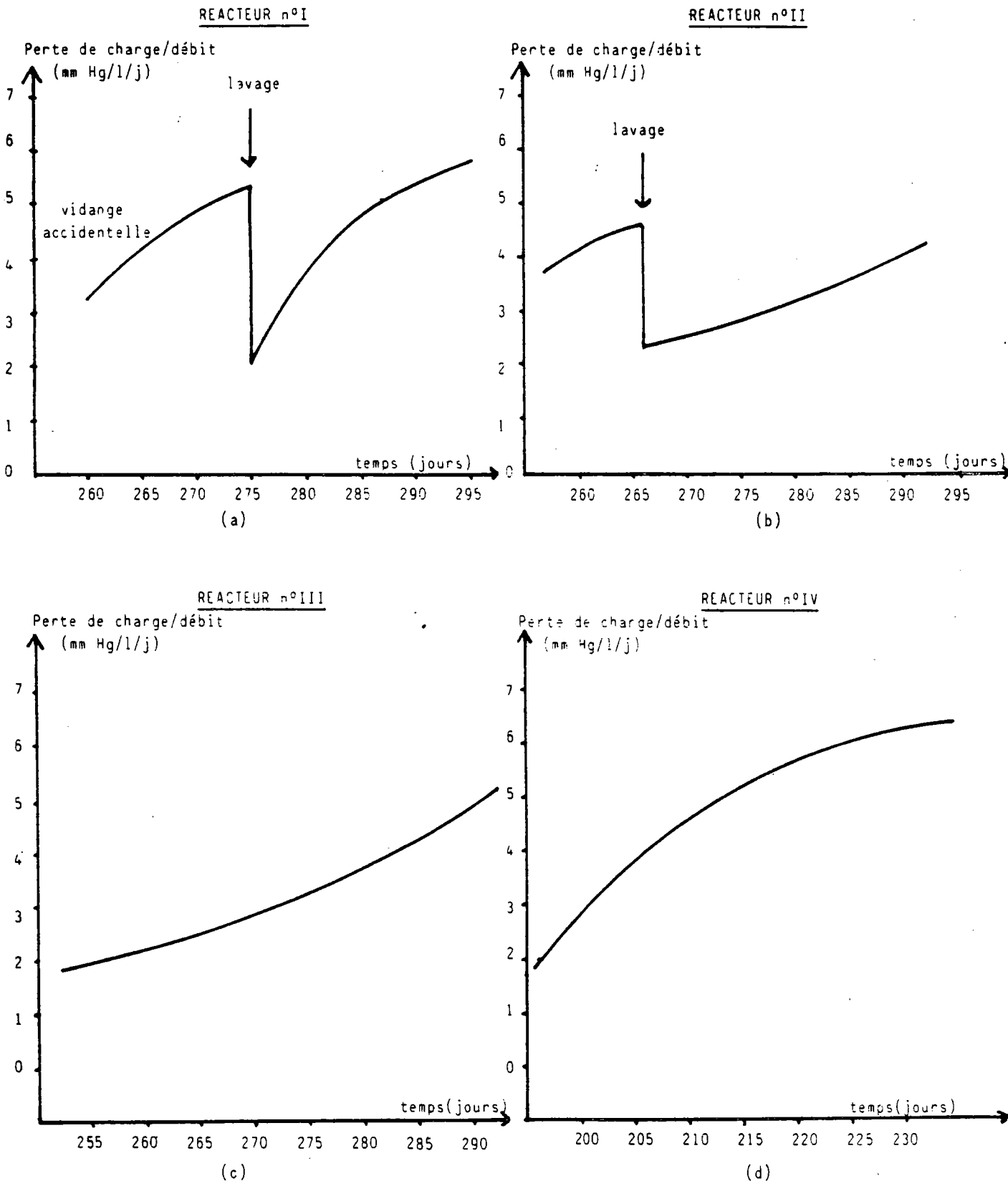


Fig. 41 - Perte de charge en fonction du temps

Le colmatage progressif des réacteurs diminue l'efficacité du procédé en influant sur la distribution des temps de séjour et en augmentant les courts-circuits dans le réacteur, créant ainsi des chemins préférentiels.

La création des chemins préférentiels peut être mise en évidence par la diminution de la perte de charge à travers le réacteur comme le montre la figure 42 : cas d'un réacteur n° 1 fonctionnant à la charge constante de 4 kg DCO/m3/jour.

De même, le rendement en élimination de DCO regresse énormément ainsi que la concentration de la réserve alcaline. En parallèle, la concentration en acides volatils augmente, entraînant une perturbation de la méthanisation.

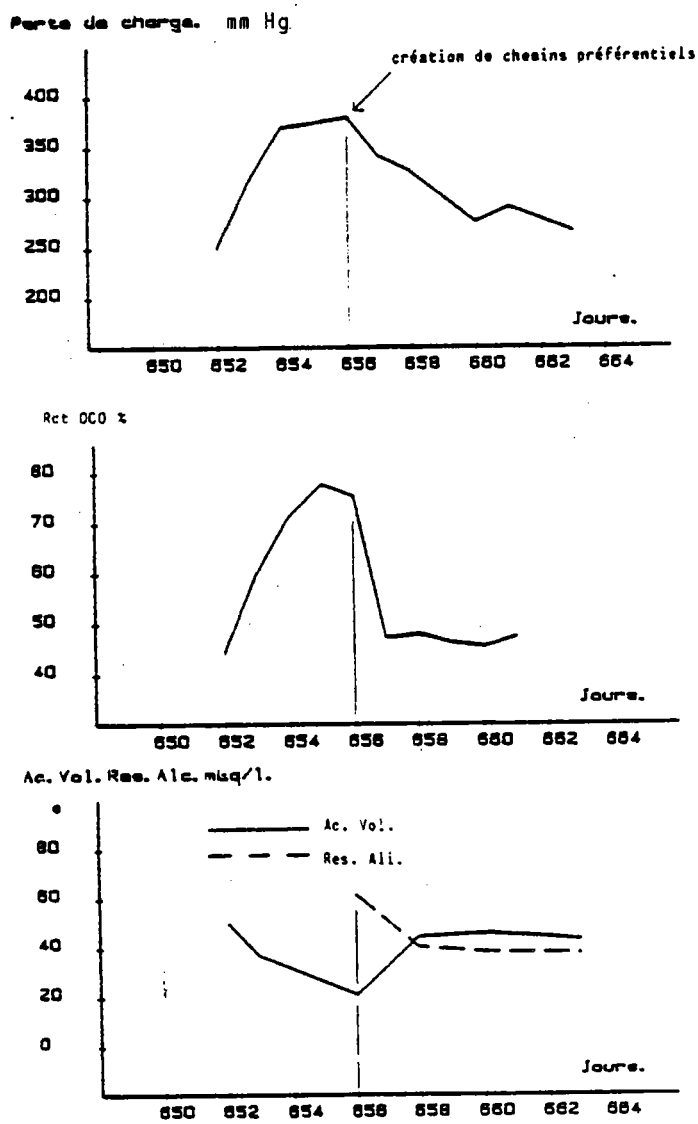


Fig. 42 - Mise en évidence des chemins préférentiels

D_3 - Décolmatage des réacteurs

La production de la biomasse en méthanisation est très faible, mais néanmoins, elle a été suffisante pour colmater les réacteurs, imposant des lavages périodiques des pilotes.

Les exigences imposées à une telle procédure sont les suivantes :

. une élimination de la biomasse en excès et l'augmentation des temps de séjour de l'effluent dans le garnissage, tout en maintenant une quantité suffisante de biomasse pour assurer une épuration anaérobie correcte,

. la suppression des courts-circuits hydrauliques,

. la réduction de la durée de la restauration des performances du réacteur ultérieurement à un lavage,

. l'augmentation de la durée des cycles de bon fonctionnement,

. éviter de mélanger la biomasse résiduelle et de l'homogénéiser sur toute la hauteur du réacteur, car l'efficacité de la méthanisation repose sur la stratification des micro-organismes compte tenu des différentes phases nécessairement successives.

Le suivi de la perte de charge le long du réacteur permet de situer le front de colmatage et éventuellement d'intervenir préférentiellement au niveau correspondant.

La recherche d'un procédé répondant à ces exigences a donné lieu à de nombreux essais, dont : la simple vidange gravitaire qui permet d'éliminer la boue accumulée en bas du garnissage et une partie de la biomasse en excès.

Cette procédure restitue les bonnes performances juste après ce lavage mais la durée du cycle suivant devient plus courte par un colmatage plus rapide du réacteur comme déjà évoqué:figure 41a. L'inéfficacité d'un tel moyen de lavage s'est fait sentir après plusieurs vidanges successives.

Pendant cette opération, le garnissage se déplace en un seul bloc ne permettant pas de restaurer la structure poreuse convenable en éliminant une quantité suffisante de la biomasse en excès.

D'autres procédures, basées sur la combinaison d'un lavage à l'eau, du brassage par l'envoi de l'azote gazeux et de la vidange gravitaire, ont été testées.

L'optimisation empirique a conduit à la procédure suivante : l'alimentation du réacteur étant arrêtée, une vidange gravitaire permet d'évacuer les boues en bas du garnissage.

L'introduction ensuite de l'eau par le haut du réacteur puis de l'azote gazeux par la base, produit un brassage intense entraînant une restructuration du garnissage.

Enfin, une vidange est effectuée en renforçant l'action de la gravité par une surpression d'azote injecté par le haut du pilote.

Une opération de lavage sur le réacteur 2, a permis d'extraire 17 litres de boues de caractéristiques suivantes :

. matières en suspension totales : 25,06 g/l,

. matières volatiles : 92 % des matières en suspension totales,

ce qui correspond donc à une masse de matière solide de 426 grammes exprimée en matières sèches.

En admettant que cette biomasse se trouvait dans les interstices du garnissage (31,9 litres), la concentration en matières sèches est de 13,35 g M.S./litre du liquide intersticiel. Cette quantité a été produite pendant une période au cours de laquelle environ 38 kg DCO ont été détruites. Si les pertes de biomasse par autocurage sont négligées, la production de biomasse en excès est de 11,1 g par kg de DCO détruite.

E - Etude de l'influence des perturbations

Le choix des perturbations étudiées résulte : soit des modifications des conditions de fonctionnement réalisées volontairement, soit d'accidents de fonctionnement dont l'opportunité était saisie pour cette étude en vue de la prévention de tels accidents.

Cette étude des perturbations et de leurs incidences est rendue possible grâce à la faible croissance de la biomasse, permettant d'avoir des périodes de fonctionnement stables.

E_1 - Les conséquences d'un arrêt d'alimentation

Cette étude consiste à effectuer un arrêt complet d'alimentation pendant 24 heures.

Cette perturbation a été étudiée sur deux réacteurs avec des conditions et des performances obtenues avant l'arrêt selon le tableau 34.

	Réacteur n°1	Réacteur n°2
Débit l/j	28	53
Charge moyenne kg DCO/m3/j	4	8
Gaz produit l/m3/h	83,5	134,7
Rendement % en DCO	75	50
Acides volatils m Eq/l	16	40
Réserve alcaline m Eq/l	57	30

Tab. 34 - Performances avant arrêt d'alimentation

Les figures 43 et 44 montrent l'évolution des paramètres descriptifs du fonctionnement pendant une durée de 50 heures à partir de la reprise de l'alimentation.

Pendant une courte période correspondant à l'évacuation de l'effluent ayant séjourné dans le réacteur pendant 24 heures, de l'ordre de 4 h pour le réacteur 1 et de2 h pour le réacteur 2, le rendement en élimination de la DCO reste constant.

Cette phase est suivie par une période de chute de ce rendement de l'ordre de 4 et 2 heures pour les réacteurs 1 et 2 respectivement.

Cette diminution des performances est plus marquée pour le second pilote allant jusqu'à 30 %, par contre, le rendement en DCO sur le premier pilote n'a accusé qu'une faible diminution de 4 %.

Pendant ces deux phases, la concentration en acides volatils, au contraire de la réserve alcaline, a augmenté.

Enfin, la reprise des performances antérieures à l'arrêt de l'alimentation a été constatée après 24 heures et 48 heures après la reprise de l'alimentation pour les réacteurs 1 et 2 respectivement.

Avant le commencement de la reprise des performances, la concentration en acides volatils s'est stabilisée pour décroître par la suite.

Remarquons la proportionnalité des durées relatives de ces trois phases avec les débits d'alimentations des deux réacteurs.

Pendant ce suivi, la concentration de la réserve alcaline, au contraire de celle des acides volatils, est restée supérieure aux valeurs enregistrées avant cette perturbation.

Le suivi de la production du gaz a montré que les valeurs atteintes avant l'arrêt d'alimentation ont été obtenues après seulement 8 heures pour le réacteur 1 et après 26 heures pour le réacteur 2, avant même le rétablissement des performances du rendement en élimination de la DCO.

Ceci montre l'inadéquation de la DCO pour le suivi et le contrôle des perturbations de la méthanisation dans une R.B.I.

Suivi des performances après arrêt d'alimentation de 24 h
.—.—. valeurs avant l'arrêt

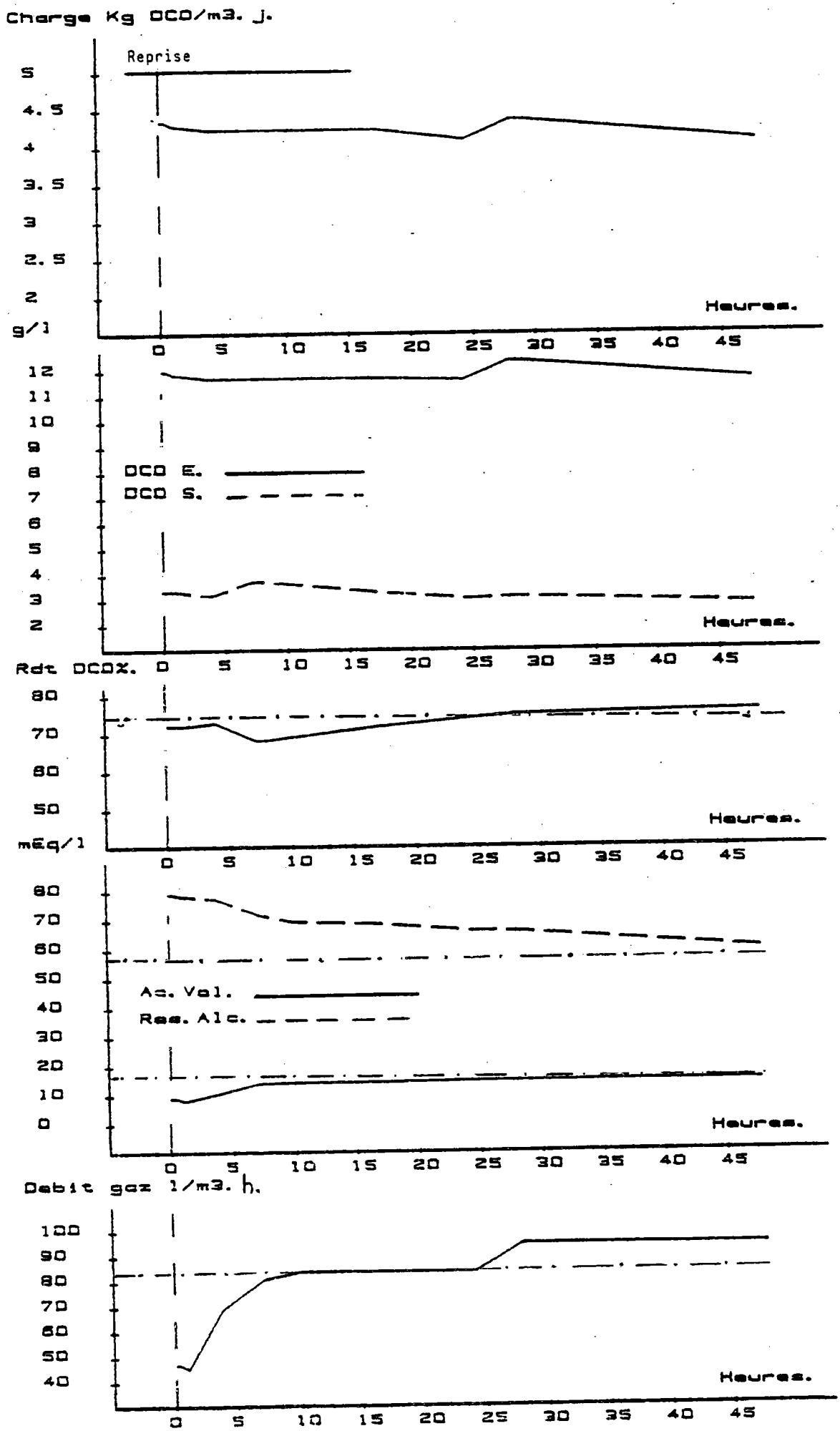


Fig. 43 - Réacteur n° 1

Suivi des performances après arrêt d'alimentation de 24 h
.—.—. valeurs avant l'arrêt

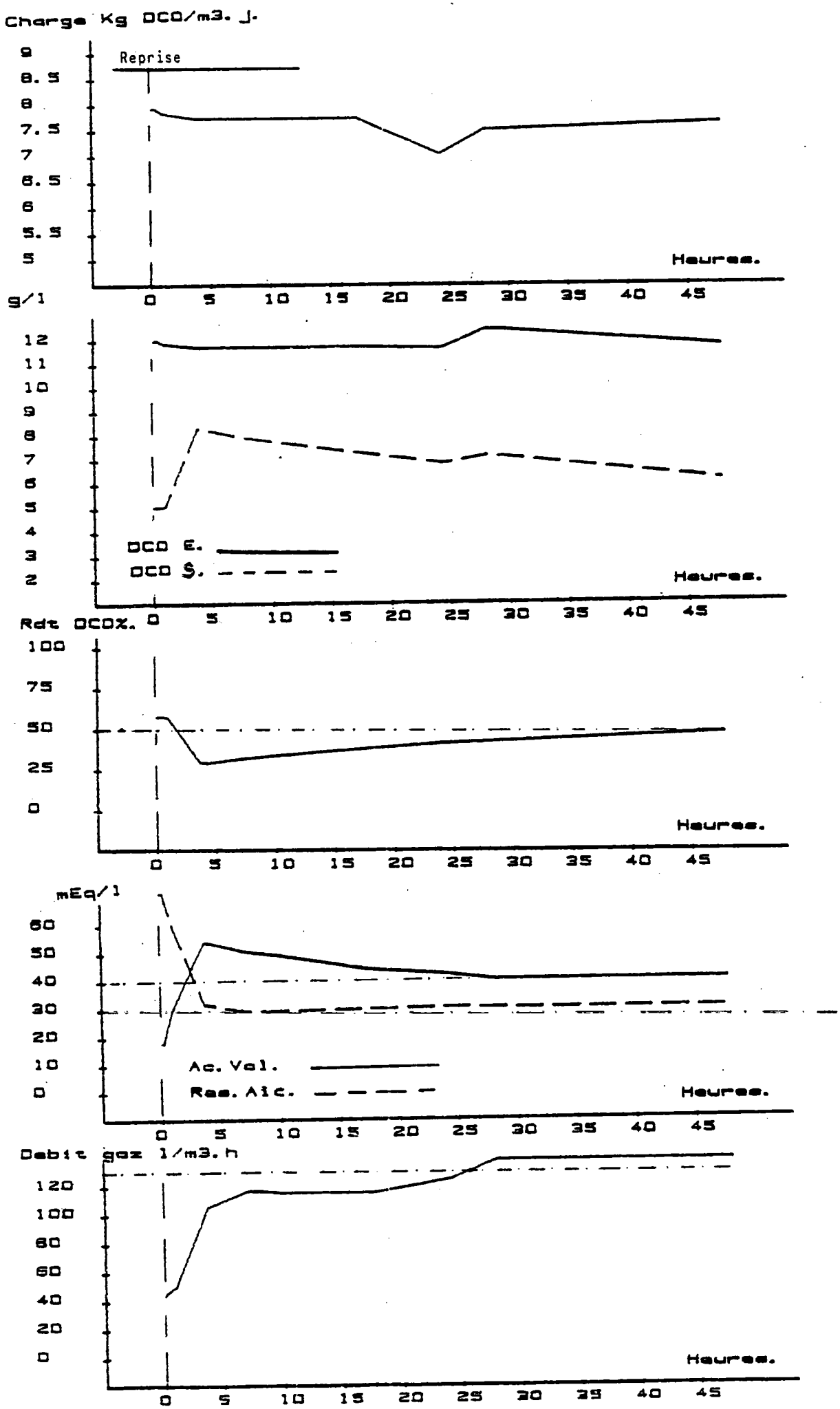


Fig. 44 - Réacteur n° 2

E_2 - L'étude d'une augmentation de charge

La charge appliquée à un réacteur peut se trouver augmentée de deux façons différentes :

- par l'augmentation de la concentration en pollution de l'effluent à débit constant, pour appréhender mieux les fluctuations de la qualité de l'effluent à traiter,
- par l'augmentation du débit admis sans variation de la concentration en DCO.

Le premier cas étudié correspond sur le réacteur 3 à un doublement approximatif de la charge appliquée de 4,2 à 8 kg DCO/m3/j par doublement de la concentration en DCO de l'effluent pendant une durée de 6 jours.

Cet accroissement de la charge n'a pas eu d'impact défavorable (figure 45), le rendement même s'est légèrement amélioré passant de 84 % à 87 %.

Simultanément, les acides volatils sont restés constants au niveau 12 m Eq/l, tandis que la réserve alcaline a nettement augmenté de 70 à 116 m Eq/l du fait du maintien à concentration constante du réactif neutralisant dans l'effluent.

Cet ajout de carbonate de soude est peut être le responsable de la légère amélioration du rendement d'épuration, les conditions du milieu acido-basique se trouvant alors momentanément plus favorables.

Paradoxalement, le retour brutal à la charge initiale a entraîné une légère chute du rendement d'épuration (78 %), dû certainement à la diminution de la réserve alcaline.

Cet essai montre donc que ce type de réacteur supporte bien les fluctuations de la qualité de l'effluent.

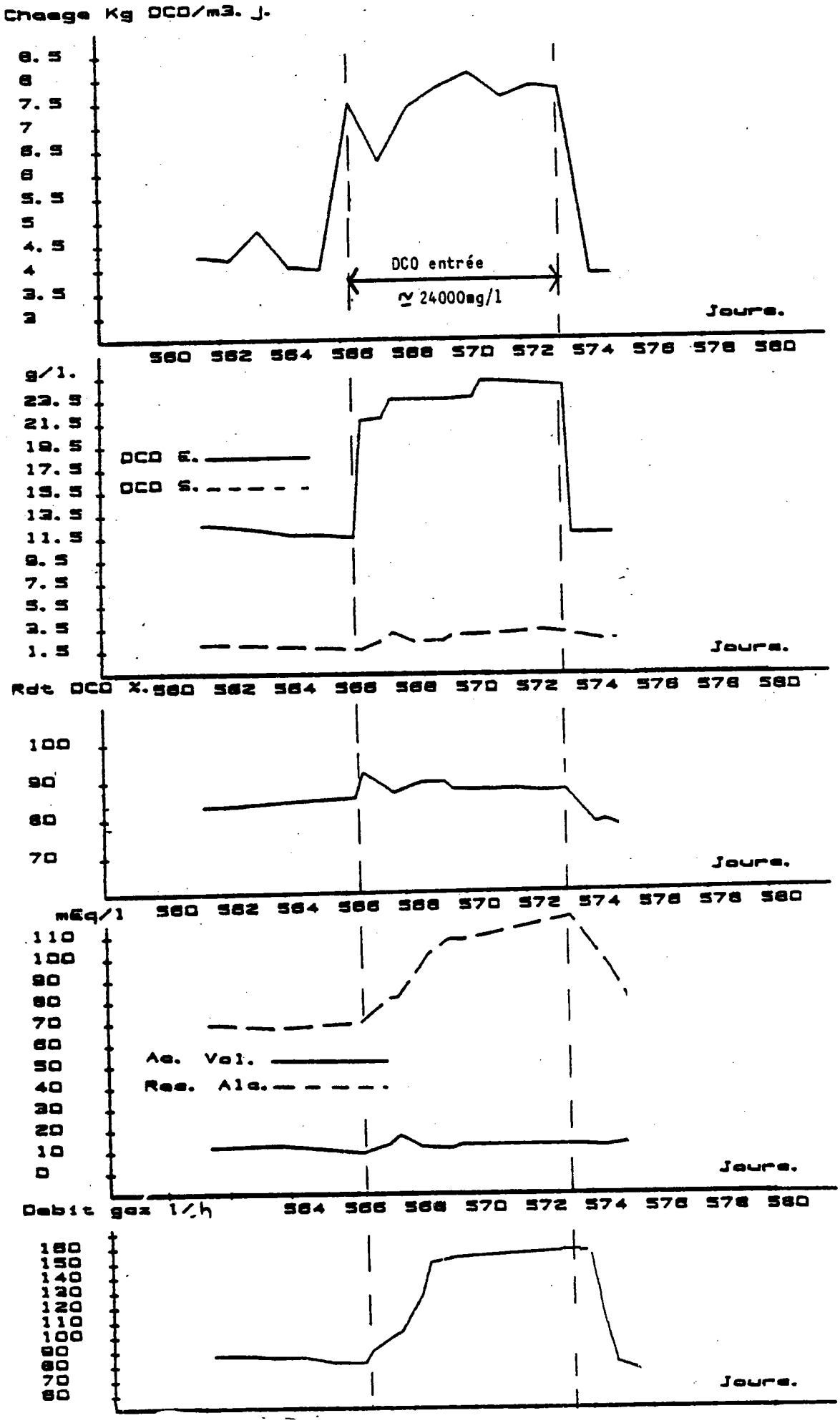


Fig. 45 - Réacteur n° III

L'étude de la perturbation par doublement du débit d'alimentation à concentration en DCO constante de l'effluent, a été réalisée sur le réacteur n° 1 par un passage d'un débit de 26 l/j à 50 l/j.

Le tableau 35 représente les conditions de fonctionnement et les performances du réacteur 1 avant cette perturbation et celles du réacteur n° 2 fonctionnant à un débit de 50 l/j destiné à servir de témoin.

	Réacteur n° 1	Réacteur n° 2
Débit l/j	26	50
Charge moyenne kg DCO/m3/j	3,5	6,9
pH sortie	7,0	6,7
Gaz produit l/m3.h	71	115
Teneur du gaz en CO_2 %	38	46
Réserve alcaline m Eq/l	59	35
Acides volatils m Eq/l	15	38
Rendement % en DCO	71,0	55,7

Tab. 35 - Performances des réacteur 1 et 2 dans des conditions du fonctionnement stable

L'examen des résultats visualisés sur la figure 46 permet de constater que la perturbation a conduit à une dégradation du fonctionnement se traduisant par une importante chute du rendement en DCO et une augmentation des acides volatils.

Deux jours après la perturbation, les performances du réacteur 1, avec un rendement d'épuration de 58 %, un pourcentage de 47 % en CO_2 dans le gaz produit, la réserve alcaline de 38 mg/l et les acides volatils de 32 meq/l, sont sensiblement proches du réacteur 2, indiquant que le régime stable de fonctionnement s'est établi.

Le réacteur apparaît donc très sensible à ce type de perturbation.

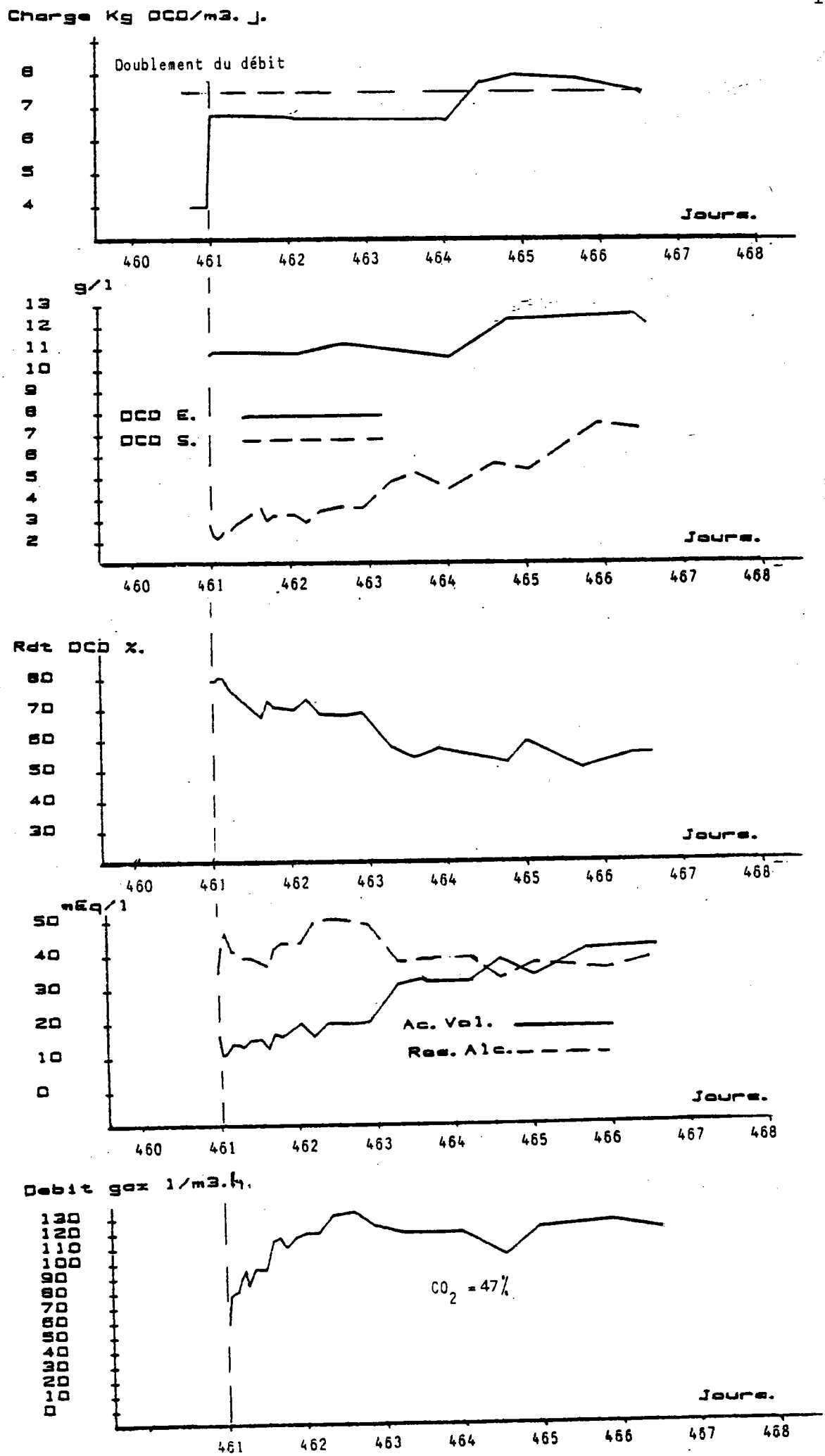


Fig. 46 - Réacteur n° 1

E_3 - L'effet d'une chute de température

Pendant l'étude de la méthanisation par le réacteur à biomasse immobilisée, la température a été maintenue à 35°C. Le suivi de l'effet d'une chute de température a été réalisée par un arrêt total du chauffage sur le réacteur 4 , ramenant ainsi sa température à celle de l'ambiance (18,5°C) avec une charge de 3,8 kg DCO/m3/j et un débit de 28 l/j. L'évolution des paramètres de fonctionnement après cette perturbation est représentée sur la figure 47.

Pendant une première période où la température a été abaissée par paliers successifs, les divers paramètres du suivi ont tendance à se stabiliser pour chaque palier de température temporaire.

Après 20 heures d'arrêt du chauffage, la température diminue presque linéairement. Simultanément, le rendement en épuration et les acides volatils varient linéairement jusqu'à stabilisation de la température à 18,5°C. De même, les différents paramètres du suivi se sont stabilisés avec la température.

Les gaz produits et la réserve alcaline n'ont pas marqué de variation appréciable lors de cette perturbation.

La comparaison entre le fonctionnement à 35°C et 18,5°C est reportée sur le tableau 36.

	Fonctionnement à 35°C	Fonctionnement à 18,5°C
Rendement en DCO %	84,3	73
pH sortie	7,0	6,85
Gaz l/m3/j	1724	1650
Pourcentage du gaz en CO_2 %	32	33
R.A. meq/l	53	52
A.V.T. meq/l	4	16

Tab. 36 - Comparaison sur réacteur 4 entre 35°C et 18,5°C

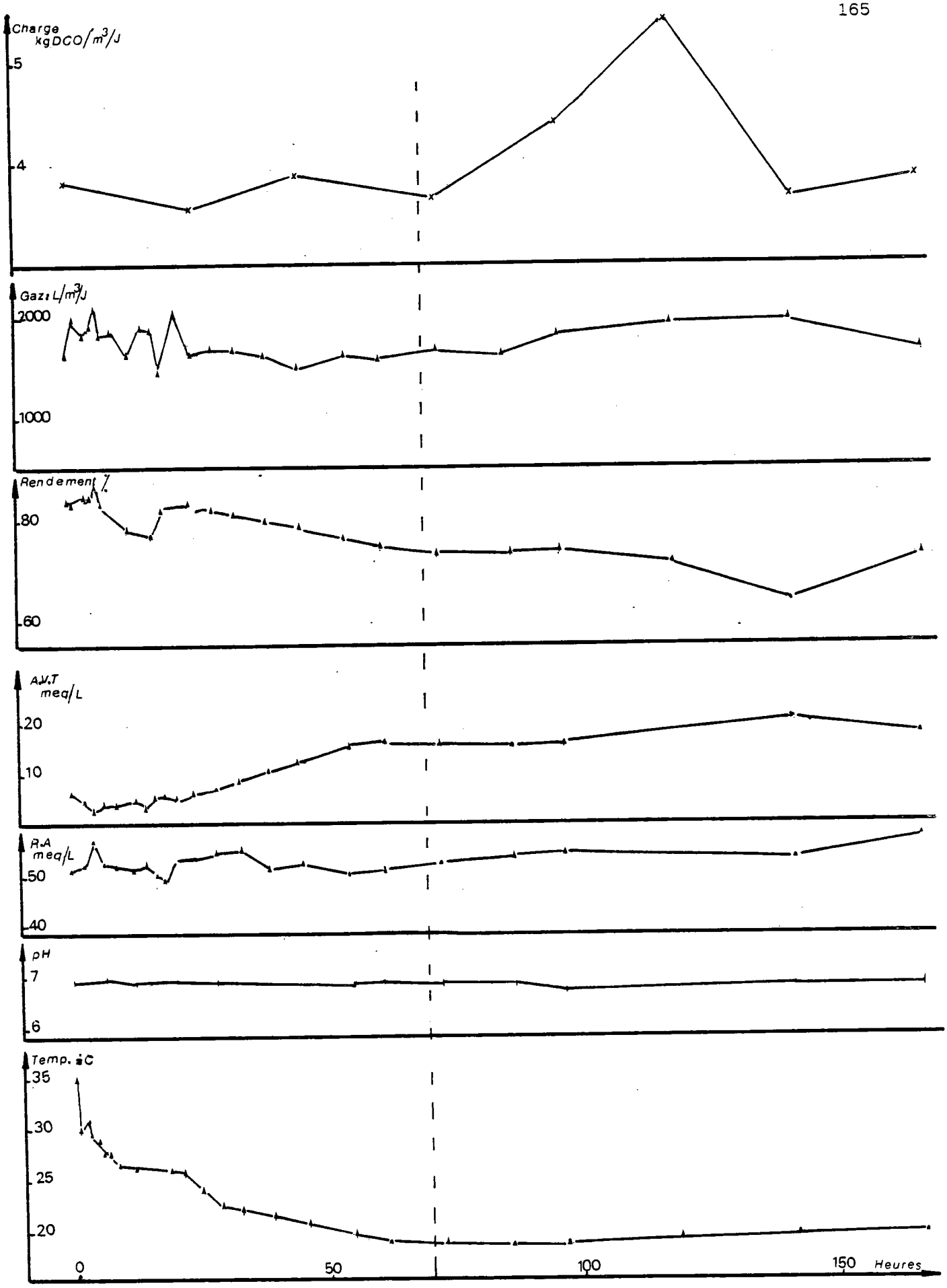


Fig. 47 - Suivi de la chute de température

Réacteur IV

Devant ces bonnes performances, un essai d'augmentation de la charge à 5 kg DCO/m3/j par une augmentation de la concentration en DCO à débit constant a été tenté.

Une telle perturbation n'a pas d'influence sur les performances du réacteur comme cela a été montré auparavant pour une température de 35°C.

La figure 47 montre que le rendement en épuration a diminué jusqu'à 64 % et la concentration en acides volatils a augmenté légèrement, impliquant une sensibilité plus grande du réacteur aux variations de charge pour la température de 18,5°C.

Lors du colmatage progressif du réacteur 4 fonctionnant à température ambiante, les performances se sont constamment et progressivement dégradées, par rapport aux autres réacteurs fonctionnant à 35°C.

Il n'en demeure pas moins que si l'effet direct de l'arrêt de chauffage à la charge où travaillait le réacteur (3,8 kg DCO/m3/j), n'a pas eu d'effet immédiat très défavorable, ce changement a rendu à terme le réacteur beaucoup plus sensible à d'autres types de perturbations : augmentation de charge et colmatage.

IV - 2.3 Conclusion

Les travaux menés sur la méthanisation de la pollution dissoute ont montré l'intérêt de l'utilisation du réacteur à biomasse immobilisée, de situer ses performances et de définir les limites des charges admissibles pour sa structure poreuse actuelle.

Ainsi, une procédure d'acclimatation et de mise en fonctionnement a été définie et testée avec succès, la durée nécessaire à l'obtention de bonnes performances d'épuration est relativement longue pour la première mise en fonctionnement (3 à 4 mois), correspondant à la durée d'adaptation des micro-organismes anaérobies et à la production d'une quantité de biomasse acclimatée suffisante.

La charge maximale admissible en DCO sera fonction de la nature du substrat dans l'effluent à traiter. Ainsi, pour les rendements en élimination de la DCO avec le lactosérum comme substrat, ceux-ci paraissent meilleurs que ceux obtenus avec des solutions sucrées.

Pour une température de 35°C, des rendements en épuration de 87 à 92 % sont possibles sur des effluents dont la concentration peut atteindre 12 g DCO/l.

De tels rendements peuvent être obtenus dans une gamme de charges appliquées allant de 2 à 12 kg DCO/m3 garnissage/j, et l'influence de chacun des composants de la charge : débit d'alimentation et concentration en DCO à l'entrée, a été mise en évidence.

Ainsi, pour des concentrations supérieures à 5 g DCO/l, le rendement en épuration diminue avec le débit d'alimentation, paradoxalement pour celle de l'ordre de 4 g DCO/l, le rendement en élimination de la DCO croît avec l'augmentation du débit d'alimentation.

Pour la gamme de charges en DCO explorée, les productions maximales journalières de gaz mesurées ont été de 2,5 à 3,5 m3 gaz/m3 volume total du réacteur par jour, avec une teneur moyenne en méthane de 67 %.

En négligeant les pertes en biomasse par entraînement du réacteur, la quantité de biomasse produite est de l'ordre de 11 g matières sèches par kg de DCO détruite.

Cette biomasse se trouve physiquement immobilisée dans le réacteur, son accumulation rend nécessaire des opérations de lavage périodiques, mais avec une fréquence beaucoup plus faible, comparativement à celle du lavage du réacteur à biomasse immobilisée lors de la dénitrification.

L'approche du fonctionnement réel réalisé par l'étude des perturbations éventuelles a montré que le réacteur à biomasse immobilisée résiste bien aux diverses perturbations auxquelles il a été soumis.

Aussi, le temps de rétablissement des performances lors d'un arrêt d'alimentation de 24 heures est proportionnel au débit d'alimentation. Par exemple, il fallait 24 heures pour un débit de 28 l/j et 48 heures pour un débit de 53 l/j.

En ce qui concerne l'effet d'une augmentation de la charge en DCO, le doublement de la concentration en DCO n'a pas entraîné de variations du rendement en épuration, par contre celui du débit d'alimentation a entraîné une dégradation des performances en épuration.

Le fait de ramener la température au sein du réacteur de 35°C à celle ambiante de 18,5°C a provoqué une diminution du rendement en épuration, mais ne compromet pas son fonctionnement (charge de 4 kg DCO/m3/j).

Par contre, la sensibilité aux autres perturbations se trouve accrue et on court le risque de l'irréversibilité de la dégradation des performances en épuration.

L'étude de l'écoulement hydraulique a montré que les temps de séjour moyens sont extrêmement faibles et ils diminuent en fonction du colmatage du réacteur à cause de l'augmentation du volume occupé par la biomasse.

Ces temps de rétention réels se situent entre 15 et 30 heures, en fonction du débit d'alimentation et de la quantité de biomasse retenue dans la colonne entière, compte tenu du volume de garde nécessaire pour les lavages à la base du garnissage.

L'application par des modèles hydrodynamiques classiques, a permis d'approcher le réacteur à biomasse immobilisée par une cascade de réacteurs en mélange parfait en série, tendant vers un seul réacteur en mélange parfait, lorsque croît le colmatage du pilote, par suite de la création de chemins préférentiels provoquant perte de la majeure partie réactionnelle du réacteur.

Ainsi, la formation de cette biomasse en excès nécessite, par prévention, des opérations de lavage. La conduite de ces opérations est extrêmement importante pour assurer la reproductibilité des performances d'épuration.

Les différentes procédures de décolmatage réalisées, n'ont pas apporté une solution satisfaisante. Les modifications entraînées, sur la configuration spatiale de la biomasse, par les lavages réalisés, ont provoqué une reproductibilité médiocre des performances obtenues avant tout lavage du réacteur.

Il serait donc souhaitable de mener des études technologiques sur l'optimisation des procédures de lavage afin de permettre une restauration intégrale des performances d'épuration d'un cycle de traitement au suivant.

V - MODELISATION DU R.B.I.

Le R.B.I. peut être assimilé à un filtre dans la masse à rétention volumique. Le réacteur biologique est physiquement analogue à un dispositif de rétention des matières en suspension à la différence près que c'est la biomasse qui se trouve retenue dans le garnissage.

Le matériau de garnissage ne présente pas de microporosité et son état de surface ne permet pas d'avoir une biomasse fixée aux particules solides constitutives.

Les microorganismes en se développant forment des flocons qui sont retenus, apparemment dans les sites de crevasse et de caverne de la structure poreuse, par les forces de frottement et par la pression du fluide en écoulement.

Les particules de garnissage sont en majorité des billes de diamètre 6 mm.

Lors d'un fonctionnement sous charge hydraulique, le volume d'eau remplissant la base de la colonne permet une bonne répartition du fluide en écoulement ascendant.

Pour les besoins de la modélisation, nous remplaçons en premier lieu, la configuration réelle, par le modèle d'un réacteur plan, en considérant que l'état de la biomasse retenue est uniforme dans chaque section perpendiculaire à la hauteur du réacteur.

Nous nous posons le problème de déterminer la variation de la concentration du substrat et celle de la biomasse le long du réacteur en fonction du temps. Dans ce but nous écrirons les équations du bilan sur le substrat et la biomasse en tenant compte de l'équation cinétique des microorganismes, du volume des gaz produits et de l'accumulation de la biomasse.

Ensuite, nous essaierons de résoudre ces équations en tenant compte des caractéristiques particulières du réacteur à biomasse immobilisée et surtout de l'état initial du réacteur, dépendant des conditions de son ensemencement.

V - 1 L'approche par un réacteur plan

Afin d'établir les équations du bilan, considérons un réacteur plan fictif dont une mince tranche est représentée sur la figure 48.

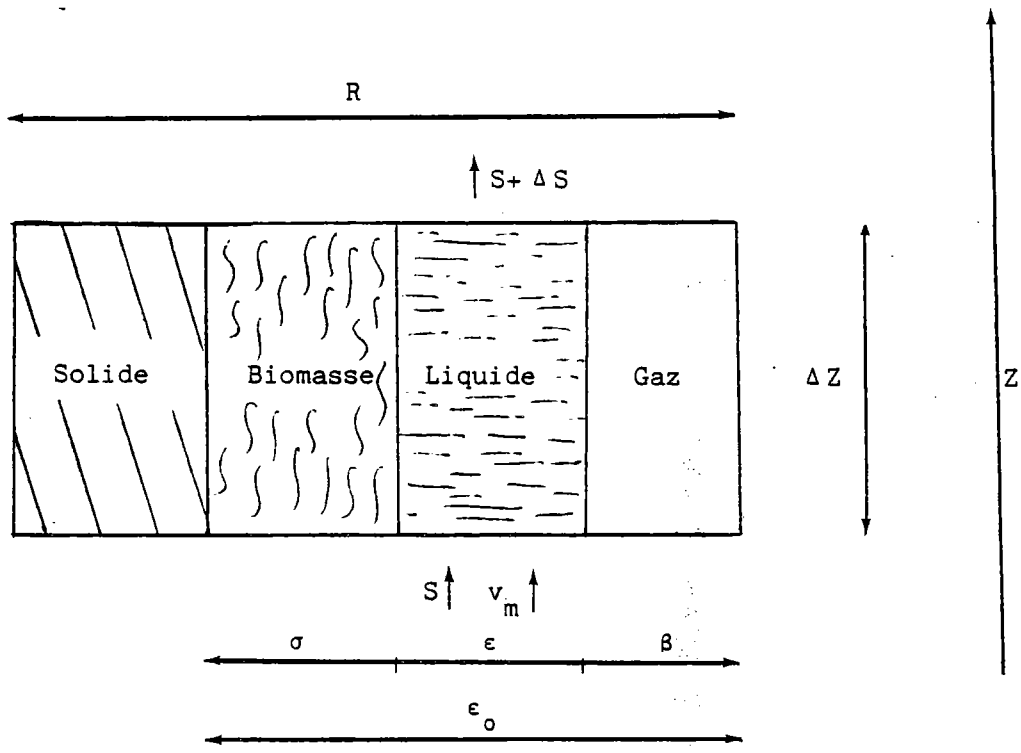


Fig. 48 - Tranche du réacteur plan

On définit ε, σ et β comme les fractions de volume occupées respectivement par le liquide, la biomasse et le gaz et on a :

$$\sigma + \varepsilon + \beta = \varepsilon_o \qquad (1)$$

ε_o étant la porosité du garnissage sans biomasse

Soient R la section du réacteur et v_m la vitesse de passage en fût vide.

La vitesse réelle de passage à chaque instant t et à la cote z est alors :

$$v = \frac{v_m}{\varepsilon}$$

et la section de passage effective du fluide s'exprime par :

$$R' = \varepsilon . R .$$

V - 1.1 Hypothèses

. L'étude de la cinétique de croissance de la biomasse se fera avec un seul substrat limitant S.

. Il existe une valeur de S minimale, en dessous de laquelle la biomasse ne peut croître.

. L'effluent ne contient pas de matières en suspension.

. La variation de la proportion du volume de fluide en écoulement est due uniquement à l'apparition de matières solides biologiques et aux gaz produits.

. La concentration du substrat à l'entrée S_o est constante.

. L'élimination de la biomasse X par respiration endogène est négligeable.

. Le taux maximal de croissance μ_o est constant.

. Les échanges de matière s'effectuent à travers les surfaces des flocons de biomasse formés.

V - 1.2 Les équations des bilans-matières

L'équation du bilan de masse à travers l'élément du réacteur, s'écrit :

Accumulation = Convection - Réaction de consommation
+ diffusion selon Z

a - Bilan sur le substrat :

Sur le volume dV de la tranche du réacteur, le bilan de masse sera :

- vitesse d'accumulation $= \dfrac{\delta\,(\varepsilon\,.dV.S)}{\delta t}$ (2)

- la convection = masse de S entrante - masse de S sortante

donc la somme de la convection et de la dispersion selon Z est égale à $D_H \,.\, dV \,.\, \dfrac{\delta^2 S}{\delta Z^2} - v \,.\, d\,V \,.\, \dfrac{\delta S}{\delta Z}$. (3)

avec D_H coefficient de la diffusion suivant la cote Z.

- réaction de consommation :

L'équation de la consommation du substrat par la biomasse peut s'écrire, en négligeant le décès et les métabolites :

$$\frac{\delta S_B}{\delta t} = \frac{\delta S_C}{\delta t} + \frac{\delta S_M}{\delta t}$$, dont les termes s'expriment par

. l'équation de la croissance cellulaire :

$$\frac{\delta S_C}{\delta t} = - \frac{1}{Y} \cdot \frac{\delta X}{\delta t}$$

. celle de la maintenance :

$$\frac{\delta S_M}{\delta t} = - K \cdot X$$

avec X concentration en biomasse, Y taux de croissance et K coefficient de maintenance.

La vitesse de consommation du substrat est donc égale à :

$$\frac{\delta S_B}{\delta t} = - (\frac{1}{Y} \frac{\delta X}{\delta t} + K \cdot X) \qquad (4)$$

Cette équation représente la consommation idéale du substrat. Elle n'est valable que lorsque les microorganismes sont en contact avec le substrat, ceci n'est pas vrai lorsqu'on a une formation de flocons de biomasse. D' après SHIEH (1980), le diamètre du floc a un effet significatif sur le taux d'activité bactérienne.

Ainsi, en maintenant constant le temps de séjour hydraulique dans un réacteur à mélange parfait, et en empêchant la biomasse de quitter ce réacteur, la consommation du substrat par unité de biomasse suit l'équation (4), jusqu'à une certaine valeur de la rétention σ de la biomasse. A partir de cette valeur, la consommation de S par unité de biomasse commence à diminuer.

On peut expliquer ce phénomène par la formation de flocons entraînant une diminution progressive de la surface de contact. On sait que la surface d'échange entre la biomasse et le liquide n'est pas constante tout au long de la filtration biologique.

Nous avons de même observé ce phénomène sur le réacteur à biomasse immobilisée à mesure que le garnissage se colmate.

Nous définissons une fonction de consommation ψ, en supposant qu'il ne dépend que de la rétention en biomasse, tel que :

$$\psi = F(\sigma) .$$

Appelons σ_M la valeur maximale fictive de la fraction de volume occupée par la biomasse σ qui tend vers ε_o lorsque la biomasse bouche complètement les pores du garnissage, on peut considérer que $\sigma_M \approx \varepsilon_o$. La forme mathématique la plus simple de la fonction $F(\sigma)$ est une loi de décroissance linéaire, telle que :

$$F(\sigma) = 1 - \frac{\sigma}{\varepsilon_o} . \qquad (5)$$

Cette forme de fonction a été adoptée par DO (1984), pour la rétention d'enzyme. De même, HERZIG et LEGOFF (1971) ont étudié la filtration dans la masse en utilisant cette forme de $F(\sigma)$ simple mais en proposant une formule plus générale, dont nous retenons la partie suivante :

$$F(\sigma) = \left(1 - \frac{\sigma}{\varepsilon_o}\right)^q \qquad (6)$$

L'exposant q permet d'ajuster cette fonction aux valeurs expérimentales.

En régime permanent de fonctionnement, l'accumulation du substrat est nulle, ainsi, le bilan de matière sur S peut s'écrire :

$$D_H . \frac{\delta^2 S}{\delta Z^2} = - F(\sigma) . \left(\frac{1}{Y} . \frac{\delta X}{\delta t} + K.X\right) + v . \frac{\delta S}{\delta Z} \qquad (7)$$

b - Bilan de matière sur la biomasse

Vu que la biomasse est retenue dans le garnissage, son bilan se réduit, en négligeant l'entraînement par le fluide en écoulement, à :

$$\frac{\delta X}{\delta t} = \left(\frac{\delta X}{\delta t}\right)_c$$

avec $\left(\frac{\delta X}{\delta t}\right)_c$ = la masse des microorganismes élaborés dans la tranche d'épaisseur ΔZ.

En écrivant l'expression de la cinétique de croissance :

$$\left(\frac{\delta X}{\delta t}\right)_c = \mu \cdot X \quad \text{avec } \mu = \text{taux de croissance}$$

l'équation du bilan sur la biomasse s'écrit :

$$\frac{\delta X}{\delta t} = \mu \cdot X . \qquad (8)$$

- variation de la rétention de la biomasse :

Nous définissons ρ comme étant la concentration en biomasse exprimée en matières sèches lorsque σ tend vers ε_o, l'équation de la variation de la rétention σ est sous la forme :

$$\left(\frac{\delta \sigma}{\delta t}\right)_Z = \frac{\varepsilon_o}{\rho} \cdot \left(\frac{\delta X}{\delta t}\right)_Z \qquad (9)$$

Si la concentration maximale en biomasse ρ est constante, toute variation de la biomasse entraînera donc une variation proportionnelle du volume qu'elle occupe.

En définitive, on aboutit au système d'équation suivant :

$$\sigma = \varepsilon_o - \varepsilon - \beta \qquad (1)$$

$$\psi = \left(1 - \frac{\sigma}{\varepsilon_o}\right)^{\bar{q}} \qquad (6)$$

$$-\psi \cdot \left(\frac{1}{Y} \cdot \frac{\delta X}{\delta t} + K \cdot X\right) + v \cdot \frac{\delta S}{\delta Z} = D_H \cdot \frac{\delta^2 S}{\delta Z^2} \qquad (7)$$

$$\frac{\delta X}{\delta t} = \mu \cdot X . \qquad (8)$$

$$\frac{\delta \sigma}{\delta t} = \frac{\varepsilon_o}{\rho} \cdot \frac{\delta X}{\delta t} \qquad (9)$$

La résolution de ce système d'équations pour la détermination des fonctions-variables S et X en fonction du temps t et de la cote Z, apparaît difficile.

C'est pourquoi plusieurs auteurs -cités dans la partie bibliographique- ont déjà introduit des hypothèses simplificatives en remplaçant l'activité microbienne par un processus diffusionnel autour et à l'intérieur de chaque floc de biomasse. Malgré ces simplifications, les modèles obtenus demeurent complexes avec des paramètres difficilement déterminables. En ce qui concerne le R.B.I. : nous allons montrer que ses caractéristiques permettent en fait une modélisation simple dont les paramètres sont faciles à déterminer.

V - 2 Les caractéristiques physiques du R.B.I.

Du fait que la biomasse est immobilisée sans être fixée, on assimilera les pores du garnissage à des micro-réacteurs à mélange parfait. Ceux-ci constituent dans chaque plan un réacteur élémentaire de volume $dV = \varepsilon_o \cdot R \cdot d$, nous pouvons schématiser l'écoulement dans le réacteur à biomasse immobilisée par la figure 49.

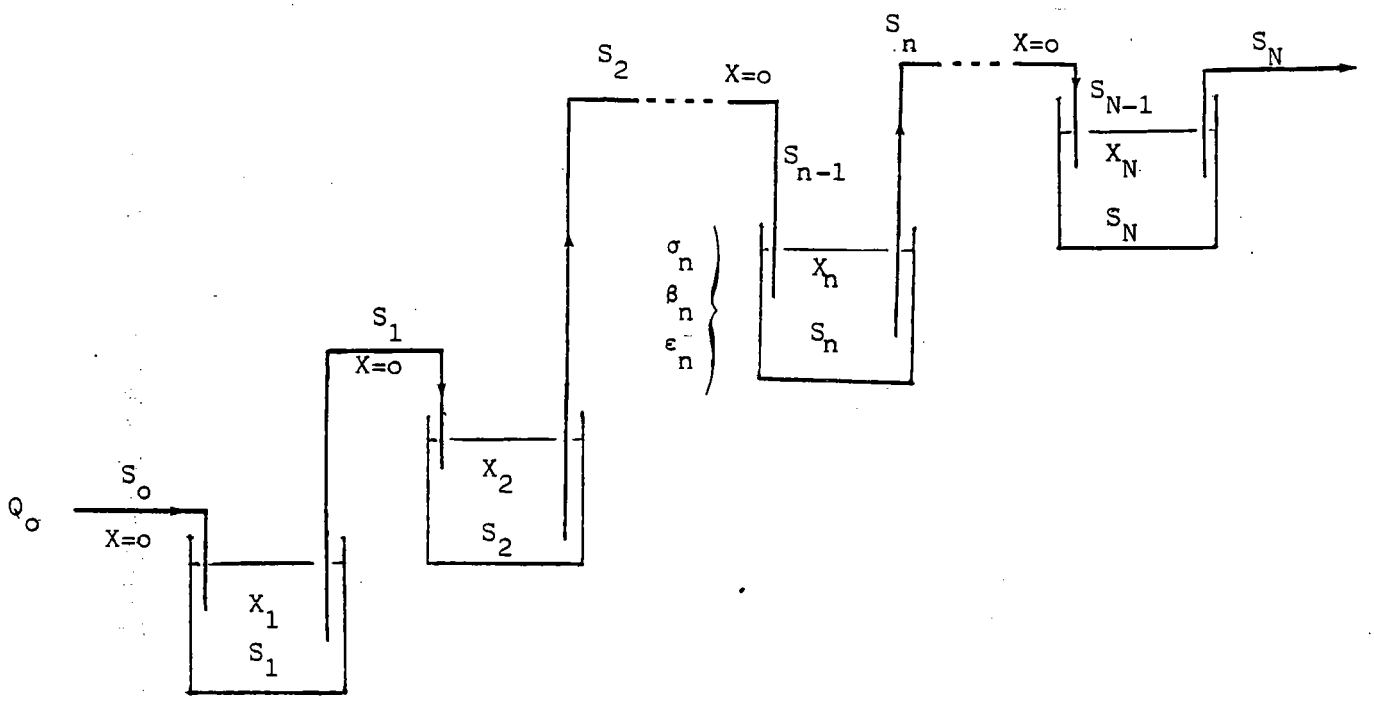


Fig. 49 - Schéma de l'écoulement dans le R.B.I.
Q_o = débit d'alimentation

σ_n, ε_n et β_n = portions du volume occupées respectivement par la biomasse, le fluide en écoulement et le gaz accumulé du réacteur n.

Le nombre de réacteurs élémentaires en cascade dans le réacteur à biomasse immobilisée est :

$$N = \frac{L}{d} \quad \text{(L longueur de la partie garnie)}$$

On définit alors les volumes partiels du liquide et de la biomasse :

$$dV_B = \sigma_n \cdot R \cdot d \cdot$$

$$dV_L = \varepsilon_n \cdot R \cdot d \cdot$$

De même, nous définissons le taux de dilution D dans chaque réacteur élémentaire en absence de la biomasse, comme le rapport du débit d'alimentation au volume élémentaire :

$$D = \frac{Q_o}{dV}$$

le débit Q_o étant constant, D l'est de même.

Cette constatation permet de transformer les équations différentielles à dérivées partielles en équations différentielles ordinaires, dont la seule variable est le temps.

Considérons, le réacteur élémentaire n, le bilan de substrat d'après l'équation (7) s'écrit alors, en négligeant la diffusion axiale D_H puisque c'est un réacteur en mélange parfait :

$$\frac{Q_o}{\varepsilon_n \cdot dV} (S_{n-1} - S_n) = \psi_n \cdot (\frac{1}{Y} \cdot \frac{dX_n}{dt} + K \cdot X_n) \qquad (10)$$

et $$\frac{dX_n}{dt} = \mu_n \cdot X_n$$

Si on admet que la loi de croissance s'exprime par l'équation de Monod, le bilan de la biomasse devient :

$$\frac{dX_n}{dt} = \mu_o \cdot \frac{S_n}{K_s + S_n} \cdot X_n \cdot \qquad (11)$$

La fraction du volume occupé par la biomasse dans le nième réacteur s'exprime par l'équation (9) et l'intégration de cette équation en fonction du temps et en considérant les conditions initiales, nous permet d'écrire :

$$\sigma_n = \frac{\varepsilon_o}{\rho} \cdot X_n \cdot \qquad (12)$$

Ainsi, les équations de fonctionnement deviennent :

$$S_{n-1} - S_n = \frac{\varepsilon_n}{D} \cdot \psi_n \cdot \left(\frac{1}{Y} \cdot \frac{dX_n}{dt} + K \cdot X_n\right) \qquad (10)$$

$$\frac{dX_n}{dt} = \mu_o \cdot \frac{S_n}{K_S + S_n} \cdot X_n \qquad (11)$$

$$\sigma_n = \frac{\varepsilon_o}{\rho} \cdot X_n \qquad (12)$$

$$\sigma_n = \varepsilon_o - \varepsilon_n - \beta_n \qquad (1)$$

$$\psi_n = \left(1 - \frac{\sigma_n}{\varepsilon_o}\right)^q \qquad (6)$$

La résolution de ce système d'équations exige la connaissance des conditions initiales, surtout celles de la répartition de la biomasse pour t = o.

Nous serons amenés à considérer deux étapes pour cette modélisation :

. première étape : l'ensemencement du réacteur avec un débit Q et pendant un temps t_1 ,

. deuxième étape : le traitement biologique proprement-dit avec un débit d'alimentation Q_o et un temps de fonctionnement t tel que t = 0 à la fin de l'ensemencement.

V - 2.1 Etat initial du réacteur

La répartition initiale de la biomasse le long du réacteur dépend des conditions de l'ensemencement.

Nous supposons que cette opération d'ensemencement s'est effectuée par l'injection dans le réacteur d'un fluide contenant une suspension en biomasse constante X_o.

Le peuplement du réacteur se fera par la rétention d'une partie des microorganismes de la suspension à travers le garnissage poreux.

Cette opération correspond à la filtration d'une suspension à travers un lit épais granulaire, nous admettons que :

- la biomasse est déjà acclimatée au substrat à traiter,
- pendant l'opération, la concentration en microorganismes est constante dans la suspension à l'entrée du réacteur,
- le colmatage à l'ensemencement est du 1er ordre : la probabilité de rétention ne dépend pas de la concentration en biomasse dans la suspension.

La forme de répartition de la biomasse la plus simple peut s'écrire, d'après HERZIG et LEGOFF (1971) :

$$X_1 = K_o \cdot V_1 \cdot X_o \cdot t_1 \cdot \exp(-K_o Z) .$$

X_1 = concentration en biomasse à la cote Z

X_o = concentration en biomasse dans la suspension à Z = 0

t_1 = temps d'ensemencement

V_1 = vitesse de passage en fût vide de la suspension

K_o = coefficient de filtration

Nous avons retenu cette relation établie pour une suspension de particules inertes en l'absence de données fondamentales sur la filtration de suspension de microorganismes.

Le réacteur étant épais, la suspension met un temps pour le traverser, par conséquent, l'instant où elle atteint un élément du réacteur n'est pas le même tout le long du réacteur.

Il faut donc comparer les éléments du lit correspondant au même âge de rétention τ , c'est-à-dire à des instants t_1 différents tels que :

$$t_1 - \frac{\varepsilon_o . Z}{V_1} = C^{te} .$$

En remplaçant t_1 par l'âge de rétention, on a :

$$X_1 = K_o \cdot v_1 \cdot X_o \cdot \tau_1 \cdot \exp(-K_o . Z) . \qquad (13)$$

V - 2.2 Répartition du volume du réacteur élémentaire

La fraction de volume σ occupée par la biomasse a été déjà établie, par contre, celle occupée par les gaz produits va dépendre de la connaissance de la cinétique de leur production.

a - Volume de gaz produits

Nous nous situons dans le cas de la production d'un seul gaz, dans le cas contraire, en connaissant le pourcentage de différents gaz produits, on peut les assimiler à un seul gaz, en tenant compte des pressions partielles et de la vitesse de production de chacun d' eux. Habituellement, on exprime le volume de gaz produit en fonction de la quantité du substrat consommé, évitant ainsi la distinction entre la production associée ou non à la croissance de la biomasse.

Dans le réacteur n, le volume de gaz produit V_G sera :

$$V_G(n) = \alpha \cdot (S_{n-1} - S_n) \cdot dV_L$$

avec α = volume du gaz produit exprimé en litre par gramme de substrat consommé à la pression atmosphérique

Dans le cas des traitements étudiés par le R.B.I., ce coefficient α peut être considéré constant :

. α = 0,74 cm3 N_2/g $N\text{-}NO_3^-$ éliminé d'après MARTIN et al. (1977)

. $\alpha \approx$ 0,50 litre/g DCO éliminé de gaz formé de CH_4 et de CO_2 (tableau 32)

Ce volume de gaz va dépendre de la pression dans le réacteur n il faut donc le corriger par rapport à cette pression, ainsi :

$$V_G(n) = \alpha \cdot (S_{n-1} - S_n) \cdot dV_L \cdot \frac{P_a}{P_n} \qquad (14)$$

avec P_a = pression atmosphérique

P_n = pression dans le réacteur n

et $dV_L = \varepsilon_n \cdot dV$

De plus, à l'instant t, dans ce réacteur n, il y a une accumulation des gaz produits par les réacteurs (n-1) précédants, la fraction occupée β par la gaz s'écrira alors :

$$dV \cdot \beta_n = V_G(n) + \sum_{i=1}^{n-1} V_G(i) \cdot \frac{P_i}{P_n}$$

En posant ,

$$G_i = \alpha \cdot \frac{P_a}{P_n} \cdot \varepsilon_i \cdot (S_{i-1} - S_i)$$

La fraction de volume occupée par le gaz est égale à :

$$\beta_n = G_n + \sum_{1}^{n-1} G_i \cdot \frac{P_i}{P_n} \quad . \qquad (15)$$

On remarque que la connaissance de β_n exige la détermination de la pression au sein du réacteur n.

b - Détermination de la pression au long du réacteur

Nous avons pu déterminer lors de nos expériences que la perte de charge H était de la forme :

$$H = A \cdot \exp(B.t)$$

avec t = temps en heure

et $B = az + b$

Le facteur A étant la perte de charge à l'instant initial du traitement biologique. Il va dépendre des conditions d'ensemencement du réacteur ; en particulier de la rétention σ correspondante à la biomasse retenue X_1 après la fin de l'opération d'ensemencement.

Nous admettons que la chute de pression dans une mince couche (i) ensemencée du réacteur et où la rétention est σ_i, est donnée par :

$$\Delta P_i = \Delta P_o(i) \cdot g(\sigma_i) .$$

avec $$\sigma_i = \frac{X_1(i)}{\rho} \cdot \varepsilon_o .$$

et où ΔP_o est la chute de pression à travers la même couche mais sans biomasse et dans les mêmes conditions d'écoulement que le traitement biologique. Elle peut être déterminée par la relation de Darcy.

La fonction $g(\sigma_i)$ traduit l'effet de la rétention en biomasse $X_1(i)$ sur la texture géométrique du lit de garnissage.

Plusieurs expressions empiriques ont été proposées de cette fonction, nous retiendrons celle préférable et plus simple, d'un développement limité à deux termes, HERZIG et LEGOFF (1971) et IVES (1975) :

$$g(\sigma_i) = 1 + m_1 . \sigma_i + m_2 . \sigma_i^2 .$$

avec m_1, m_2 constantes et lorsque σ_i est de l'ordre de 2 %, il suffit de ne considérer que le premier terme en σ_i.

Calcul de $\Delta P_o(i)$

Si on considère que la viscosité du fluide en écoulement est celle de l'eau, le calcul du nombre de Reynolds dans le cas de la dénitrification avec un débit maximal de 150 l/h : donne une valeur de $R'_{ep} = 3,4$.

Nous considérons que le régime d'écoulement est laminaire et l'équation de la perte de charge,s'exprime par la relation de CARMAN-KOZENY :

$$\frac{\Delta P_o}{Z} = \lambda \cdot v_m$$

avec $$\lambda = \frac{150.(1-\varepsilon_o)^2}{\varepsilon_o^3 \cdot d^2} \cdot \eta$$

où η est la viscosité du liquide et le coefficient λ est constant pour des caractéristiques physiques du garnissage stables.

En prenant l'épaisseur de la couche mince égale au diamètre des billes d, on aura :

$$\Delta P_o(i) = \lambda \cdot d \cdot v_m .$$

Ainsi, la perte de charge A à l'instant initial du traitement biologique s'écrit au réacteur n et en remplaçant σ_i par sa valeur $\frac{X_1(i).\varepsilon_o}{\rho}$:

$$A_n = \lambda .d.V_m . \sum_{i=n}^{N} \left[1+m_1 . \frac{X_1(i)}{\rho} .\varepsilon_o + m_2 . \left(\frac{X_1(i)}{\rho} .\varepsilon_o\right)^2 \right] \qquad (16)$$

En définitive, la pression dans le réacteur n sera de la forme :

$$P_n = A_n \cdot \exp\left[(az + b) \cdot t\right] + P_a . \qquad (17)$$

avec P_a = pression atmosphérique

et $Z = \frac{2n-1}{2} \cdot d$ avec n = o, z = o

La détermination de la rétention en biomasse σ et de la fraction de volume occupée par le gaz, nous permet d'écrire d'après l'équation (1) :

$$\varepsilon_n = \varepsilon_o - \frac{\varepsilon_o}{\rho} \cdot X_n - \alpha \cdot \frac{P_a}{P_n} \cdot \varepsilon_n \cdot (S_{n-1} - S_n) - \sum_{i=1}^{n-1} G_i \cdot \frac{P_i}{P_n} \cdot$$

En posant, $E = \varepsilon_o (1 - \frac{X_n}{\rho}) - \sum_{1}^{n-1} G_i \cdot \frac{P_i}{P_n}$.

La fraction du volume occupé par le fluide en écoulement s'exprime donc par :

$$\varepsilon_n = E / \left[1 + \alpha \cdot \frac{P_a}{P_n} \cdot (S_{n-1} - S_n)\right] \qquad (18)$$

L'introduction des fractions de volume occupées par la biomasse, le liquide et le gaz dans les équations de fonctionnement permet de réduire celles-ci à deux équations à deux inconnues S_n et X_n.

Leur résolution sera plus aisée si nous tenons compte des types de traitements à envisager par le réacteur à biomasse immobilisée.

Dans notre étude, deux cas se présentent :

- La méthanisation = dans ce cas, la cinétique de croissance cellulaire est très faible, aussi, nous pouvons négliger la croissance dans le bilan du substrat, l'équation (10) devient alors :

$$S_{n-1} - S_n = \frac{\varepsilon_n}{D} \cdot \psi_n \cdot K \cdot X_n \qquad (19)$$

et $$\frac{dx_n}{dt} = \mu_o \cdot \frac{S_n}{K_S + S_n} \cdot X_n \qquad (11)$$

- La dénitrification = dans ce cas, la concentration K_S est très faible de l'ordre de 0,06 mg $N\text{-}NO_3^-$/l d'après REQUA et SCHROEDER (1973)

La dénitrification des eaux à potabiliser n'exige pas une concentration nulle en nitrates à l'issue du traitement et le rendement recherché correspond généralement à une concentration en nitrate assez élevée pour que l'on puisse négliger K_S devant S à la sortie.

Cette condition permet de simplifier l'équation (11) qui devient

$$\frac{dX_n}{dt} = \mu_o \cdot X_n$$

Nous poursuivons ci-après par la modélisation du R.B.I. dans le cas de dénitrification tandis qu'une méthode de résolution des équations (19) et (12) dans le cas de la méthanisation par la méthode des différences finies sera exposée en annexe.

V - 2.3 Modélisation du réacteur utilisé en dénitrification

En tenant compte des équations (10) et (20), le fonctionnement peut être décrit en remplaçant ψ_n et ε_n par leurs valeurs d'après les équations (6) et (18), par :

$$(S_{n-1}-S_n) \cdot \left[1+\alpha \cdot \frac{P_a}{P_n} \cdot (S_{n-1}-S_n)\right] = \frac{E}{D} \cdot (1-\frac{X_n}{\rho})^q \cdot (\frac{\mu_o}{Y}+K) \cdot X_n \qquad (21)$$

Vu que $\frac{dX_n}{dt} = \mu_o \cdot X_n$, la fonction de variation de X_n, en tenant compte des conditions d'ensemencement $X_1(n)$, sera donc :

$$X_n = X_1(n) \cdot \exp(\mu_o \cdot t) \qquad (20)$$

En posant, $F = \frac{E}{D} \cdot (1 - \frac{X_n}{\rho})^q \cdot (\frac{\mu_o}{Y} + K) \cdot X_n$

l'équation (21) du bilan du substrat sera mise sous forme d'une équation du second degré :

$$S_n^2 - C_1 \cdot S_n + C_2 = 0 \qquad (22)$$

avec $C_1 = \frac{P_n}{\alpha \cdot P_a} + 2 \cdot S_{n-1}$.

et $C_2 = \frac{P_n}{\alpha \cdot P_a} \cdot S_{n-1} + S_{n-1}^2 - \frac{P_n}{\alpha \cdot p_a} \cdot F$.

Les coefficients C_1 et C_2 peuvent être calculés par une récurrence sur n après le choix d'un temps de traitement et en tenant compte de l'âge de rétention.

Quant à la résolution de l'équation (22), la solution retenue S_n sera celle qui vérifie la condition suivante :

$$S_n \leq S_{n-1}$$

V - 2.4 Méthode de détermination des différents paramètres

Nous avons mis au point un programme informatique simple permettant la détermination et le suivi le long du réacteur et en fonction du temps des différents paramètres :laconcentration de la biomasse à l'ensemencement et pendant le traitement biologique, la concentration en substrat, la répartition du volume entre les trois phases considérées, le débit de gaz produit et les pertes de charge à l'ensemencement et pendant la dénitrification, ainsi que le suivi du front du colmatage des réacteurs élémentaires.

Nous considérons qu'un réacteur n est colmaté lorsque σ_n tend vers ε_o , ainsi, les pores du garnissage au niveau de ce réacteur tendent à se boucher ; mais sous la pression hydraulique, certains chemins préférentiels se créent dans ce réacteur élémentaire.

Par conséquent, la vitesse de passage dans ces chemins devient très grande, en plus, la répartition du fluide à travers le réacteur suivant (n+1) n'est plus uniforme sur toute la section.

Ces conséquences du colmatage sont prises en compte dans la fonction ψ_n par l'exposant q.

Tout se passe comme si, lors du colmatage, le nombre de réacteurs en série diminue, phénomène observé lors de l'étude de la distribution du temps de séjour.

Le calcul des différents paramètres est réalisé suivant le schéma suivant :

- Ensemencement du réacteur :

En fixant un débit d'ensemencement Q avec une suspension en biomasse X_o, la concentration en biomasse retenue $X_1(n)$ est calculée par l'équation (13), après un choix d'une durée d'ensemencement t_1 :

$$X_1(n) = K_o \cdot V_1 \cdot X_o \cdot \tau_1(n) \cdot \exp(-K_o \cdot Z) .$$

La condition du non colmatage du réacteur élémentaire à l'ensemencement est vérifiée par le critère d'une rétention σ est inférieure à ε_o.

- Traitement biologique :

La connaissance de la distribution de la concentration en biomasse X est déterminée en fonction du temps par l'équation (20) :

$$X_n = X_1(n) \cdot \exp(\mu_o \cdot t) .$$

Le calcul de la rétention σ_n à partir de X_n par l'équation (12) permet de vérifier l'état du colmatage du réacteur n : lorsque σ_n est supérieur ou égale à ε_o, nous considérons que $X_n = \rho$, $\sigma_n = \varepsilon_o$ et que le réacteur n est colmaté. On pourra ainsi suivre l'évolution du front de colmatage.

Ensuite, l'introduction du débit d'alimentation lors du traitement biologique Q_o, des divers constants α, m_1, m_2, a, b et le choix du temps t ainsi que l'exposant q permet de calculer les pertes de charges à l'instant initial et de déterminer l'évolution des autres paramètres en fonction de la hauteur du réacteur.

Le calcul de la rétention σ lors de l'ensemencement et de la fonction $g(\sigma)$ permet la détermination de la perte de charge A_n au niveau du réacteur n par l'équation (16) à l'instant initial t = o, puis de la pression par l'équation (17) tel que :

$$P_n = A_n \cdot \exp\left[(a.z + b) \cdot t\right] + P_a$$

Une iteration sur n permet de déterminer les coefficients E, F, C_1 et C_2 et ensuite de résoudre l'équation du second degré (22) :

$$S_n^2 - C_1 \cdot S_n + C_2 = 0 .$$

Après avoir retenu la valeur de S_n inférieur à S_{n-1}, la fraction volumique occupée par le fluide ε_n est à son tour calculée grâce à l'équation (18), puis la valeur de β_n est déterminée par la formule :

$$\beta_n = \varepsilon_o - \sigma_n - \varepsilon_n .$$

La valeur obtenue de S_n permet de déterminer le débit gazeux à la sortie du réacteur n et à la pression atmosphérique :

$$Q_G(n) = \alpha \cdot (S_o - S_n) \cdot Q_o .$$

Après avoir déterminé tous ces paramètres en fonction de la hauteur du réacteur à l'instant t, le programme permet de choisir un autre instant de fonctionnement et recommencer les mêmes opérations.

Pour vérifier la validité de ce modèle, nous nous proposons d'étudier un exemple concret et de déterminer l'influence de divers paramètres d'ensemencement et du traitement biologique sur l'efficacité du R.B.I.

V - 3 L'application du modèle en dénitrification

Pour les exemples étudiés, nous utiliserons principalement les dimensions de la colonne n° 2 avec une hauteur L = 1,5 m, une section $R = 2,84.10^{-2}$ m2, une porosité $\varepsilon_o = 0,4$ et un diamètre de billes d = 6 mm.

V - 3.1 Choix des constantes

Pour les constantes cinétiques biologiques, nous nous référons aux travaux de REQUA et SCHROEDER (1973), ainsi qu'à ceux de MOORE et SCHROEDER (1971). Un différend existant sur la valeur de μ_o, le taux maximal de croissance, nous retiendrons celle citée par la deuxième publication et déterminée par une étude en discontinu. Nous admettrons donc qu'à une température de 25°C :

$$K_S = 0,07 \text{ mg } N\text{-}NO_3^-/l,$$
$$\mu_o = 12,92 \cdot 10^{-3} h^{-1},$$
$$K = 3,04 \cdot 10^{-3} h^{-1},$$
$$Y = 0,6 \text{ mg matières sèches/mg } N\text{-}NO_3^-$$

Le calcul du coefficient λ à partir de l'équation de CARMAN-KOZENY donne une valeur de 4,9 mmHg.h.m^{-2} ;

Les constantes m_1, m_2 de la fonction de rétention de la suspension g(σ), sont déterminées à partir des données expérimentales de la colonne II.

En moyenne, m_1 = 1300 et m_2 = 10800, mais ces deux constantes présentent des variations importantes d'un exemple à un autre. Une étude de la filtration d'une suspension de microorganismes permettra de déterminer leurs valeurs exactes, de même que le coefficient de filtration K_o.

Quant au taux de production de gaz par quantité de substrat consommée, nous avons déterminé une valeur $\alpha = 6,4.10^{-4}$ l/mg $N\text{-}NO_3^-$ consommé, lors de l'étude de la dénitrification ; rappelons que MARTIN et al. (1977) ont trouvé une valeur de $7,4.10^{-4}$ l/mg $N\text{-}NO_3^-$, obtenue à partir d'une étude sur un réacteur en discontinu.

Pour les constantes a et b de l'équation (17) de la perte de charge, nous avons obtenu les valeurs respectives de $1,78.10^{-2}$ m^{-1} et $0,90.10^{-2}$.

La détermination de la concentration maximale ρ en biomasse exprimée en mg de matières sèches par litre, a été effectuée à partir des zones colmatées du réacteur. Ainsi, l'autopsie réalisée sur les colonnes 1 et 2 a révélé une valeur moyenne ρ de 4.10^4 mg/l.

Après avoir ainsi fixé les valeurs des différentes constantes du modèle, nous allons tout d'abord étudier l'influence des paramètres de l'ensemencement sur le rendement en élimination des nitrates.

V - 3.2 Influence des conditions de l'ensemencement

Puisque nous avons assimilé l'opération de l'ensemencement du réacteur à la filtration d'une suspension de biomasse à travers un lit granulaire épais, nous devrons déterminer la valeur de K_o coefficient de la filtration.

Ce coefficient peut être déterminer en utilisant une cellule expérimentale. La littérature ne fournit aucun exemple correspondant aux caractéristiques physiques du garnissage et des dimensions de flocons de la suspension.

Nous utiliserons la formule proposée par BAUMANN (1975), tel que :

$$K_o = C/d^{n1} \cdot V_1^{n2}$$

où V_1 est la vitesse de passage de la suspension et d le diamètre des billes (0,6 cm) et C, n_1 et n_2 constantes.

Pour une porosité de 0,44, on a $C = 5,9.10^{-3}$, $n_1 = 1,35$ et $n_2 = 0,25$.

Ainsi pour un débit d'ensemencement de 1 l/h, K_o vaut 8.10^{-3} cm^{-1}.

Nous limiterons l'étude de l'impact des conditions de l'ensemencement au suivi du rendement d'élimination des nitrates en fonction de X_o la concentration en biomasse de la suspension, vu que le débit et la durée de cette opération peuvent être fixés par l'expérimentateur.

La figure 50a présente l'évolution de ce rendement en fonction de différentes valeurs de X_o et du temps.

Nous pouvons remarquer que X_o n'a pas d'influence sur l'allure des courbes de l'efficacité en élimination des nitrates du R.B.I., ni sur le rendement maximal obtenu pour chaque valeur de X_o différente.

Le seul impact de X_o réside dans la durée nécessaire à l'obtention du rendement maximal.

La figure 50b montre que la répartition de la biomasse le long du réacteur est la même pour le rendement maximal en élimination des nitrates quelle que soit la valeur de X_o

Par conséquent, il en est de même pour les fractions du volume occupées par la biomasse et le liquide en écoulement, puisqu'il s'avère d'après les résultats obtenus, que le volume occupé par le gaz produit peut être négligeable.

Ainsi, pour $X_o(1)$ et $X_o(2)$ deux valeurs distinctes de la concentration X_o, la concentration en biomasse X obtenue le long du réacteur après des durées de traitement respectives t_1 et t_2 est la même lorsque le rendement maximal est atteint.

Nous pouvons donc écrire d'après l'équation (20) :

$$X_o(1) \cdot \exp(\mu_o \cdot t_1) = X_o(2) \cdot \exp(\mu_o \cdot t_2) \cdot$$

ce qui peut être mis sous la forme :

$$t_2 - t_1 = \frac{1}{\mu_o} \cdot \mathrm{Ln}\,(X_o(1) / X_o(2)) \cdot$$

Cette relation permet de déterminer le temps pour l'obtention du rendement maximal en élimination des nitrates en fonction de la concentration de la suspension X_o et pour un débit et un temps d'ensemencement constants.

Fig. 50a - Rendement d' élimination en nitrates en fonction de X_o la concentration en biomasse de la suspension d'ensemencement (g/l)

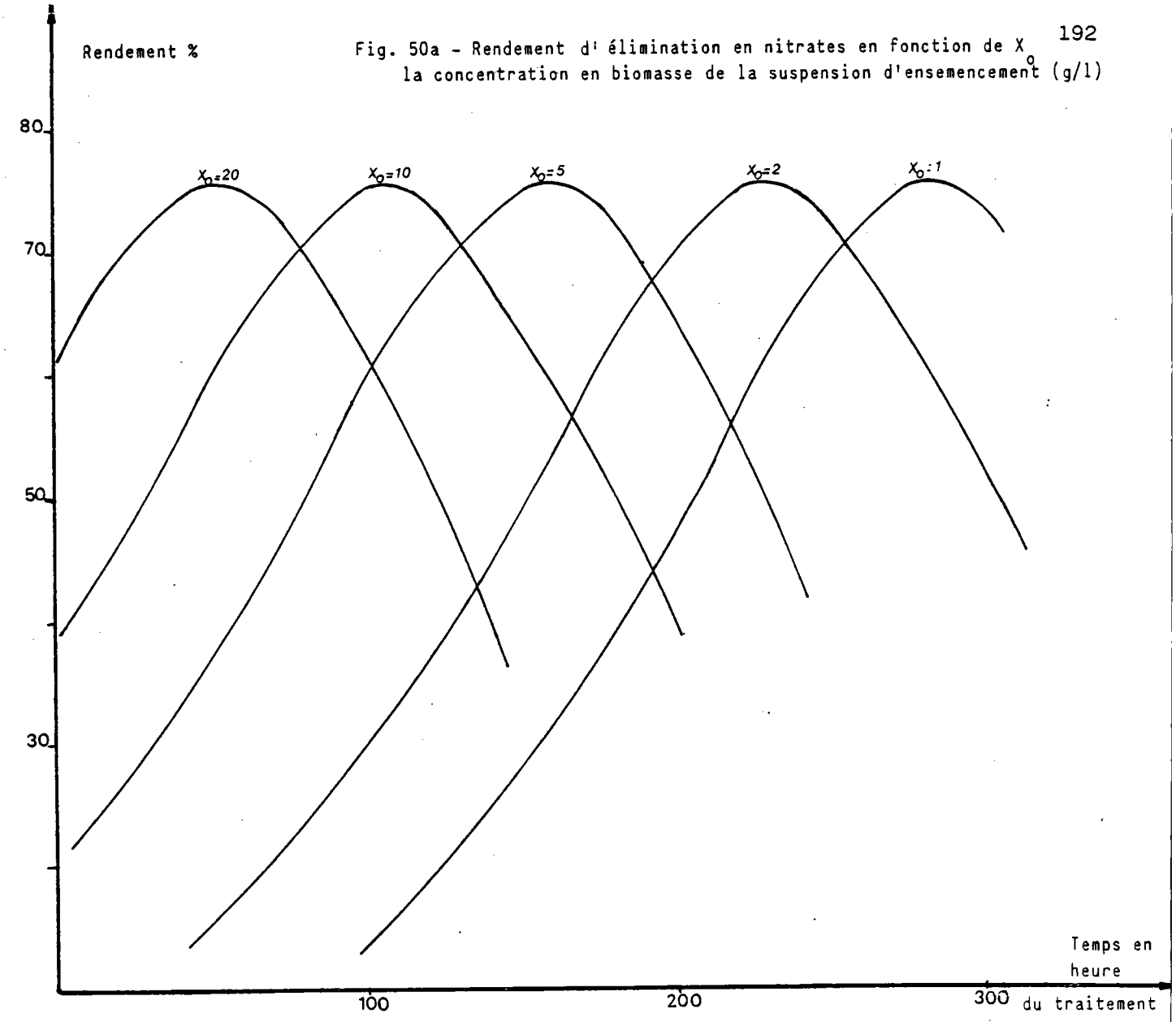
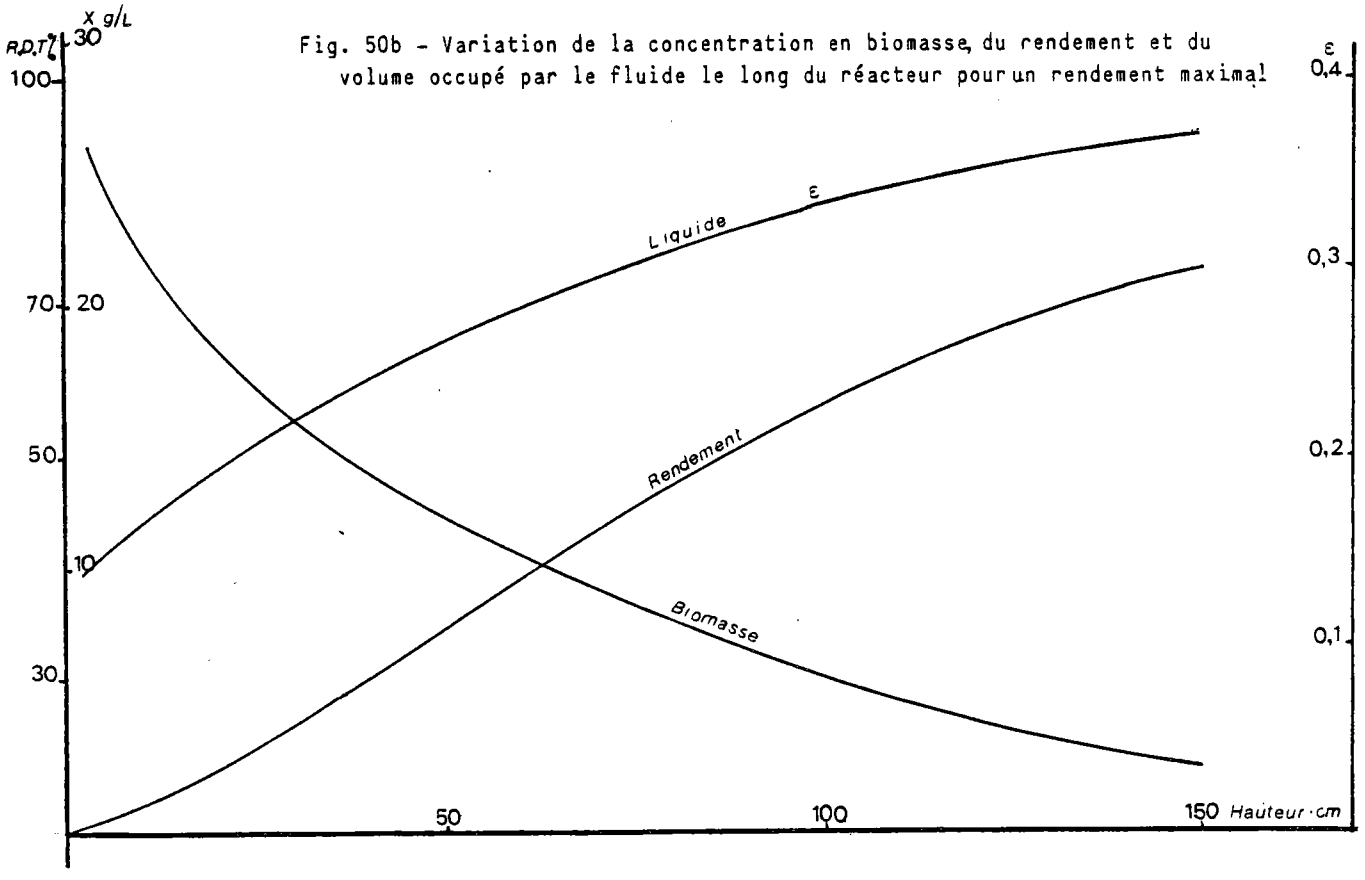


Fig. 50b - Variation de la concentration en biomasse, du rendement et du volume occupé par le fluide le long du réacteur pour un rendement maximal



V - 3.3 Détermination de l'exposant q :

Nous avons mentionné lors de l'introduction de la fonction de transfert ψ que l'exposant q sera utilisé pour ajuster les courbes théoriques à celles expérimentales.

Dans ce but, l'utilisation des résultats de plusieurs essais, nous a permis de retenir une valeur de q = 0,75. Pour avoir suffisamment de résultats, nous avons considéré que la relation empirique des rendements d'élimination des nitrates en fonction de la température, établie pour des températures comprises entre 10°C et 20°C, reste valable jusqu'à 25°C.

Ainsi, par exemple, pour un débit de 57 l/h, une concentration en nitrates à l'entrée du réacteur de 28 mg $N\text{-}NO_3^-$/l et en sortie de 2,6 mg $N\text{-}NO_3^-$/l, une perte de charge de 280 mmHg et une température de 20,6°C, l'extrapolation du rendement à une température de 25°C donne un rendement d'élimination des nitrates de 90,7 %.

L'application de ces résultats du modèle établi a permis, en variant la valeur de l'exposant jusqu'à avoir le même rendement que celui de cet exemple expérimental, de déterminer la valeur de q correspondante.

Ensuite, nous vérifions la validité du modèle dans le cas de l'exemple du suivi des caractéristiques le long de la colonne 2 (résultats reportés à la figure 29) lors de l'étude expérimentale de la dénitrification.

Les valeurs théoriques et expérimentales sont représentées à la figure 51. Nous constatons que la valeur de 0,75 retenue pour q, permet un bon ajustement des deux séries de valeurs.

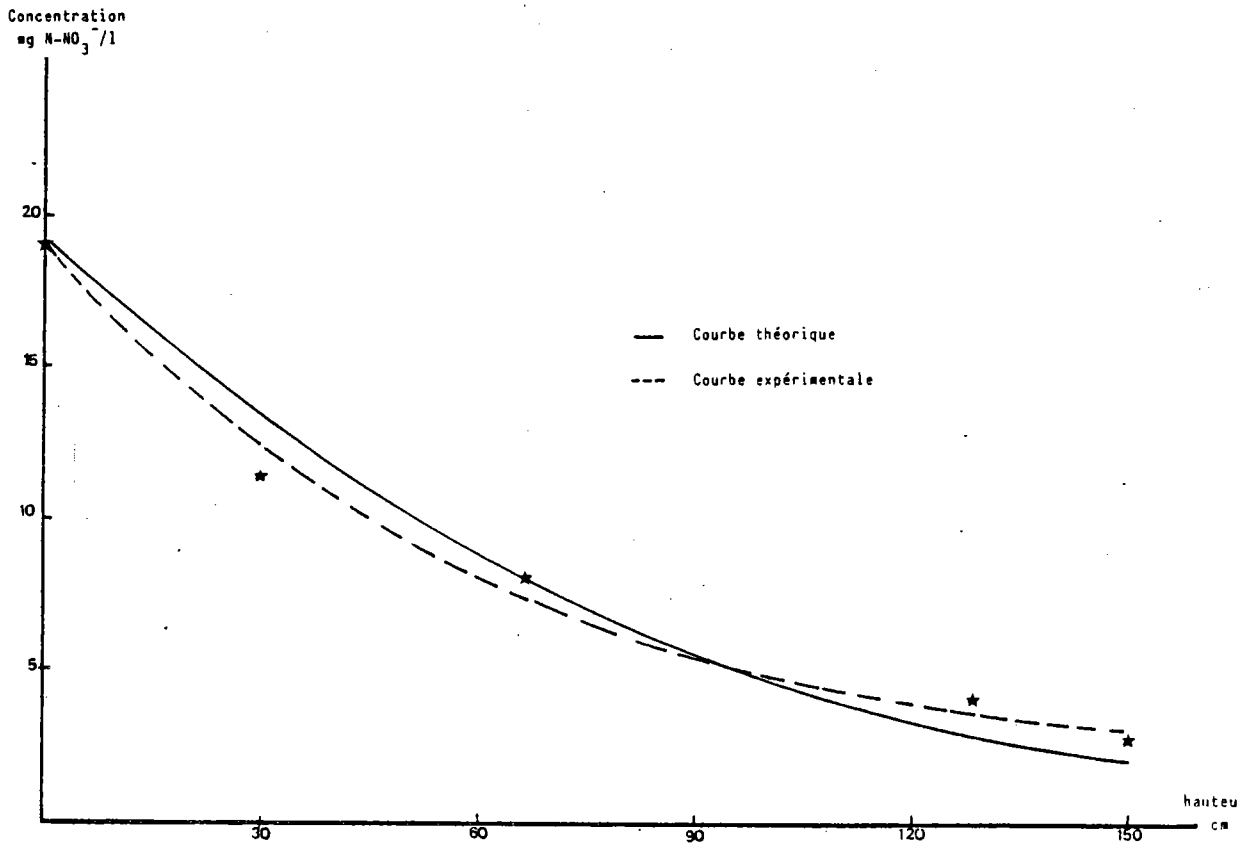


Fig. 51 - Comparaison du suivi expérimental et courbe théorique le long du réacteur

La validité du modèle étant établie, nous avons étudié en détail le cas typique d'une eau à traiter de concentration en nitrates 25 mg $N-NO_3^-$/l pour un débit d'alimentation de 100 l/h. L'évolution des différents paramètres : rendement en élimination des nitrates, débit de production du gaz, perte de charge et fractions de volume occupées par la biomasse et le liquide en écoulement, en fonction du temps et de la hauteur du réacteur, sont représentés graphiquement par les figures 52.

La figure 53, représente le suivi du front du colmatage du réacteur en fonction du temps et de ses conséquences sur le rendement.

Nous remarquons que la chute du rendement de dénitrification commence avant le colmatage effectif de certaines zones du garnissage.

Par ailleurs, cette figure montre la possibilité de suivi du rendement par celui de la perte de charge et du débit de gaz produit, en absence de toute perturbation.

Fig.52a - Débit de gaz en fonction de la hauteur dans le réacteur au bout de différentes durées de fonctionnement

Q = 100 L/H ; S(0) = 25 mg/l

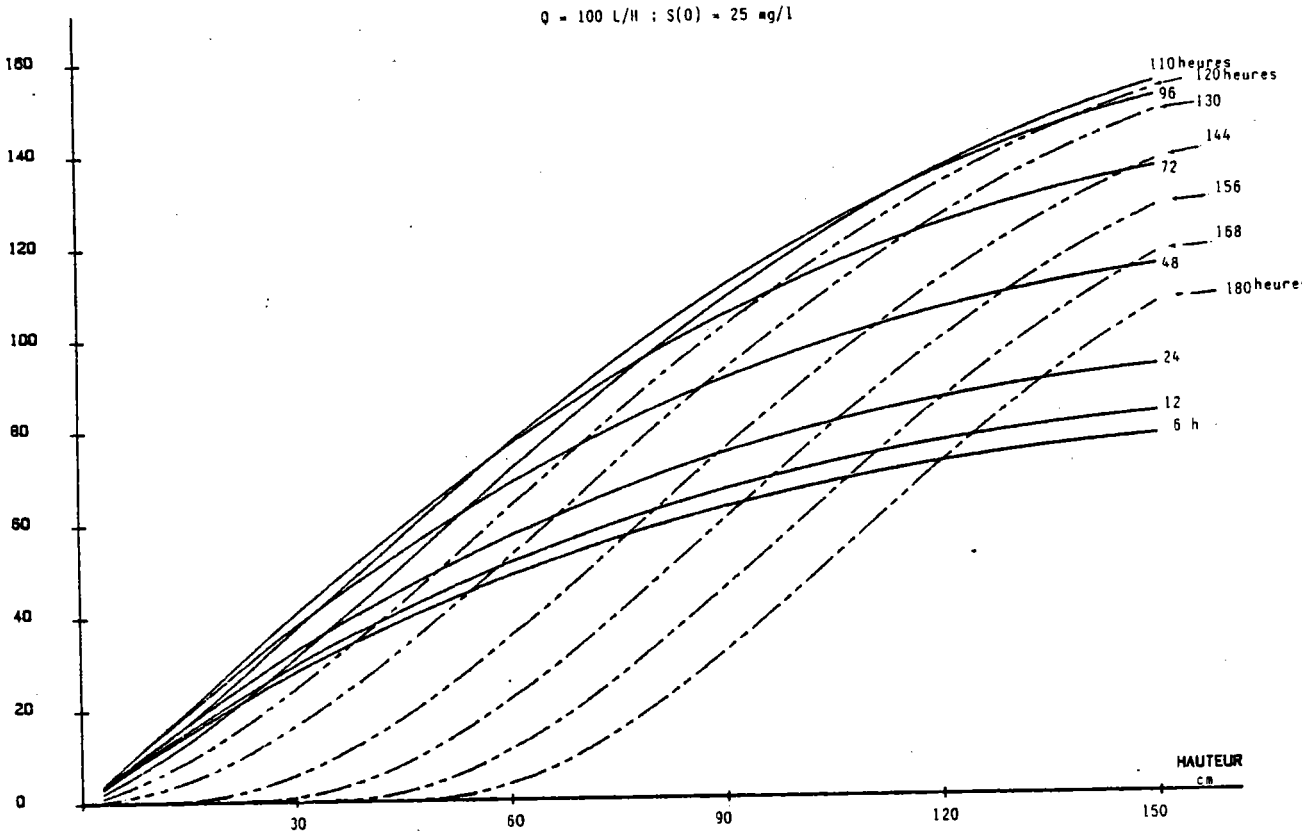
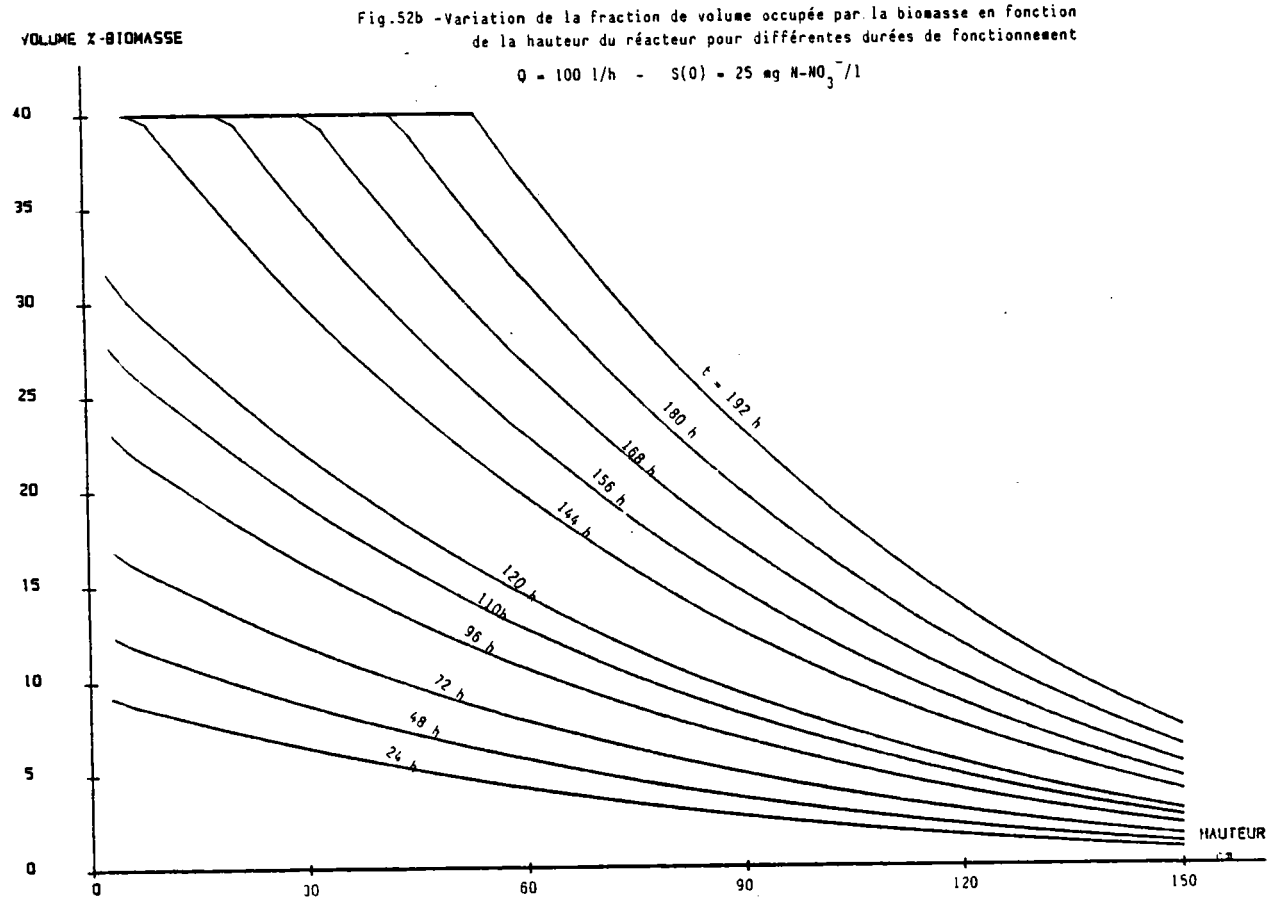


Fig.52b -Variation de la fraction de volume occupée par la biomasse en fonction de la hauteur du réacteur pour différentes durées de fonctionnement

Q = 100 l/h - S(0) = 25 mg $N\text{-}NO_3^-$/l



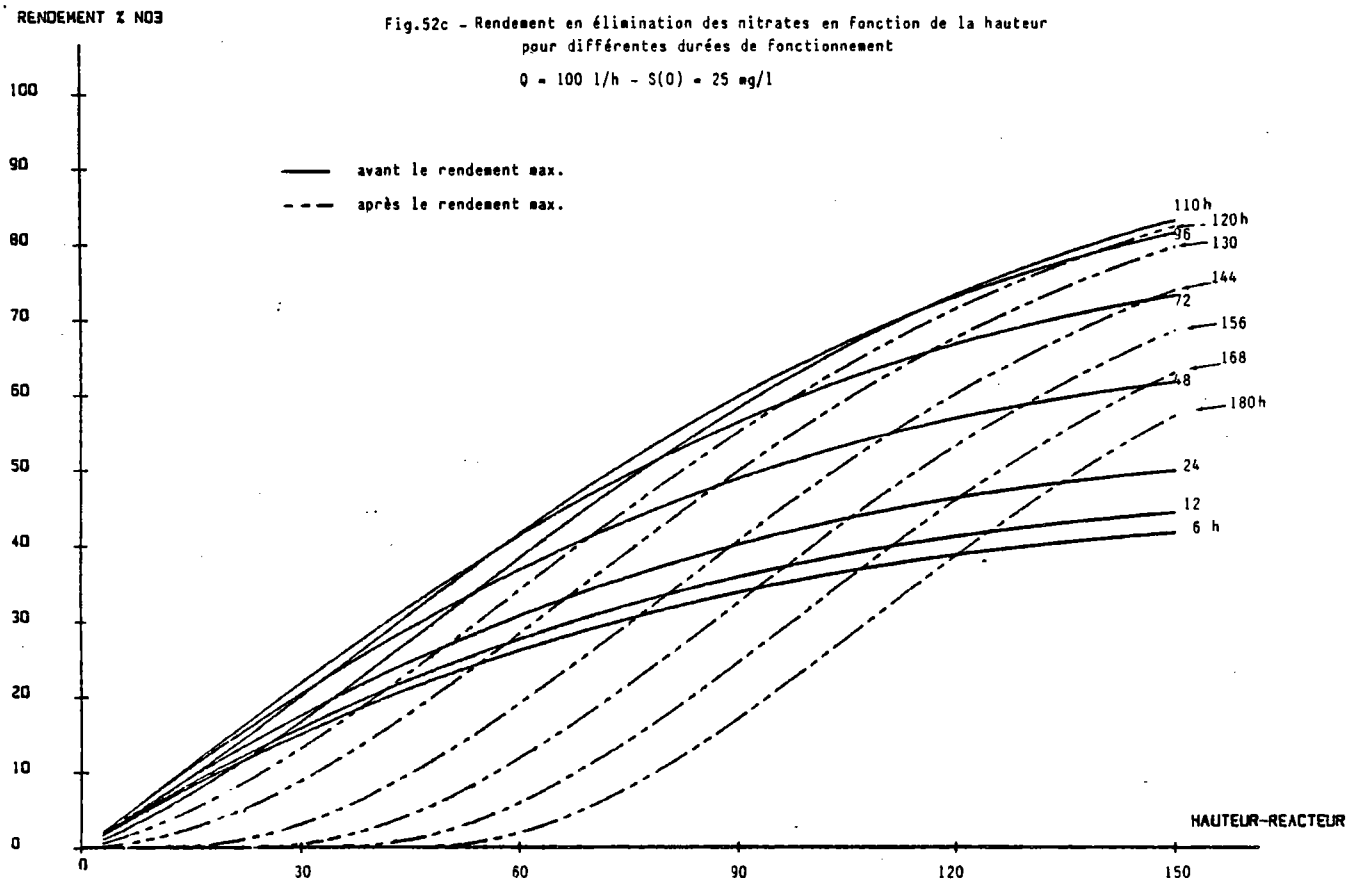


Fig.52c - Rendement en élimination des nitrates en fonction de la hauteur pour différentes durées de fonctionnement

Q = 100 l/h - S(0) = 25 mg/l

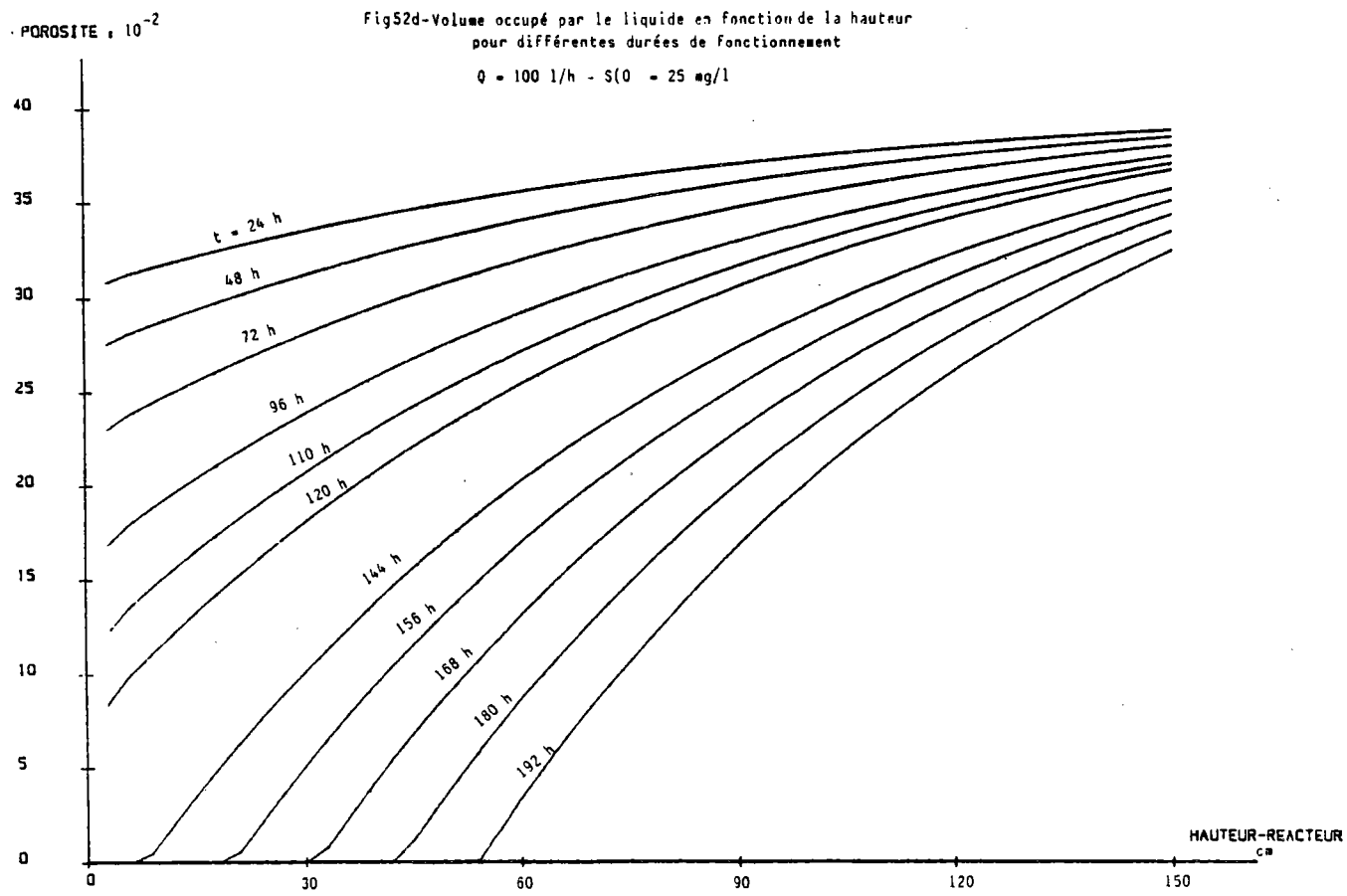


Fig52d-Volume occupé par le liquide en fonction de la hauteur pour différentes durées de fonctionnement

Q = 100 l/h - S(0 = 25 mg/l

Fig. 52c - Profil de la perte de charge sur la hauteur du réacteur au bout de différentes durées de fonctionnement

Q = 100 l/h - S(0) = 25 mg/l

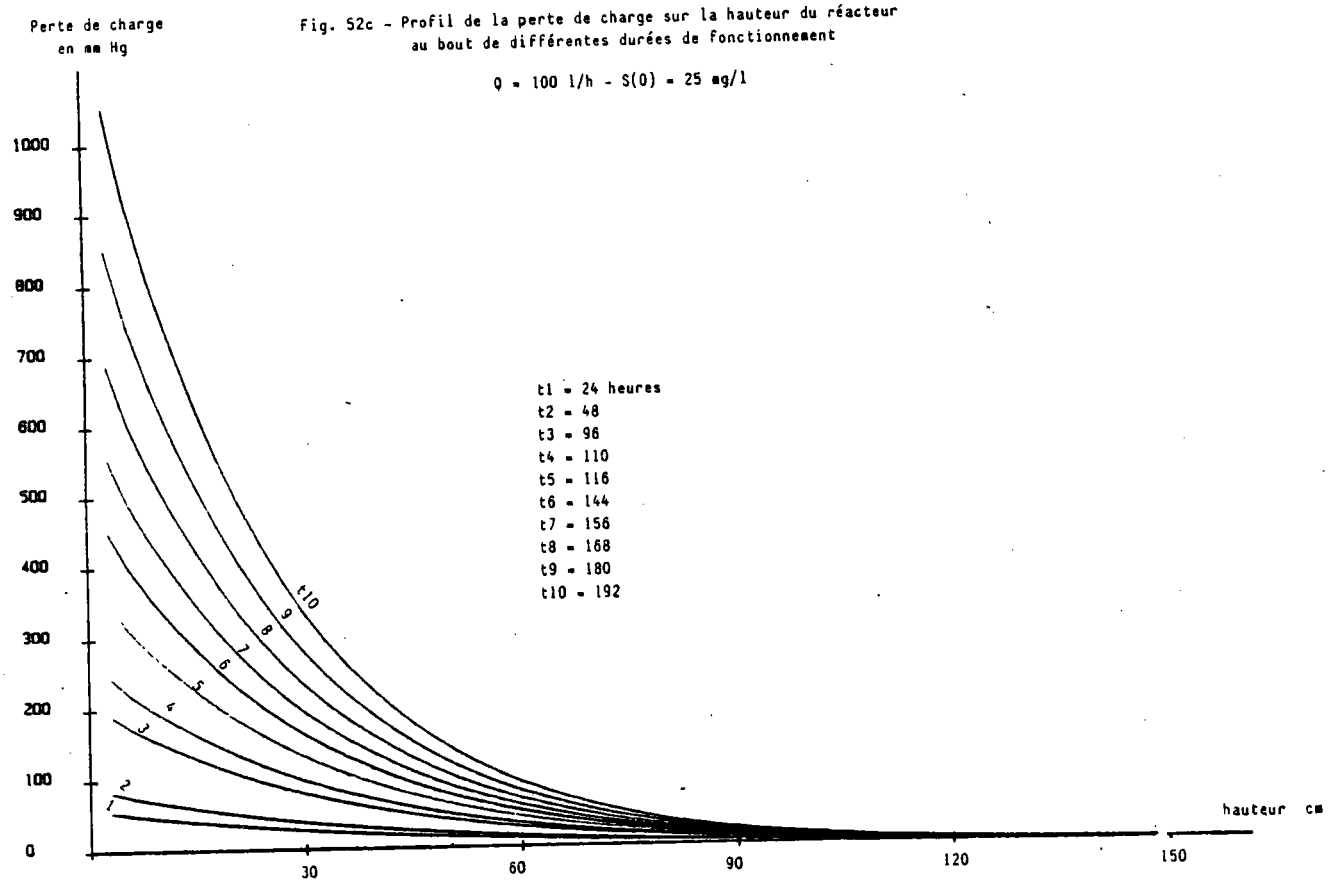
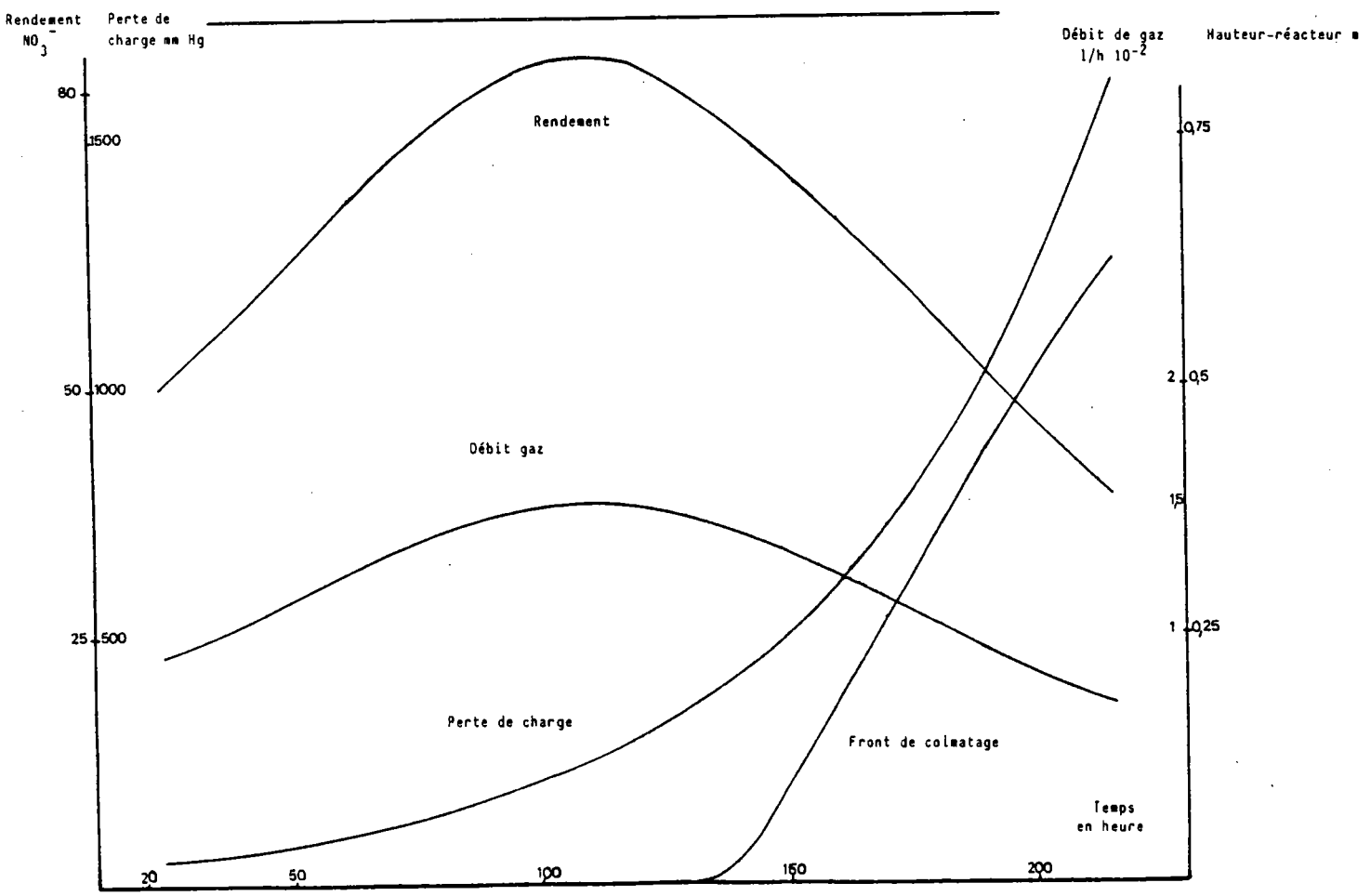


Fig. 53 - Suivis du rendement d'élimination de NO_3^-, de la perte de charge, du débit de gaz et du front de colmatage en fonction du temps



V - 3.4 Etude de la validité du modèle pour différentes charges

Afin de confirmer la validité du modèle établi, nous avons calculé les rendements d'élimination des nitrates correspondant à différentes charges et nous les avons comparés aux performances obtenues expérimentalement dans les mêmes conditions de fonctionnement.

Pour cela, nous avons exploré une gamme de concentrations en nitrates variant de 15 à 30 mg $N\text{-}NO_3^-$/l à l'entrée du réacteur et de débits d'alimentation de 50 à 120 l/h.

La perte de charge rapportée au débit unitaire étant fixée à la valeur de 2,47 mmHg.h/l, nous avons retenu parmi les résultats expérimentaux, ceux qui vérifient cette condition au niveau 1 du réacteur. De même, les rendements obtenus expérimentalement, sont extrapolés à une température de 25°C.

La figure 54, représente la comparaison des courbes théoriques et des valeurs expérimentales pour différentes charges. Nous constatons qu'il existe une concordance relativement bonne mais non parfaite, ce qui peut être attribué au fonctionnement non idéal du réacteur expérimental, ainsi qu'à des facteurs non contrôlés responsables de la dispersion des résultats.

La validité du modèle étant satisfaisante, nous pouvons établir les courbes théoriques (figure 55) des rendements d'élimination des nitrates en fonction de la vitesse de passage et du niveau au long du réacteur, et ceci pour différentes concentrations initiales en nitrates et une même perte de charge rapportée au débit de 2,47 mmHg.h/l.

Ces courbes permettront le dimensionnement ou la prévision des performances du réacteur à biomasse immobilisée dans le cas de la dénitrification d'eaux ne contenant pas de matières en suspension.

Nous constatons une grande sensibilité des rendements vis-à-vis de la concentration initiale en nitrates.

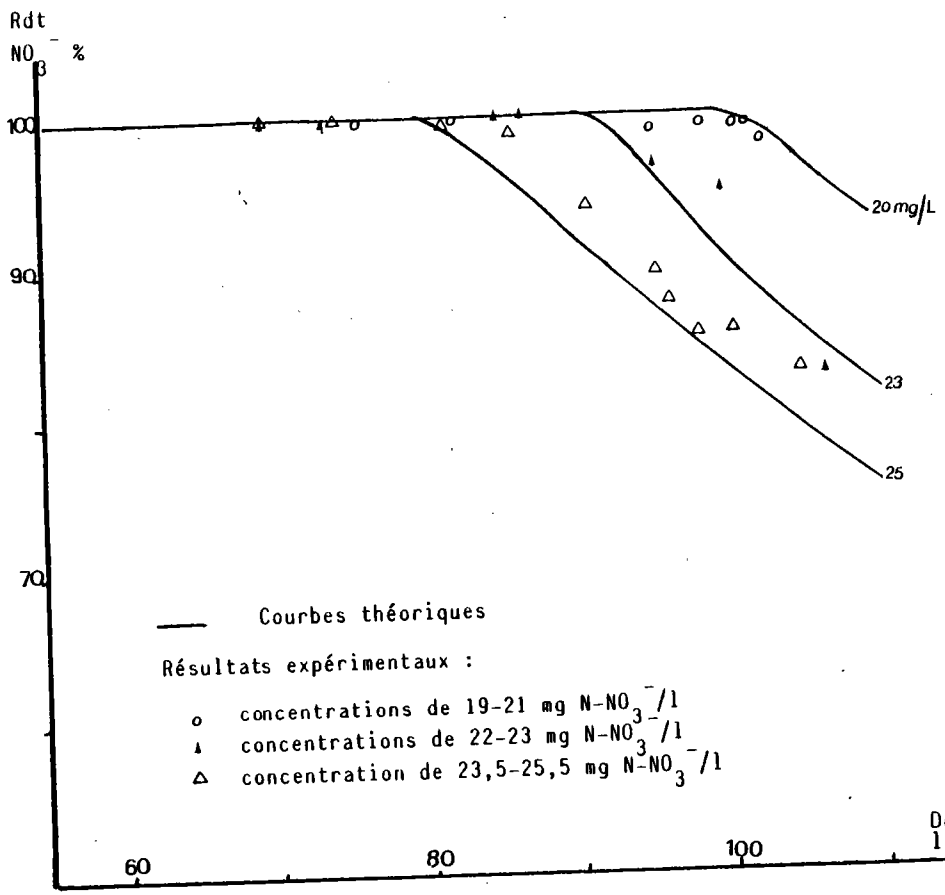


Fig. 54a - Comparaison des courbes théoriques et des résultats expérimentaux de la colonne II

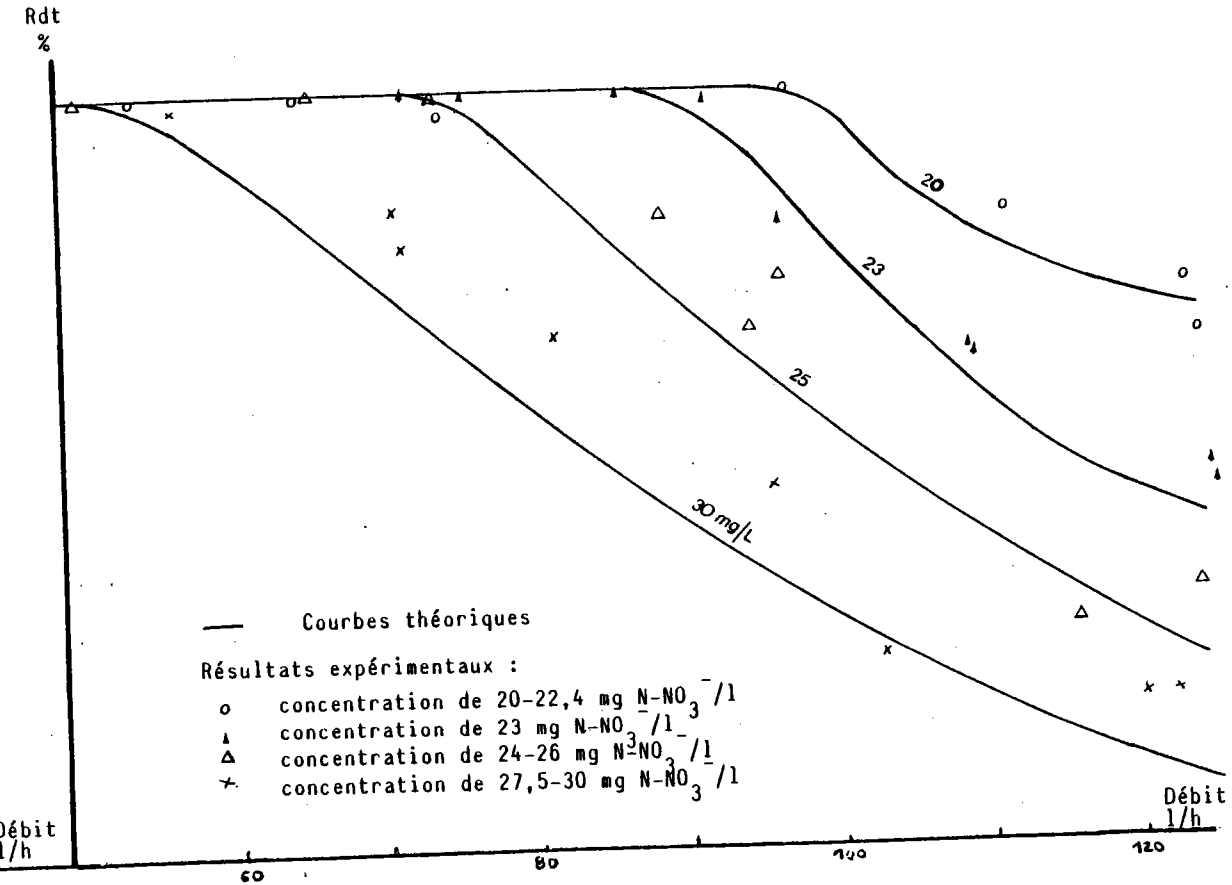


Fig. 54b- Comparaison des courbes théoriques et de résultats expérimentaux de la colonne I

Fig. 55a- Variation du rendement en fonction du débit et de la hauteur du réacteur pour des concentrations initiales de 15 et 20 mg $N\text{-}NO_3^-/l$

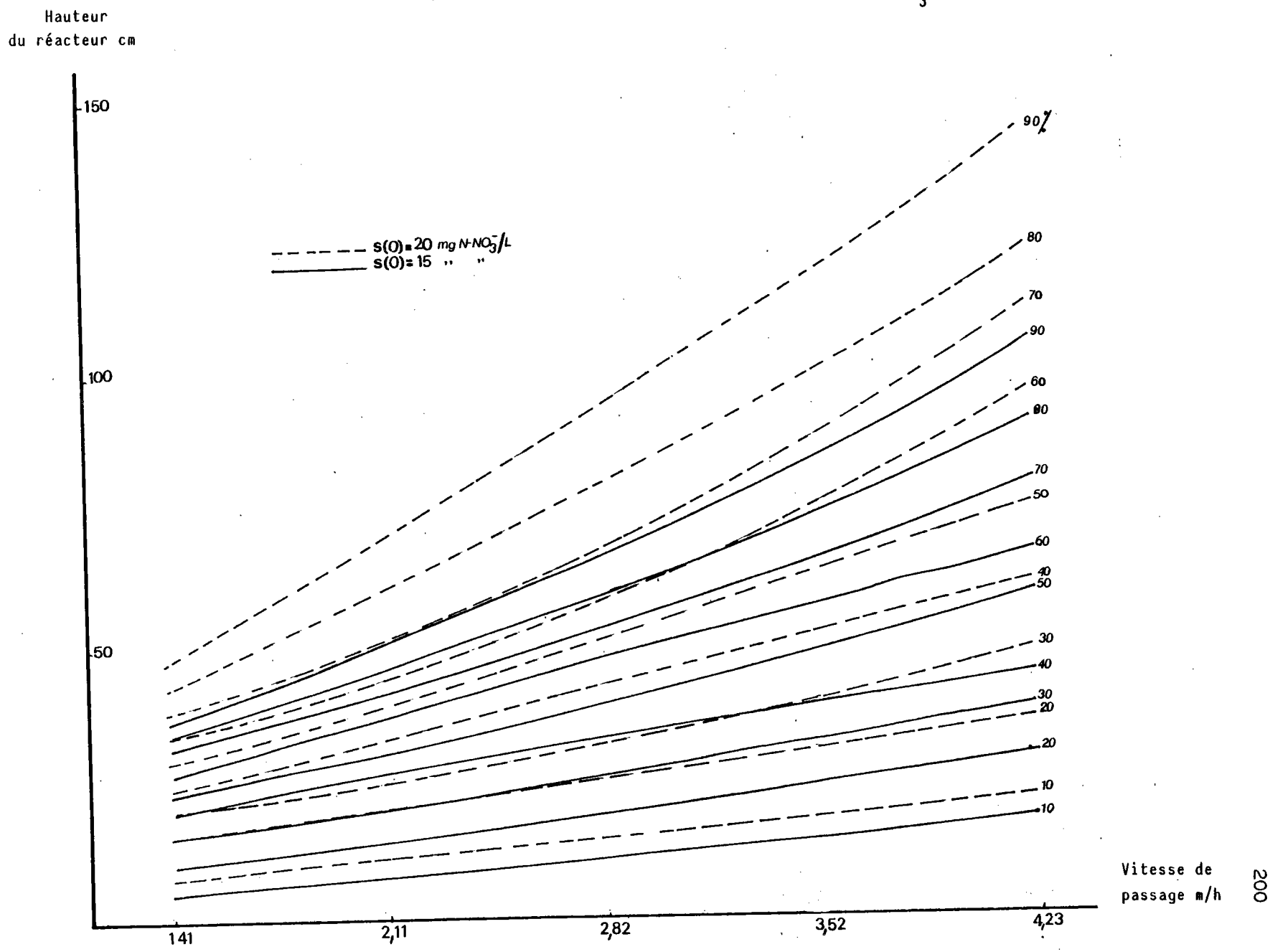


Fig. 55b- Variation du rendement en fonction de la hauteur du réacteur et du débit. Concentration initiale de 25 mg $N\text{-}NO_3^-/l$

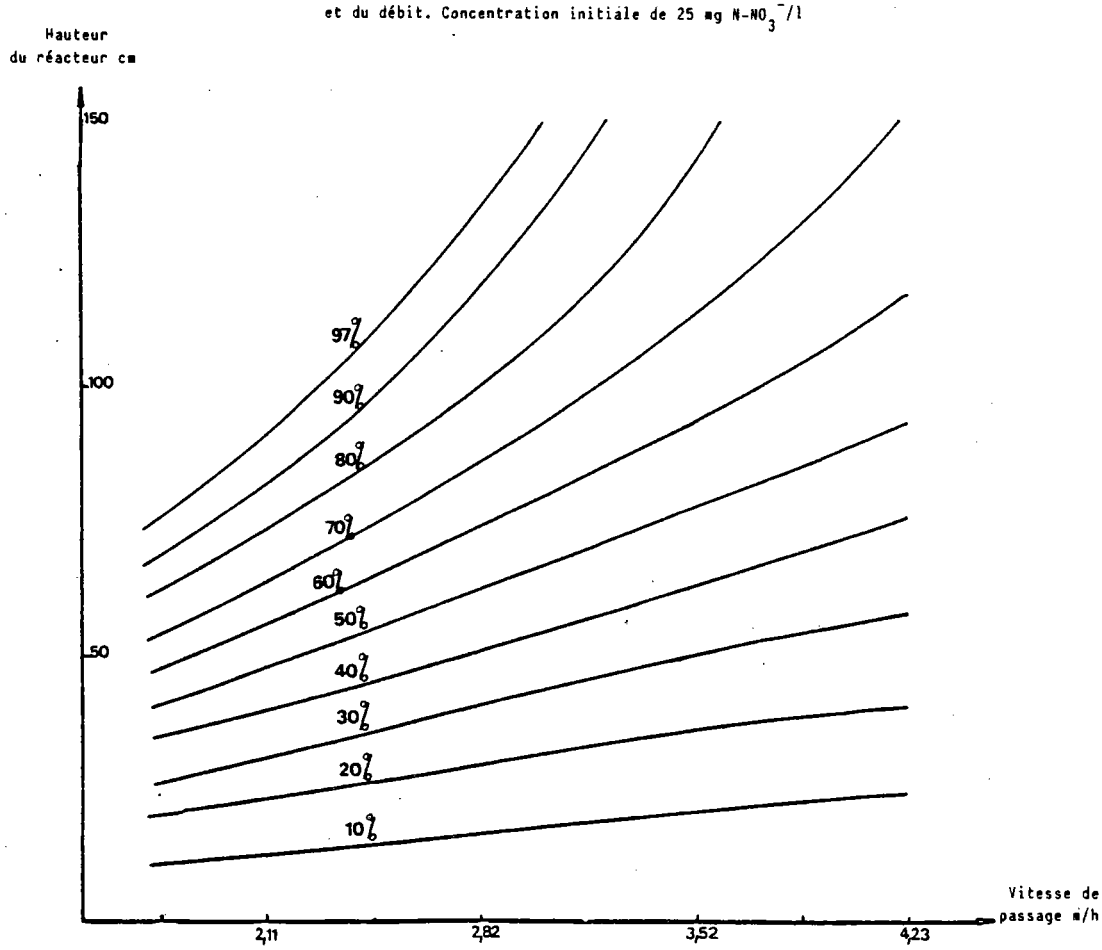
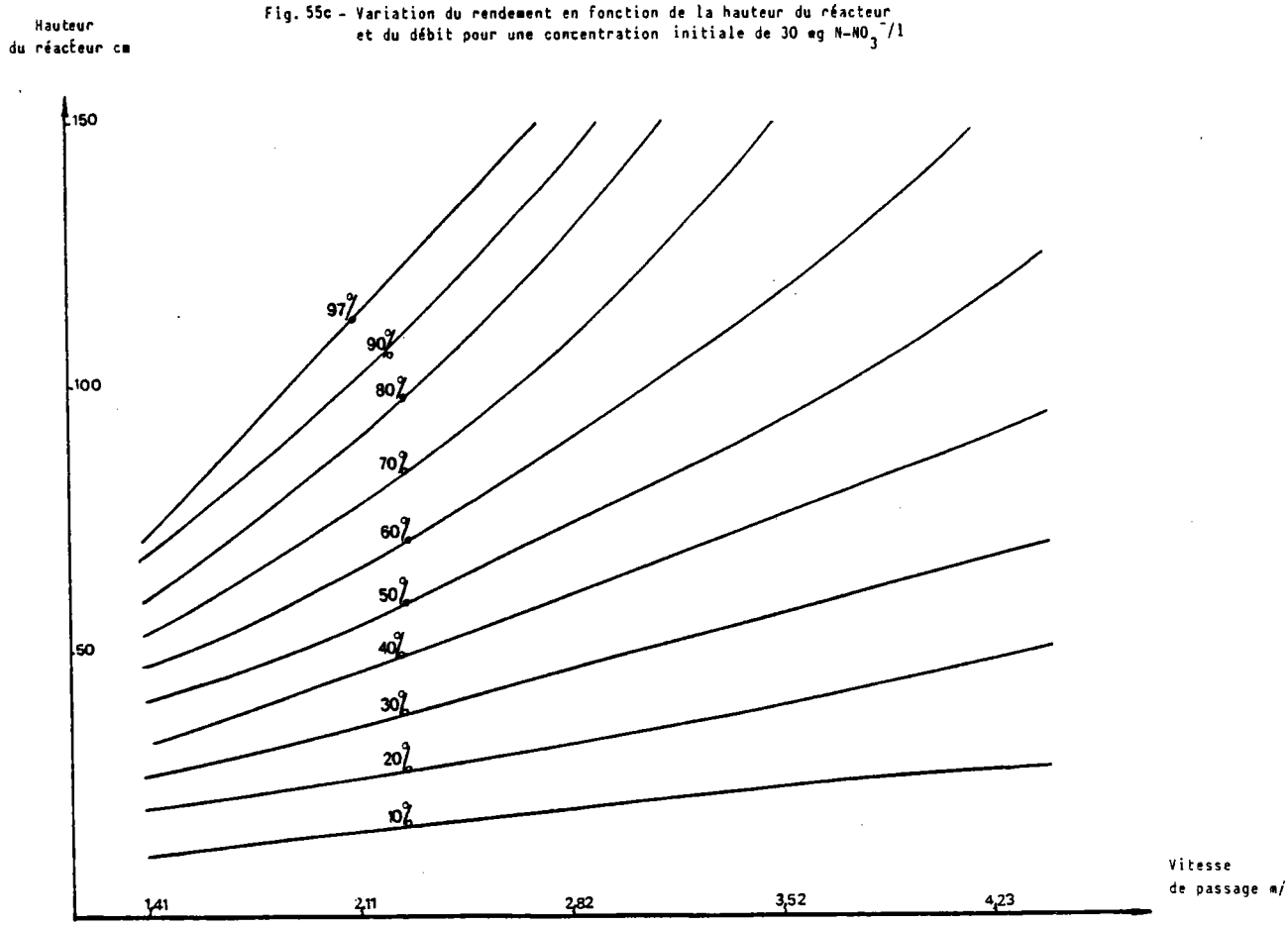


Fig. 55c - Variation du rendement en fonction de la hauteur du réacteur et du débit pour une concentration initiale de 30 mg $N\text{-}NO_3^-/l$



V - 4 Conclusion

L'assimilation du réacteur à biomasse immobilisée à des réacteurs élémentaires en mélange parfait placés en série a permis une approche théorique de son fonctionnement.

Ainsi, nous avons pu établir les équations qui régissent son évolution et de déterminer ses performances en dénitrification des eaux.

La résolution du système d'équations établi exige la connaissance des conditions initiales du traitement, essentiellement la répartition de la biomasse le long du réacteur. Nous avons défini celle-ci en considérant l'opération de l'ensemencement comme la filtration dans la masse d'une suspension de biomasse.

Devant la croissance de la quantité de la biomasse dans les réacteurs élémentaires et de ses conséquences sur le taux de consommation du substrat, nous avons introduit, en négligeant l'autocurage, une fonction de consommation du substrat qui ne dépend que de la concentration en biomasse.

Cette fonction a permis d'approcher les variations du rendement de dénitrification résultant de la mauvaise répartition du fluide en écoulement dans un réacteur élémentaire par suite du colmatage de celui le précédant.

Puisque les traitements mis en oeuvre avec le R.B.I. comportent une production de gaz, nous en avons tenu compte dans les équations de fonctionnement, en ne considérant que son influence sur la répartition du volume du réacteur élémentaire. Il s'est avéré -dans le cas de la dénitrification- que le volume occupé par le gaz produit reste négligeable, ce qui justifie notre hypothèse initiale. Le débit de gaz produit n'a donc pas d'influence sur l'échange substrat-biomasse.

La résolution des équations de fonctionnement n'est rendue possible que par des simplifications résultant de la spécificité du traitement considéré.

Ceci a permis, dans le cas de la dénitrification, d'atteindre une concordance entre résultats expérimentaux et prévisions théoriques pour les mêmes conditions de fonctionnement.

L'étude de l'influence de la variation de la vitesse de passage et de la concentration en nitrates à l'entrée du réacteur, a conduit à des courbes permettant le dimensionnement et la prévision des performances du R.B.I. pour la dénitrification des eaux.

Il était donc possible d'approcher le fonctionnement réel du réacteur à biomasse immobilisée par l'introduction de paramètres et des constantes facilement déterminables.

NOMENCLATURE DU MODELE

a = constante (T^{-1})

b = constante (sans dimension)

d = diamètre des billes (L)

D = taux de dilution T^{-1}

D_H = coefficient de diffusion $L^2.T^{-1}$

H = perte de charge $M.L^{-1}.T^{-2}$

K = taux de maintenance T^{-1}

K_o = coefficient de filtration L^{-1}

K_S = concentration en substrat pour $\frac{\mu_o}{2}$: $M.L^{-3}$

L = hauteur du réacteur : L

m_1, m_2 = constantes sans dimension

n_1, n_2 = constantes sans dimension

N = nombre de réacteurs élémentaires

P_a = pression atmosphérique $M.L^{-1}.T^{-2}$

P_n = pression dans le réacteur n : $M.T^{-1}.T^{-2}$

Q = débit de l'ensemencement : $L^3.T^{-1}$

Q_o = débit d'alimentation-traitement : $L^3.T^{-1}$

Q_G = débit de gaz produit : $L^3.T^{-1}$ à la pression atmosphérique

q = exposant sans dimension

R = section totale du réacteur : L^2

R' = section réelle de passage : L^2

S = concentration en substrat : $M.L^{-3}$

S_o = concentration en substrat à l'entrée du R.B.I. : $M.L^{-3}$

t = temps de traitement : T

t_1 = temps d'ensemencement : T

V_G = volume de gaz produit : L^3

v = vitesse de passage réelle : $L.T^{-1}$

v_1 = vitesse de passage à l'ensemencement en fût vide : $L.T^{-1}$

v_n = vitesse de passage au traitement en fût vide : $L.T^{-1}$

X = concentration en biomasse (matières sèches) : $M.L^{-3}$

X_o = concentration en biomasse dans la suspension à l'ensemencement : $M.L^{-3}$

X_1 = concentration en biomasse à la fin de l'ensemencement : $M.L^{-3}$

Y = coefficient de croissance (sans dimension)

Z = côte le long du réacteur : L

dV_L = volume occupé par le liquide : L^3

dV_B = volume occupé par la biomasse : L^3

ε_o = porosité initiale

ε = fraction de volume occupée par le liquide

α = fraction de volume occupée par la biomasse

β = fraction de volume occupée par le gaz

ν = fonction de consommation

α = taux de production de gaz par rapport au substrat consommé : $L^3.M^{-1}$

ρ = concentration maximale en biomasse (matières sèches) : $M.L^{-3}$

η = viscosité dynamique : $M.L^{-1}.T^{-1}$

τ = âge de rétention : T

μ = taux de croissance : T^{-1}

μ_o = taux de croissance maximale : T^{-1}

λ = $150 \cdot \frac{(1-\varepsilon_o)^2}{\varepsilon_o^3 \cdot d^2} \cdot \eta$

CONCLUSION GENERALE

Au cours de notre recherche, nous avons cherché à déterminer les performances d'un nouveau type de réacteur à biomasse "immobilisée" pour les traitements en dénitrification et en méthanisation des substrats organiques dissous.

Les performances obtenues pour ces deux traitements, anoxique et anaerobie , ayant respectivement cinétique bactérienne rapide et lente, et assurant une production de biogaz, ont montré et confirmé l'intérêt de ce type de réacteur dans une large gamme de fonctionnement.

L'étude de la dénitrification des eaux à potabiliser, montre que les rendements en élimination des nitrates peuvent atteindre des valeurs de 94 % pour une assez large gamme de charge allant de 0,8 à 4 kg $N-NO_3^-$/m3/j.

Néanmoins, nous avons constaté que ces performances dépendent essentiellement de la température, ce qui nous a amené à établir une formule empirique liant le rendement d'élimination des nitrates à la température de fonctionnement. Il s'est avéré que les facteurs qui détermineront le dimensionnement du procédé ne sont pas les concentrations en nitrates, mais celles en azote nitreux à la sortie du réacteur ainsi que les valeurs atteintes par la perte de charge du fait du colmatage du réacteur par augmentation de la quantité de la biomasse retenue. Le suivi de la perte de charge en fonction du temps et le long du réacteur, montre que son évolution au cours d'un cycle de fonctionnement présente une analogie avec la croissance bactérienne en discontinu et qu'elle permet de déterminer la répartition et de suivre l'évolution de la biomasse, de même que la prévision des lavages périodiques du réacteur.

Le principe même du R.B.I., à savoir l'immobilisation de biomasse sans fixation au matériau granulaire, a été confirmé lors des opérations d'autopsie des colonnes après leur arrêt définitif. Celles-ci ont montré que la concentration en biomasse fixée pouvait être négligée devant celle immobilisée.

Quant aux performances obtenues lors de l'étude de la méthanisation, à une température de 35°C, elles dépendent de la nature du substrat organique dissous dans l'effluent à traiter.

Aussi, les rendements en élimination de la D.C.O. avec le lactosérum s'avèrent meilleurs qu'avec des solutions sucrées, et ils peuvent atteindre 87 à 92 % pour des charges de 2 à 12 kg DCO/m3/j pour une température de 35°C, avec une production de gaz allant de 2,5 à 3,5 m3 dont 67 % de méthane, par m3 du volume total du réacteur et par jour.

Le réacteur à biomasse immobilisée manifeste une bonne stabilité lors de diverses perturbations comme l'arrêt momentané de l'alimentation et l'augmentation de la concentration en DCO.

Par contre, une chute des performances est provoquée par l'augmentation du débit ou par la diminution de la température de 35°C à 18°C, sans pour autant compromettre le fonctionnement du réacteur. Toutefois aux basses températures le réacteur devient très sensible à toute perturbation.

Si une plus grande rétention de biomasse constitue l'un des avantages de ce type de réacteur, on rencontre des problèmes de colmatage, même en méthanisation où la production de biomasse est faible, imposant des lavages périodiques.

Ces opérations de lavage permettent un renouvellement de la biomasse et l'élimination des chemins préférentiels mais provoquent des perturbations de fonctionnement et des difficultés de rétablissement des bonnes performances immédiatement après chaque lavage.

L'étude de la distribution du temps de séjour a permis de décrire l'écoulement dans le réacteur et de suivre son évolution dans le temps.

Ainsi parmi les modèles d'écoulement classiques, celui des mélangeurs en cascade paraît le plus représentatif du comportement de la totalité du réacteur en présence de biomasse, que se soit en dénitrification ou en méthanisation.

Cet acquis et le fait que la biomasse soit immobilisée et non fixée, ont permis d'approcher théoriquement le fonctionnement de ce type de réacteur.

En quantifiant l'opération d'ensemencement et en introduisant une fonction de consommation dans les bilans du substrat et de la biomasse, nous avons pu établir un modèle permettant d'approcher le fonctionnement réel du réacteur à biomasse immobilisée.

L'application du modèle ainsi établi, dans le cas de la dénitrification, a montré une bonne concordance avec les résultats expérimentaux obtenus dans de mêmes conditions de fonctionnement.

Les résultats montrent la nécessité de mettre au point des procédures de lavage ménagé, permettant de maintenir à un niveau prédéterminé les performances du R.B.I. au cours de cycles successifs de fonctionnement. La technologie du procédé demeure donc largement perfectible.

Exception faite du cas des lits fluidisés, les performances obtenues par leR.B.I. en dénitrification se situent parmi les meilleures de celles des procédés existants ou étudiés.

Par contre, bien que les performances du R.B.I. en méthanisation soient nettement meilleures que celles des procédés anaerobies mettant en oeuvre une biomasse en suspension, elles se situent au même niveau que celles revendiquées pour les procédés à lit bactérien immergé à garnissage plastique et sont nettement inférieures à celles des lits fluidisés.

Il n'empêche que le réacteur à biomasse immobilisée, permet un temps de séjour nettement plus faible que pour les autres procédés et ceci, sans nécessité de recyclage.

Ces remarques générales doivent s'apprécier en tenant compte de la difficulté d'effectuer des comparaisons entre les différents procédés, compte tenu de la variation des substrats utilisés et de l'absence d'études technico-économiques.

En définitive, nos travaux nous ont permis de participer au développement d'un nouveau type de réacteur biologique en mettant en oeuvre les méthodes et techniques de la microbiologie industrielle et du génie chimique pour aboutir à des résultats originaux en matière de connaissances et modélisation du fonctionnement des réacteurs. Ces concepts ont pu être validés par voie expérimentale avec une exactitude satisfaisante compte tenu de la complexité des phénomènes concernés et de la difficulté d'en connaître et maîtriser tous les facteurs.

B I B L I O G R A P H I E

AGUWA A.A

Estimation of effective intraparticule diffusion coefficients with differential reactor columns.
J. Wat. Poll. Control. Fed., 56, 442-448, 1984

ALLEMAN J.E. and IRVINE R.L.

Storage -induced denitrification using sequencing batch reactor operation.
Wat. Res., 14, 1483-1488, 1980

ANDREWS J.F.

Dynamic model of the anaerobic digestion process.
J. Sanitary Eng. Div. Proc. Am. Soc. Civil Eng. 95, SAI, 95, 1969.

ATKINSON B.

Biochemical Reactors Pion Limited - London, 1974.

AUDIC J.M., FAUP G.M. et NAVARRO J.M.

Specific Activity of Nitrobacter through attachment on granular media.
Wat. Res., 18, 745-750, 1984.

BAUMANN E.R.

Optimization of deep bed filters.
The scientific basis of filtration, ed. par IVES J.K., 1975.

BERNARD J.
"Stations d'épuration d'eaux urbaines : la digestion anaérobie".
Document Technique Degrémont R16. Janv. 1978.

BETLACH M.R. et TIEDJE J.M.

Kinetic explanation for accumulation of nitrite, nitric oxide, and nitrous oxide during bacterial denitrification.
App. Environm. Microbiol., 42, 1074-1084, 1981.

BORCHARDT B.

Anaerobic phase separation by dialysis Technique.
in "Anaerobic Biological Treatment Process". F.G. POHLAND.
Advances in chemistry serie 105, 123-152, 1971.

BOSMAN J., EBERHARD A.A. et BASKIR C.I.

Denitrification of a concentrated nitrogenous industrial effluent using packed column and fluidized bed reactors.
Prog. Wat. Techn., 10, 297-308, 1978.

BOULENGER P. et AUDOIN L.

Utilisation des lits bactériens à garnissage, nouvelle formulation.
Rapport interne IRCHA, 1980.

BREZONIK P.

Denitrification in natural waters.
Conference on Nitrogen as a water pollutant, IAWPR, Denmark, August 1975.

BRYANT J.W.

The microbiology of anaerobic degradation and methanogénis with spécial reference to sewage .
in Microbial energy conversion ed. by H.G. SCHELGEL and BARNEA.
Pergamon Press., 107-115, 1977

BUHR H.O. et ANDREWS J.F.

"Review Paper. The thermophilic anaerobic digestion process".
Wat. Res., 11, 129-143, 1977.

CHRISTENSEN M.H. et HARREMOES P.

A literature review of biological denitrification of sewage.
Conférence on Nitrogen as a water pollutant, IAWPR, Denmark, August 1975.

COLIN F.

Rapport I.R.H., RH 81-106, 1981.

COLIN F.

Rapport I.R.H., RH 84-210, 1984.

COLIN F., GERARD J.M., NAJI S., VAUTRIN A.

Rapports I.R.H., RH 84-38 et RH 84-64, 1983.

COLLINSON B.

Pilot - plant study of denitrification using a submerged sand filter at Rye Meads sewage works.
Wat. Pollut. Control, 73, 685-692, 1974.

COONEY C.L. et al.

Biotech. et Bioeng. vol. XIX, p. 55, 1977.

DANCKWERTS P.V.

Continuons flow systems,
in Insights into chemical engineering, 219-230, Pergamon Press, 1981.

DAVIES T.R.

Isolation of bacteria capable of utilizing-methane as a hydrogen donor in the process of denitrification.
Wat. Res., 6, 575-579, 1972.

DAVIES T.R. et TOERIEN D.F.

Population description of a denitrifying microbial system.
Wat. Res., 5, 553-564, 1971.

DAWSON R.N. et MURPHY K.L. 1972, cités par PAINTER 1975.

DELWICHE C.C.

1956, cité par BREZONIK, 1975.

DEMEYER A. et al.

"La conversion bioenergétique du rayonnement solaire et les biotechnologies".
Edt. Technique et Documentation 1981.

DE RENZO D.J.

"Energy from bioconversion of waste materials"
Edit. par NOYES DATE CORPORATION, 1977.

DEWALLE F.B. et CHIAN E.S.K.

Kinetics of substrate removal in a completely mixed anaerobic filter.
Biotechn. Bioeng., 18, 1275-1295, 1976.

DO D.D.

Enzyme immobilization in porous solid supports-penetration of immobilized enzyme.
Biotechn. Bioeng., 16, 1032-1037, 1984.

DOOD D.J.R. et BONE D.H.

Nitrate reduction by denitrifying bacteria in single and two stage continuous flow reactors.
Wat. Res., 9, 323-328, 1975.

DUNN G.M., HERBERT R.A. et BROWN C.M.

Influence of oxygen tension on nitrate reduction by a Klebsiella sp. growing in chemostat culture.
Journal of General Microbiology, 112, 379-383, 1979.
J. Gen. Microbiol., 112, 379-383, 1979.

EL MALEH S., LABAQUERE H. et BEN AIM R.

Biological filtration through a packed column.
Wat. Res., 12, 41-45, 1978.

ENGBERG D.J. et SCHROEDER E.D.

Kinetics and stoechiometry of bacterial denitrification as a fonction of cell residence time.
Wat. Res., 9, 1051-1054, 1975.

GAID K., MARTIN G et MOREAUD H.

Dénitrification autotrophique sur un mélange soufre-carbonate.
T.S.M. L'Eau, 75, 39-42, 1980.

GHOSH S., CHYNOWETH D.P., PACKER M.L., SEDZIELARZ F.S., ROESS A.C. et VAN RYZIN E.M.

"Anaerobic Processes"
J. Wat. Poll. Control Fed., 50, 2388-2410, 1978.

GRASMICK A., EL MALEH S. et BEN AIM R.

Théorie de l'épuration par filtration biologique immergée.
Wat. Res., 13, 1137-1147, 1979.

GRASMICK A., EL MALEH S. et BEN AIM R.

Etude expérimentale de la filtration biologique immergée.
Wat. Res., 14, 613-626, 1980.

HANSSON G.

Effects of carbon dioxide and methane on methangenesis.
European J. Appl. Microbiol. Biotechnol., 6, 351-359, 1979.

HAWKES D.L.

"Energy production from Anaerobic Digestion"
in Anaerobic Digestion. Applied Science Publishers.
LTD London, 130-150, 1979.

HAYES T.D. et THEIS T.L.

"The distribution of heavy metals in anaerobic digestion".
J. Wat. Poll. Control Fed., 61-72, jan. 1978.

HERZIG J.P. et LE GOFF P.

Le calcul prévisionnel de la filtration à travers un lit épais.
Chimie et industrie, Génie chimique, 104, 2337-2346, 1971.

HERZIG J.P. et LE GOFF P.

Le calcul prévisionnel de la filtration à travers un lit épais.
Chimie et industrie, Génie chimique, 104, 2477-2484, 1971.

HICKEY R.F. et OWENS R.W.

Methane generation from high - strength industrial wastes with
the anaerobic biological fluidized bed.
Biotech. Bioeng., 11, 399-413, 1981.

HOBSON P.N. et al.

Anaerobic digestion of organic matter.
CRC Crit. Rev. Env. Control, 4, 131-191, 1974.

IVES J.K.

The scientific basis of filtration, ed. IVES J.K., 1975.

JENKINS D.

The analysis of nitrogen forms in waters and wastewaters.
Conference on Nitrogen as a water pollutant, IAWPR, Denmark 1975.

JENNINGS P.A. et al.

Theoretical model for a submerged biological filter.
Biotech. Bioeng., 17, 1249-1273, 1976.

JEWELL W.J., SWITZENBAUM M.S. et MORRIS J.W.

Municipal waste water treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process.
J. Wat. Poll. Control Fed., 53, 482-490, 1981.

KIESOW L.A.

1972, cité par SHARMA, 1977.

KLAPWIJK A., VAN DER HOEVEN J.C. et LETTINGA G.

Biological denitrification in an upflow sludge blanket reactor.
Wat. Res., 15, 1-6,1981.

KRUL J.M. et VEENINGEN

The synthesis of the dissimilatory nitrate reductase under aerobic conditions in a number of denitrifying bacteria, isoled form activated sludge and drinking water.
Wat. Res., 11, 39-43, 1977.

KUBIAK C.

La méthanisation des résidus organiques.
Mémoire fin d'étude, E.S.T.T.A. - ANRED,

KUGELMAN K.

Toxicity, Synergism, and Antagonism in Anaerobic Waste Treatment Processes.
in Anaerobic biological Treatment Processes.
Advances in chemistry series 105, 1971.

KUGELMAN R. et Mc CARTY L.

"Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment".
J. Wat. Poll. Control. Fed., 97-115, 1965.

LAGRANGE B.

"Biométhane".
Tome 1 : une alternative crédible
Tome 2 : principes - techniques - utilisations
EDISUS/énergies alternatives, 1979.

LAWRENCE W. et Mc CARTY L.

Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment.
J. Wat. Poll. Control Fed., 41, R1-R17, 1969.

LAWRENCE W. et Mc CARTY L.

"The role of sulfide in preventing heavy metal toxicity in anaerobic treatment".
J. Wat. Poll. Control Fed., 37, 392-409, 1965.

LEE E.J., DE WITT K.J., BENNET G.F. et BROCKWELL J.L.

Investigation of oxygene transfer to slime as a surface reaction.
Wat. Res., 10, 1011-1017, 1976.

LETTINGA G.

The application of anaerobic digestion to industrial Pollution Treatment .
Anaerobic Digestion, ed. STAFFORD, 167-186, 1979.

LETTINGA G., VAN DER GEEST A. HOBMA S. et LANN J.V.D.

Anaerobic treatment of methanolic wastes .
Wat. Res., 13, 725-738, 1979.

LEVENSPIEL O.

Chemical reaction Engineering. Edit. John Wiley et Sons inc., 1976.

LEYVAL C.

Application des méthodes de génie chimique à la caractérisation du réacteur à biomasse immobilisée.
Rapport interne I.R.H., 1983.

MAQSOOD R. et BENEDEK A.

Low temperature organic removal and denitrification in activated carbon columns.
J. Wat. Poll. Control Fed., 49, 2107-2117, 1977.

MARTIN G., LEBLANC C. et DEBOUCHAUD A.

Etude de la cinétique de la dénitrification biologique à l'aide de l'éthanol.
J. Fr. Hydrol., 8, 123-132, 1977.

MATSUMOTO L.T.

Effect of Heavy metals on Anaerobic sludge digestion .
Technol. Rep. Tohoku - Univ. (Jap.) 43, 173-178, 1978.

Mc CARTY L.

Kinetics of fermentation in anaerobic treatment.
J. Watt. Poll. Control Fed., R1-417, 1980.

Mc CARTY L. et Mc KINNEY R.E.

"Salt toxicity in anaerobic digestion".
J. Watt. Poll. Control Fed., 33, 399-407, 1961.

Mc CARTY L. et Mc KINNEY R.E.

"Volatile acid Toxicity in Anaerobic Digestion"
J. Wat. Poll. Control Fed., 33, 223-232, 1961.

MOORE S.F. et SCHROEDER E.D.

The effect of nitrate feed rate on denitrification.
Wat. Res., 5, 445, 1971.

MOREAU J.M.

"La digestion des boues des stations d'épuration urbanisées" Session de formation. Inst. Biol. de WIMEREUX, 1971.

MOSEY F.E.

Anaerobic biological treatment of food industry waste waters .
Water. Poll. Control., 80, 273-293, 1981.

MURPHY K.L., SUTTON P.M. et WILSON R.W.

Nitrogen control : design considerations for supported growth systems.
J. Wat. Poll. Control Fed., 549-557, 1977.

NASON K.

1958, cite par PAINTER, 1975.

NELSON M.E.

Méthanisation de l'eau usée par biofilm anaerobie en milieu granulaire.
Thèse de 3ème cycle, Montpellier, 1982.

NICOL R.

Méthanisation des effluents.
Document - Degrémont, 1982.

PAINTER H.A.

A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms.
Wat. Res., 4, 393-450, 1970.

PAINTER H.A.

Microbial transformation of inorganic nitrogen.
Conference on Nitrogen as a water pollutant, IAWPR, Denmark, 1975.

PANO A. et MIDDLEBROOKS E.J.

Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in R.B.C_S
J. Wat. Poll. Control Fed., 53, 956-965, 1983.

PHILIPOT J.M.

Une voie biologique pour la dénitrification des eaux potables.
Trib. Cebedeau, 35, 11-20, 1982.

POHLAND F.G.

"Laboratory investigations on the thermological aspects and volatile acids-alkalinity".
These, Purdue University, Lafayette, Ind., 1961.

PÖPEL F.

Advances in water pollution research
Volume 2, Pergamon Press, 1964.

RICHARD Y. et LEPRINCE A.

Pollution par les nitrates : traitements disponibles.
Trib. Cebedeau, 458, 35, 21-33, 1982.

RICHARD Y. et LEPRINCE A.

L'azote dans le traitement des eaux potables. Les traitements biologiques.
T.S.M. L'Eau, 75, 167-181, 1980.

RIEMER M., HOLM KRISTENSEN G. et HARREMOES

Residence time distribution in submerged biofilters.
Wat. Res., 14, 949-958, 1980.

REQUA D.A. et SCHROEDER E.D.

Kinetics of packed-bed denitrification.
J. Wat. Poll. Control Fed., 45, 1696-1707, 1973.

ROQUES H.

Fondements théoriques du traitement biologique des eaux
volumes 1 et 2, Technique et Documentation, Paris, 1979.

ROQUES H., YUE S., SAIPANICH S. et CAPDEVILLE B.

Faut-il abandonner le formalisme de Monod pour la modélisation des processus de dépollution par voie biologique ?
Wat. Res., 16, 839-847, 1982.

SCHLEGER H.G. et BARNEA J.

"Microbial Energy Conversion"
Pergamon Press 1977.

SHARMA B et AHLERT R.C.

Nitrification and nitrogen removal.
Wat. Res., 11, 897-925, 1977.

SHIEH W.K.

The effect of internal mass transfer resistances on the interpretation of substrate removal date in the suspended growth system.
Water. Res., 14. 695-699, 1980.

SKERMAN M.K.

1958, cités par PAINTER, 1975.

STAFFORD D.A. et al.

"Anaerobic digestion".
Applied science publishers LTD London, 1979.

SUN BOK LEE et RUY D.Y

Determination of kinetic in enzyme reactor systems by transformation of variables.
Biotechn., Bioeng., 21, 2329-2336, 1979.

SWITZENBAUM M.S. et JEWELL W.J.

Anaerobic attached - film expanded - bed reactor treatment.
J. Wat. Poll. Control Fed., 52, 1953-1965, 1980.

TEH-AN-HSU et TSAO G.T.

Convenient method of studying enzyme kinetics.
Biotechn., Bioeng., 21, 2235-2246, 1979.

VAN DER MEER R.R., VAN BRAKEL J. et HEERTJES P.M.

Anaerobic treatment of dilute waste waters.
Delft progr. Rep., serie A : Chemical and physical engineering, 1, 143-149, 1976.

VAN VERSEN A.F.M. et LETTINGA G.

"Effect of feed composition on digester performance"
in Anaerobic Digestion, Edité par D.A. STAFFORD, BI WEATLEY et D.E. HUGUES, Applied Science Publishers, 113-130, 1979.

VILLERMAUX J.

Génie de la réaction chimique
Techn. et Doc., 1982.

WATANABE Y et ISHIGURO M.

Denitrification kinetics in a submerged rotating biological disk unit.
Prog. Wat. Tech., 10, 187-185, 1978.

WILLIAMSON K. et Mc CARTY P.L.

A model of substrate utilization by bacterial films.
J. Wat. Poll. Control Fed., 48, 9-24, 1976.

ZEIKUS J.G.

Microbial populations in digesters.
in Anaerobic digestion Applied Science Publishers, 61-90,
LTD London 1979.

A N N E X E S

A-1 Exemples des résultats expérimentaux en dénitrification

A-1 : colonne II (T = 20°C et 12°C)

A-3 : colonne I (charge de 1,0 - 2,1 kg $N\text{-}NO_3^-$/m3/j)

A-5 Exemples des résultats en méthanisation (réacteurs 1, 2, 3 et 4)

A-5 : tableau récapitulatif du fonctionnement

A-9 : tableau récapitulatif des performances

A-13 : courbes d'approche par les modèles hydrauliques

A-16 Eléments en vue de la modélisation du R.B.I. : appliqué à la méthanisation de pollution soluble.

A Caractéristiques de l'eau d'alimentation	Débit l/h	57,6	55,7	54,3	58,0	58,8	57,0	56,3	62,8	54,3	52,8	55,0	57,0	54,5	55,7	56,6	56,6	56,3	57,0	58,4	57,0	55,7	60,0	55,2	57,0	55,3
	DCO (mg d'O_2/l)			112	114	120	120	124			132	116	128	116	116			12	110	104	90	96			110	120
	N-NO_3 (mg de N/l)			31,0	24,9	26,7	27,4	25,8			25,1	27,8	26,5	27,8	27,6			27,3	28,2	30,5	27,7	26,2			30,0	27,2
	pH			7,4	7,45	7,4	7,4	7,4			7,3	7,55	7,2	7,45	7,45			7,7	7,5	7,35	7,4	7,25			7,1	7,3
	Température (°C)			20,9	21,0	20,8	21,0	20,8			20,0	20,0	20,4	20,6	21,1			21,1	21,5	21,0	20,6	20,7			19,9	20,3
	O_2 (mg/l)			4,2	4,4	4,6	4,6	4,6			4,8	4,8	4,6	4,6	4,6			4,6	4,6	4,8	4,6	4,6			4,6	4,4
B Conditions de fonctionnement et observations diverses	Nature du substrat	ETHANOL																									
	Pertes de charge (mm d'Hg)	435	470	510	490	540	550	605	230	255	250	270	285	310	370	440	400	450	680	210	280	365	430	450	475	565
	Vitesse de passage apparente (vol./h)	2,03	1,96	1,91	2,04	2,07	2,01	1,98	2,21	1,91	1,86	1,94	2,01	1,92	1,96	1,99	1,99	1,98	2,01	2,06	2,01	1,96	2,11	1,94	2,01	1,95
	Biomasse extraite par lavage en g							148,3											102							
	MV % des MS																		78,7							
C Caractéristiques de l'eau traitée	DCO (mg d'O_2/l) $_{ef}^{ed}$			32 (20)	34 (28)	36 (28)	38 (24)	36 (28)			28 (24)	28 (24)	36 (32)	36 (32)	42 (34)			4 (4)	16 (14)	16 (14)	20 (16)	24 (18)			26 (20)	30 (24)
	N-NO_3 (mg de N/l)	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	0,53	0,25	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05	5,4	19,6	26,7	≤0,05	1,78	2,60	2,37	≤0,05	≤0,05	≤0,05	≤0,05
	N-NO_2 (mg de N/l)	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	0,32	0,32	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01	1,07	0,76	0,30	≤0,01	5,02	3,35	1,50	≤0,01	≤0,01	≤0,01	≤0,01
	N-Global (mg N/l)	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	0,85	0,57	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06	6,50	20,4	27,0	≤0,06	6,80	5,95	3,82	≤0,06	≤0,06	≤0,06	≤0,06
	MeSI (mg/l)			11,6	9,20	7,4	7,6	8,6			3,0	3,0	3,0	9,0	6,2			0,6	3,4	1,6	3,6	6,2			6,4	9,0
	pH			8,5	8,8	8,75	8,8	8,8			8,85	8,65	8,7	8,7	8,65			7,15	8,8	8,2	8,3	8,55			8,75	8,65
	Température (°C)			21,3	21,6	21,1	21,4	21,3			20,9	20,9	20,9	21,1	21,8			21,5	22,0	21,6	21,4	21,4			20,5	20,7
	O_2 (mg/l)			1,2	1,2	1,4	1,2	1,2			1,8	1,8	1,8	1,8	1,8			2,0	2,0	2,2	2,0	2,0			2,0	1,8
D	Charge en DCO			3,43	3,72	3,98	3,85	3,93			3,92	3,59	4,11	3,56	3,84			0,38	3,21	3,42	2,89	3,01			3,53	3,74
	Charge en N			0,95	0,81	0,88	0,88	0,82			0,75	0,86	0,85	0,85	0,87			0,87	0,90	1,00	0,89	0,82			0,96	0,85
	Rendement en DCO $_{ef}^{ed}$			71,4 (82,1)	70,2 (75,4)	70,0 (76,7)	68,3 (80,0)	71,0 (77,4)			78,8 (81,8)	75,8 (79,3)	71,9 (75,0)	69,0 (72,4)	63,8 (70,7)			66,6 (66,6)	85,5 (87,3)	84,6 (86,5)	77,7 (82,2)	75,0 (81,3)			76,4 (81,8)	75,0 (80,0)
	Rendement en N			≥99,7	≥99,7	≥99,7	≥99,7	≥99,7			≥99,7	≥99,7	≥99,7	≥99,7	≥99,7			0,01	≥99,7	77,7	78,5	85,4	≥99,7	≥99,7	≥99,7	≥99,7
OBSERVATIONS :																Panne d'alimentation											

Colonne II (COLIN et al., 1983)

A Caractéristiques de l'eau d'alimentation	Débit l/h	74	69	72	80	73	69	72	77		82	68	84	75	82	77
	DCO (mg d'O_2/l)		120	137	114	108	146	116	126		126	125		124	123	118
	N-NO_3 (mg de N/l)	21,9	19,0	22,3	12,3	18,0	24,6	32,5	22,0		36,8	20,3	18,8	22,0	16,7	15,0
	pH	7,4	7,5	7,4	7,5	7,5	7,2	7,4	7,6		7,5	7,6			7,3	7,5
	Température (°C)	12,4	12,1	12,9	12,3	11,8	11,9	12,0	12,2		13,6	12,6	12,0	11,9	12,4	12,8
	O_2 (mg/l)	9,8	9,4	10,1	10,5	10,4	9,6	9,6	9,6		8,2	9,6	9,4	9,9	10,6	11,1
B Condition de fonctionnement et observations diverses	Nature du substrat	ETHANOL														
	Pertes de charge (mm d'Hg)	360	565	715	270	455	560	680	245		415	690	220	400	675	820
	Vitesse de passage apparente (mèt./h)	2,61	2,44	2,53	2,82	2,59	2,45	2,54	2,70		2,89	2,40	2,95	2,63	2,88	2,73
	Biomasse extraite par avance en g			80				59				60				63
	MV % des MS			91,0				89,0				91,0				83
C Caractéristiques de l'eau traitée	DCO (mg d'O_2/l) EB		48	36	38	80	46	52	44		34	87		5	57	86
	DCO (mg d'O_2/l) EF		48	34	38	52	39	40	44		30	45		49	55	75
	N-NO_3 (mg de N/l)	0,17	1,44	1,15	0,77	1,05	2,71	2,59	2,06		1,76	1,31	8,07	1,86	4,04	1,97
	N-NO_2 (mg de N/l)	0,32	0,14	0,90	1,09	0,95	2,00	2,45	1,95		1,45	1,30	1,02	1,91	0,84	0,07
	N-Global (mg N/l)	0,49	1,58	2,05	1,86	2,00	4,71	5,04	4,01		3,21	2,61	9,09	3,77	4,88	2,04
	MeST (mg/l)	<0,5					14				24				42	
	pH	8,4	8,3	8,3	8,4	8,1	7,8	8,0	8,0		8,1	8,2			7,8	7,3
	Température (°C)	13,0	13,0	13,3	12,9	12,5	13,0	13,5	13,0		15,0	13,1	12,9	13,2	13,1	13,5
	O_2 (mg/l)	0,6	0,6	1,2	1,0	0,6	0,6	<0,1	0,1		0,2	0,6	0,6	0,7	0,4	0,3
D	Charge en DCO		4,68	5,56	5,14	4,47	5,72	4,71	5,44		5,84	4,78		5,21	5,65	5,15
	Charge en N	0,92	0,78	0,91	0,59	0,77	0,97	1,32	0,91		1,71	0,76	0,89	0,93	0,77	0,66
	Rendement en DCO		60,0	73,9	66,7	26,0	68,5	31,0	65,1		73,0	30,4		57,4	53,2	27,0
	Rendement en N	97,8	92,1	90,8	85,7	89,3	80,9	84,5	90,9		91,3	87,1	52,0	83,0	70,9	86,0
OBSERVATIONS :		C_2H_5OH														

Colonne II

A Caractéristiques de l'eau d'alimentation	Débit l/h	127,7	137,4	136,4	137,4	131,4	133,3	133,3	130,4	128,6		144	143	150		144		142	130	131		144	137	138		136	144	143
	DCO (mg d'O_2/l)		124	140	136	136	134	134		126		180		140		128		136		136		140				134		138
	N-NO_3 (mg de N/l)		22,4	23,2	22,8	23,2	22,0	25,4		23,4		22,3		20,4		22,8		22,4	24,0	20,2		20,2				19,6	22,6	20,4
	pH	7,6	7,6	7,7	7,6	7,4	7,5	7,6	7,6	7,4		7,9	7,7	7,6		7,8		8,1		7,6		7,8				7,5		7,4
	Température (°C)	13,3	13,2	13,4	13,4	15,8	14,0	14,0	14,1	14,5		14,1	14,1	14,0		14,5		14,3	14,3	14,7		14,7				14,4	14,8	14,1
	O_2 (mg/l)	8,4	8,9	9,0	9,5	8,2	9,1	9,0	8,2	8,6		9,1	8,3	8,6		8,6		8,9	8,9	8,3		9,1				9,3		9,2
B Conditions de fonctionnement et observations diverses	Nature du substrat	ETHANOL																											
	Pertes de charge (cm d'Hg)	425	360	465	295	360	480	275	385	440		370	480	335		370		365	560	355		340	640	310		275	450	315
	Vitesse de passage apparente (mèt./h)	5,03	5,41	5,37	5,41	5,17	5,25	5,25	5,13	5,06		5,67	5,63	5,91		5,67		5,58	5,12	5,15		5,67	5,41	5,45		5,37	5,67	5,59
	Biomasse extraite par avance en g	66,5		98,1						176			37				66		44		145		140		98		63	
	MV % des MS	93,0		93,0						92,0			93,0				91,0		93,0		94,0		95,0		93,0		91,0	
C Caractéristiques de l'eau traitée	DCO (mg d'O_2/l) B		68	64	36	40	38	32		34		84		64		52		56		60		58				56		60
	DCO (mg d'O_2/l) F		60			36								56								44						
	N-NO_3 (mg de N/l)		4,10	2,80	3,30	0,90	1,30	2,00		1,10		1,60		3,00		2,40		2,41		1,30		0,72				5,68	2,40	4,00
	N-NO_2 (mg de N/l)		3,00	2,46	3,60	1,20	1,88	1,04		1,88		2,64		2,18		1,54		1,74		1,16		0,60				1,66	8,00	5,72
	N-Global (mg N/l)		7,10	5,26	6,90	2,10	3,18	3,04		2,98		4,24		5,18		3,94		4,15		2,46		1,32				7,34	10,40	9,72
	MeSI (mg/l)		1,0	4,2		6,8	1,8			3,8		0,2		2,2		6,4		<0,5		3,6		1,8					3,4	
	pH	8,6	8,4	8,5	8,6	8,8	8,6	8,6	8,7	8,4		8,8	8,6	9,0		8,5		8,6		8,5		8,5				8,3		8,2
	Température (°C)	13,5	13,5	14,0	14,0	17,0	14,5	14,6	14,6	15,2		15,0	15,0	14,2		15,0		14,7	15,0	15,0		15,0				15,1	15,0	14,7
	O_2 (mg/l)	0,7	0,6	0,4	0,4	0,6	0,2	0,4	0,1	0,2		0,2	<0,1	0,6		0,6		0,2	0,2	0,7		0,2				0,2		0,2
D	Charge en DCO		10,7	12,0	11,7	11,2	11,2	11,2		10,2		16,3		13,2		11,6		12,1		11,2		12,7				11,5		12,4
	Charge en N		1,93	1,99	1,97	1,92	1,84	2,13		1,89		2,02		1,92		2,06		2,00	1,96	1,66		1,83				1,68	2,04	1,83
	Rendement en DCO B		45,2	54,3	73,5	79,6	71,6	76,1		73,0		53,3		54,3		59,4		58,8		55,9		58,6				58,2		55,9
	Rendement en DCO F		51,6			73,5								60,0								68,6						
	Rendement en N		68,3	77,3	69,7	90,9	85,5	88,0		87,3		81,0		74,6		82,7		81,5		87,8		93,5				62,8	54,0	52,4
	OBSERVATIONS :																												

pertuobations dues aux prélèvements des billes pour analyse bacté.

Colonne I

Colonne I

A Caractéristiques de l'eau d'alimentation	Débit l/h	65,2		64,5		70,0			68,3			92,8				90,4	92,3	102,9	100,0	104,6	103,4	104,0	106,5	117,6	115,4	114,6	113,9	116,1
	DCO (mg d'O_2/l)	136		132		136			132			136				140	132	132	132	138	132	128	140	140	140	150	150	150
	N-NO_3 (mg de N/l)	20,75		27,8		23,8			26,3			19,1				22,3	27,7	20,4	28,9	21,4	19,4	29,6	26,4	23,7	19,3	23,1	24,0	20,1
	pH	7,5		7,3		7,5			7,4			7,8				7,4	7,4	7,6	7,3	7,5	7,4	7,4	7,4	7,5	7,5	7,7	7,7	7,6
	Température (°C)	8,5		8,8		8,6			9,5			9,6				9,9	10,2	9,8	10,5	10,5	10,4	10,9	10,9	10,6	10,7	11,2	10,6	10,6
	O_2 (mg/l)	11,8		10,7		12,4			11,9			11,0				10,7	10,4	10,7	9,7	9,7	10,6	10,0	9,8	9,5	9,8	10,7	10,8	10,8
B Conditions de fonctionnement et observations diverses	Nature du substrat	ETHANOL																										
	Pertes de charge (cm d'Hg)	335	400	455	250	285	265		375	525	225	285	365	525	265	345	410	625	220	285	390	670	320	405	720	285	335	560
	Vitesse de passage apparente (mèt./h)	2,57		2,54		2,75			2,69		3	3,65				3,56	3,63	4,05	3,94	4,12	4,07	4,10	4,19	4,63	4,54	4,51	4,48	
	Biomasse extraite par avance en g			96						123				110				98				47			96			45
	MV % des MS			94,6						93,4				93,3				92,0				93,0			91,4			72,9
C Caractéristiques de l'eau traitée	DCO (mg d'O_2/l) EB	44		76		32			64			56				52	60	76	76	66	56	56	68	54	78	82	65	84
	DCO (mg d'O_2/l) EF	44		72		32			64			56				52	60			62				50	72	80		
	N-NO_3 (mg de N/l)	0,84		5,33		1,50			4,80			0,30				1,20	0,82	6,74	8,64	0,99	5,76	9,22	1,18	2,12	4,71	4,94	3,10	5,02
	N-NO_2 (mg de N/l)	3,00		2,60		2,40			1,90			1,10				3,70	1,32	0,82	0,83	0,33	0,67	0,82	3,02	1,84	2,61	0,15	3,94	2,80
	N-Global (mg N/l)	3,84		7,93		3,90			6,70			1,40				4,90	2,14	7,56	9,47	1,32	6,43	10,04	4,20	3,96	7,32	5,09	7,04	7,82
	MeST (mg/l)			4,0		0,6			2,2			1,4					8,4	1,6	<0,1	1,9	1,1	7,6		1,0	2,5	8,0	0,4	
	pH	7,9		7,4		8,5			7,9			8,5				8,0	8,0	7,8	7,7	7,1	7,8	7,7	7,9	7,9	7,7	8,1	8,1	8,0
	Température (°C)	9,0		10,3		9,8			10,0			10,5				11,1	11,1	10,4	10,9	11,2	11,6	11,5	11,2	11,3	11,5	11,2	11,0	11,0
	O_2 (mg/l)	0,2		1,2		0,9			0,2			0,6				0,2	0,6	0,8	1,0	1,0	1,1	0,3	0,5	0,5	0,5	1,2	1,2	1,0
D	Charge en DCO	5,58		5,36		6,00			5,68			7,95				7,97	7,66	8,54	8,30	9,10	8,60	8,39	9,39	10,4	10,2	10,8	10,8	12,0
	Charge en N	0,85		1,13		1,05			1,13			1,12				1,27	1,61	1,32	1,70	1,41	1,27	1,94	1,66	1,76	1,41	1,67	1,72	1,47
	Rendement en DCO EB	67,6		42,4		76,5			51,5			58,8				62,8	54,5	42,4	42,4	52,2	50,0	56,3	61,4	61,4	44,3	45,3	56,7	44,0
	Rendement en DCO EF	67,6		45,4		76,5			51,5			58,8				62,8				55,1				64,3	48,6	46,6		
	Rendement en N	81,5		71,5		83,6			74,5			92,6				78,0	92,3	63,0	64,9	93,8	65,8	66,2	84,1	83,3	62,2	78,0	70,6	61,1
OBSERVATIONS :																												

Tableau récapitulatif du fonctionnement des réacteurs biologiques

Réacteur n° 1

(COLIN et al., 1984)

Créneaux de dates	débit d'alimentation (l/jour)	Concentration du substrat (g de DCO/l)	Nature du substrat % de DCO		CHARGES Par rapport au volume			Durée de rétention moyenne calculée par rapport au volume	
			viandox	jus sucré	de cuverie V= 102,5	de garnissage V= 80,2	de volume de liquide interstitiel total V= 51,9	de liquide interne total V= 51,9	interstitiel du garnissage V= 29,7
0 — 35	10,8	9,25	100	0	0,97	1,24	1,92	115,3	66,0
36 — 48	16,6	5,87	100	0	0,95	1,21	1,88	75,0	42,9
49 — 95	32,0	3,63	100	0	1,13	1,45	2,24	38,9	22,3
96 — 133	33,0	3,84	50 100 95 80	50 0 5 20	1,24	1,58	2,44	37,7	21,6
134 — 171	33,0	3,99	70 65	30 35	1,28	1,64	2,54	37,7	21,6
172 — 208	55,1	4,04	60	40	2,17	2,78	4,29	22,6	12,9
209 — 219	84,8	4,26	50	50	3,52	4,50	6,96	14,7	8,4
220 — 233	90,3	5,89	50	50	5,19	6,63	10,25	13,8	7,89
234 — 257	87,7	7,78	50 40	50 60	6,66	8,51	13,14	14,2	8,13
258 — 266	91,0	11,08	40	60	9,84	12,57	19,42	13,7	7,8
267 — 284	85,2	6,06	30	70	5,04	6,44	9,95	14,6	8,4
285 — 293	90,6	11,43	30	70	10,10	12,91	19,95	13,7	7,9
294 — 300	60,0	12,33	30	70	7,22	9,22	14,25	20,8	11,9

Tableau récapitulatif du fonctionnement des réacteurs biologiques

Réacteur n° II

Créneaux de dates	débit d'alimentation (l/jour)	Concentration du substrat (g de DCO/l)	Nature du substrat % de DCO		CHARGES Par rapport au volume			Durée de rétention moyenne calculée par rapport au volume	
			viandox	jus sucré	de cuvette V= 104 l	de garnissage V= 80,2 l	de volume de liquide interstitiel total V= 59,3 l	de liquide interne total V= 53,3 l heures	interstitiel du garnissage V= 29,7 l
0 — 40	13,6	8,30	100	0	1,08	1,40	2,12	93,8	52,3
41 — 64	32,0	3,51	100	0	1,08	1,40	2,12	39,8	22,3
64 — 113	33,1	3,77	50 75	50 25	1,20	1,56	2,34	38,6	21,5
114 — 165	33,5	3,75	70 65 60	30 35 40	1,21	1,57	2,36	38,6	21,5
163 — 200	46,5	3,99	60	40	1,79	2,31	3,48	27,5	15,3
201 — 217	71,5	4,32	50	50	2,97	3,85	5,80	17,9	10,0
218 — 230	69,6	7,16	50	50	4,79	6,21	9,34	18,4	10,2
231 — 249	71,3	7,87	50 40	50 60	5,39	6,99	10,52	18,0	10,0
250 — 274	81,8	10,81	30	70	8,50	11,03	16,59	15,6	8,7
275 — 285	87,4	10,87	30	70	9,13	11,84	17,81	14,6	8,2
286 — 293	57,1	12,32	30	70	6,76	8,77	13,20	22,4	12,5

Tableau récapitulatif du fonctionnement des réacteurs biologiques

Réacteur n° III

Créneaux de dates	débit d'alimentation (l/jour)	Concentration du substrat (g de DCO/l)	Nature du substrat % de DCO		CHARGES Par rapport au volume			Durée de rétention moyenne calculée par rapport au volume	
			viandox	jus sucré	de cuverie V=103,2 l	de garnissage V= 80,2 l	de volume de liquide interstitiel total V= 52,7 l	de liquide interne total V= 52,7 l	interstitiel du garnissage V= 29,7 l
0 – 75	15,0	6,50	100	0	0,94	1,22	1,85	84,3	47,5
76 – 110	31,0	3,90	50 75	50 25	1,17	1,51	2,29	40,8	23,0
111 – 163	31,0	3,99	75 70 65 60	25 30 35 40	1,20	1,54	2,35	40,8	23,0
163 – 202	24,0	4,04	60	40	0,94	1,22	1,84	52,7	29,7
203 – 219	36,8	4,54	50	50	1,62	2,08	3,17	34,4	19,4
220 – 250	40,2	7,74	50 40	50 60	3,02	3,87	5,90	31,5	17,7
251 – 267	44,7	11,27	40 30	60 70	4,88	6,28	9,56	28,3	15,9
268 – 293	58,0	11,74	30	70	6,59	8,49	12,92	21,8	12,3

Tableau récapitulatif du fonctionnement des réacteurs biologiques

Réacteur n° IV

Créneaux de dates	débit d'alimentation (l/jour)	Concentration du substrat (g de DCO/l)	Nature du substrat % de DCO		CHARGES Par rapport au volume			Durée de rétention moyenne calculée par rapport au volume	
			viandox	jus sucré	de cuverie V= 108,7 l	de garnissage V= 80,2 l	de volume de liquide interstitiel total V= 58,2 l	de liquide interne total V=58,2 l heure	interstitiel du garnissage V= 29,7 l heure
0 — 35	28,0	3,66	100	0	0,94	1,28	1,76	49,9	25,5
36 103	32,3	3,75	50 75 70 65 60	50 25 30 45 40	1,11	1,51	2,08	43,2	22,1
104 144	31,3	4,01	60	40	1,15	1,57	2,16	44,6	22,8
145 — 161	47,0	4,29	50	50	1,85	2,51	3,46	29,7	15,2
161 — 193	47,8	7,59	50 40	50 60	3,34	4,52	6,23	29,2	14,9
194 - 211	47,4	11,16	40 30	60 70	4,87	6,59	9,09	29,5	15,0
212 — 237	53,7	11,78	30	70	5,82	7,89	10,87	26,0	13,3

Tableau récapitulatif des performances (COLIN et al., 1984)

Colonne n° I

Charges	1,21	1,24	1,45	1,58	1,64	2,78	4,50	6,44	6,63	8,51	9,22	12,57	12,91
Durée de rétention estimée dans le garnissage (heures)	42,9	66,0	22,3	21,6	21,6	12,9	8,4	8,4	7,9	8,1	11,9	7,8	7,9
Débit du substrat (l/m³ de garnissage/j)	207	135	399	411	411	687	1057	1062	1126	1094	748	1135	1130
DCO du substrat g/l	5,87	9,25	3,63	3,84	3,99	4,04	4,26	6,06	5,89	7,78	12,33	11,08	11,43
Nature du substrat Viandox %	100	100	100	100→80	70→65	60	50	30	50	50→40	30	40	30
Nature du substrat Sirop %	0	0	0	0→20	30→35	40	50	70	50	50→60	70	60	70
pH	7,9	-	7,5	7,4	7,1	7,4	7,2	6,5	7,2	7,3	6,1	6,9	6,6
Production de gaz l/m³ de garnissage/jour	287	137	362	449	723	1160	2070	1372	3104	3977	4165	3828	2095
V. de gaz (l)/g de DCO éliminée	-	-	0,37	0,55	0,55	0,49	0,52	0,48	0,52	0,57	0,38	0,57	0,43
Composition du gaz % CO_2										34	50	36	
Composition du gaz % CH_4										66	50	64	
Rendement DCO %	25,3	-	62,0	61,3	85,1	85,9	88,3	38,8	86,3	83,4	29,3	63,7	45,9
Remarques		Démarrage						p. de charge élevée ↓ lavage				vidange de la colonne	reprise après lavage

Tableau récapitulatif des performances

Colonne n° II

Charges	1,40	1,40	1,56	1,57	2,31	3,85	6,21	6,99	8,77	11,03	11,84
Durée de rétention estimée dans le garnissage (heures)	52,3	22,3	21,5	21,5	15,3	10,0	10,2	10,0	12,5	8,7	8,2
Débit du substrat (l/m^3 de garnissage/j	170	399	413	418	580	891	869	889	712	1020	1090
DCO du substrat g/l	8,30	3,51	3,77	3,75	3,99	4,32	7,16	7,87	12,32	10,81	10,87
Nature du substrat Viandox %	100	100	50→75	70→60	60	50	50	50→40	30	30	30
Nature du substrat Sirop %	0	0	50→25	30→45	40	50	50	50→60	70	70	70
pH	7,0	6,7	7,3	7,5	7,5	7,2	7,25	7,2	6,3	6,2	6,9
Production de gaz l/m^3 de garnissage/jour	70	42	327	714	1058	1928	3122	3580	3092	2511	5369
V. de gaz (l)/g de DCO éliminée	-	-	0,48	0,52	0,53	0,58	0,58	0,60	0,76	0,68	0,63
Composition du gaz % CO_2								34	53	53	46
Composition du gaz % CH_4								66	47	47	54
Rendement DCO %	-	10,0	52,4	82,9	86,5	85,6	87,4	82,2	37,6	38,5	69,1
Remarques	Démarrage										

Charges	1,22	1,22	1,51	1,54	2,08	3,87	6,28	8,49
Durée de rétention estimée dans le garnissage (heures)	47,5	29,7	23,0	23,0	19,4	17,7	15,9	12,3
Débit du substrat (l/m^3 de garnissage/j)	187	299	387	387	460	501	557	723
DCO du substrat g/l	6,50	4,04	3,90	3,99	4,54	7,74	11,27	11,74
Nature du substrat Viandox %	100	60	50→75	75→60	50	50→40	40→30	30
Nature du substrat Sirop %	0	40	50→25	25→40	50	50→60	60→70	70
pH	6,6	7,6	7,2	7,6	7,05	7,2	7,2	6,9
Production de gaz l/m^3 de garnissage/jour	36	556	229	669	832	1780	2921	3352
V. de gaz (l)/g de DCO éliminée	0,37	0,50	0,42	0,53	0,43	0,54	0,52	0,57
Composition du gaz % CO_2						34	37	42
Composition du gaz % CH_4						66	63	58
Rendement DCO %	9,3	87,1	36,1	79,2	89,1	85,6	88,8	71,2
Remarques	Démarrage							

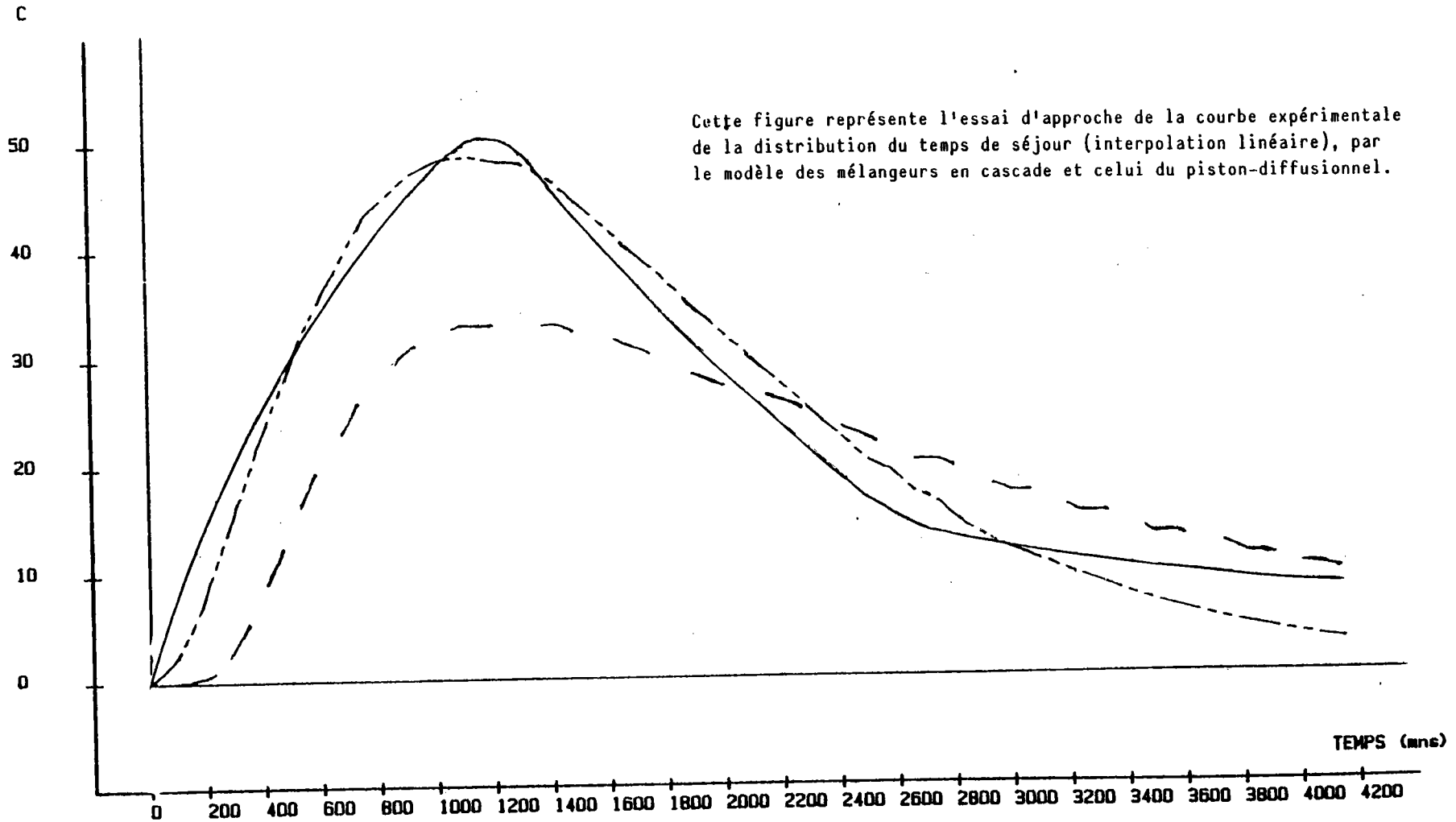
Tableau récapitulatif des performances

Colonne n° III

Charges	1,28	1,51	1,52	2,51	4,52	6,59	7,89
Durée de rétention estimée dans le garnissage (heures)	25,5	22,1	22,8	15,2	14,9	15,0	13,3
Débit du substrat (l/m^3 de garnissage/j)	349	403	390	586	596	591	670
DCO du substrat g/l	3,66	3,75	4,01	4,29	7,59	11,16	11,78
Nature du substrat Viandox %	100	50→75→60	60	50	50→40	40→30	30
Nature du substrat Sirop %	0	50→25→40	40	50	50→60	60→70	70
pH	7,0	6,9	7,4	7,1	7,25	7,2	6,6
Production de gaz l/m^3 de garnissage/jour	137	540	690	1308	2357	3547	3359
V. de gaz (l)/g de DCO éliminée	0,28	0,46	0,48	0,52	0,57	0,60	0,71
Composition du gaz % CO_2					34	37	42
Composition du gaz % CH_4					66	63	58
Rendement DCO %	22,9	73,4	83,7	89,7	88,6	88,1	59,8
Remarques	Démarrage						

Tableau récapitulatif des performances

Colonne n° IV



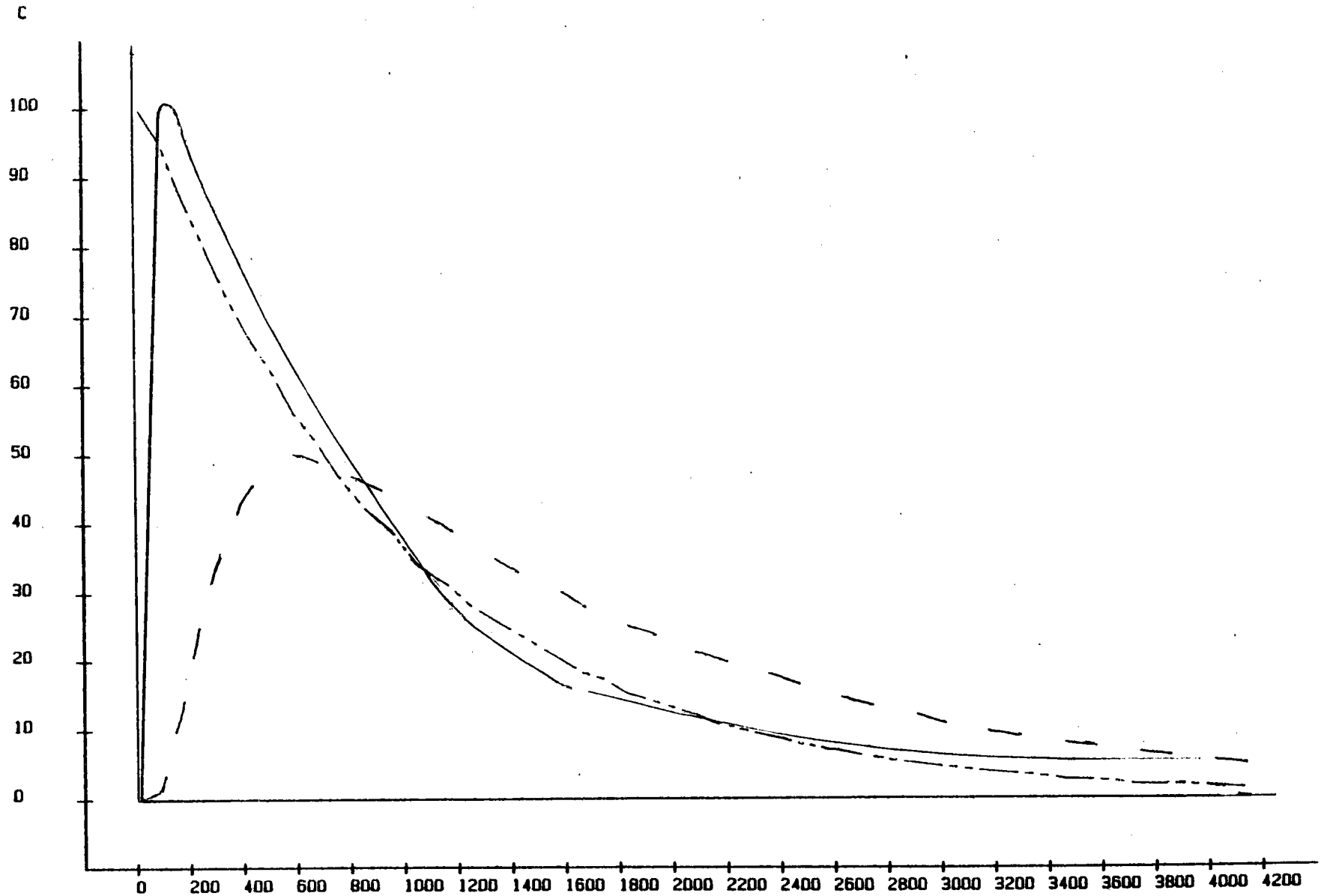
Cette figure représente l'essai d'approche de la courbe expérimentale de la distribution du temps de séjour (interpolation linéaire), par le modèle des mélangeurs en cascade et celui du piston-diffusionnel.

Courbes d'approche (T-D-S) - Colonne 1

—— interpolation linéaire (courbe expérimentale)

— — piston diffusionnel

—·—·—mélangeurs en cascade

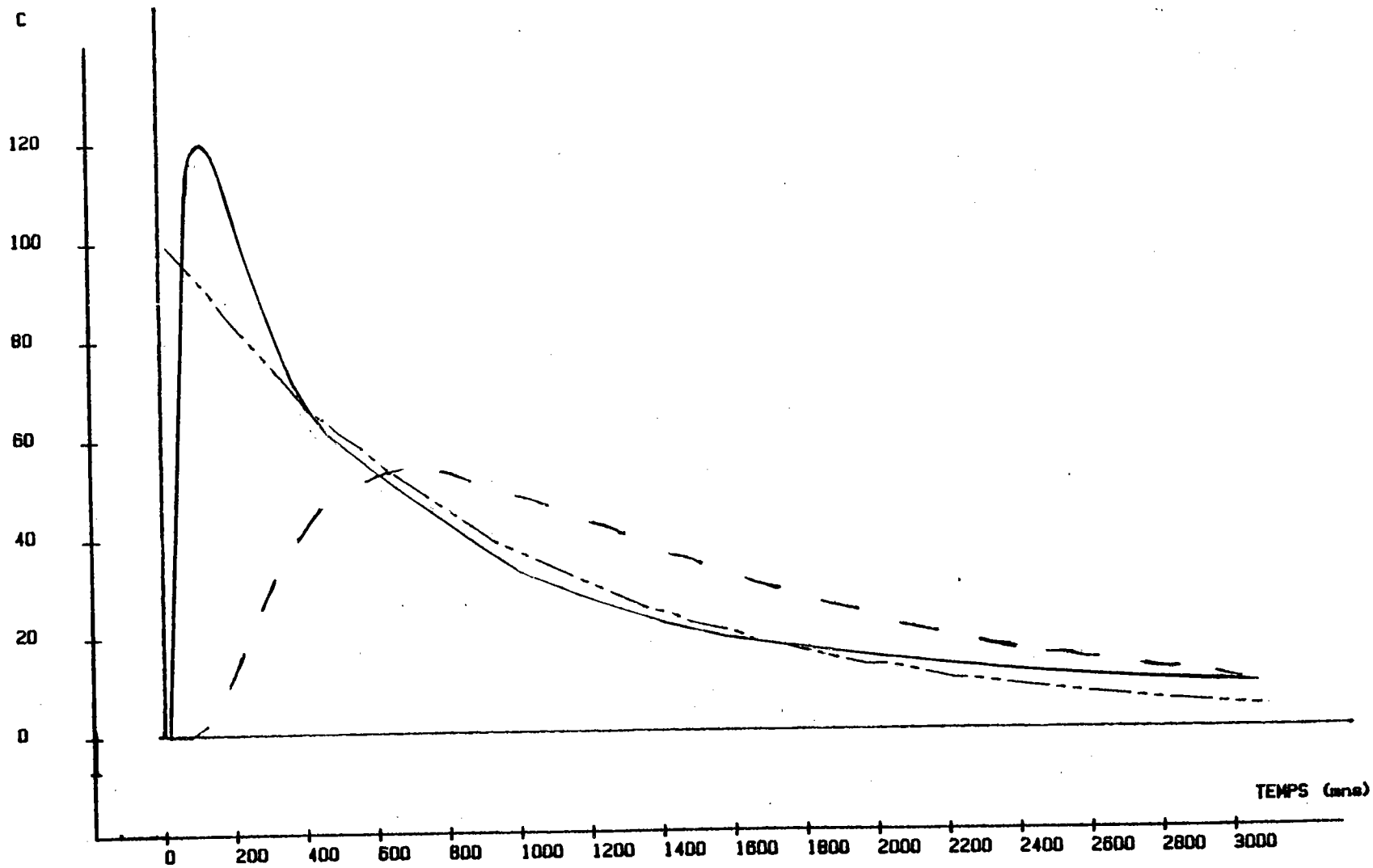


Courbes d'approche (T-D-S) - Colonne 2

—— interpolation linéaire

— — piston diffusionnel

—— - - -mélangeurs en cascade



Courbes d'approche (T-D-S) - Colonne 3

——— interpolation linéaire

— — piston diffusionnel

— - - — mélangeurs en cascade

ELEMENTS EN VUE DE LA MODELISATION DU R.B.I. APPLIQUEE A LA METHANISATION

Nous nous limiterons ici à exposer la démarche générale susceptible de servir de base pour la modélisation du R.B.I. dans le cas de la méthanisation d'une pollution soluble.

Nous avons vu que l'influence de la croissance peut être négligée dans le bilan du substrat, mais que l'équation de Monod reste sous sa forme initiale. La résolution des deux équations peut être effectuée par la méthode des différences finies, ainsi les équation (19) et (11) peuvent s'écrire, dans le réacteur élémentaire i :

a) $$\left[S_{i-1}(t)-S_i(t)\right].\left[1+B.(S_{i-1}(t)-S_i(t))\right]=\left(1-\frac{X(i,t)}{\rho}\right)^q\left[\varepsilon_o(1-\frac{X(i,t)}{\rho})-A\right].\frac{K}{D}.X(i,t)$$

b) $$\frac{X(i,t+\Delta t)-X(i,t)}{\Delta t}=\mu_o.\frac{S_i(t)}{K_s+S_i(t)}.X(i,t).$$

avec A, B constantes.

Les conditions initiales sont telles qu'à l'entrée du réacteur la concentration en substrat est S_o et la distribution de la biomasse est identique à celle décrite par le modèle élaboré pour la dénitrification en fonction des conditions de l'opération d'ensemencement.

En première approximation, nous négligerons le temps de séjour dans le réacteur devant la durée des cycles de fonctionnement en méthanisation. Dans le cas contraire, il suffirait de changer le temps t par l'âge de rétention τ comme pour la dénitrification.

Considérons à l'instant initial, le réacteur élémentaire n° 1 situé à l'entrée du réacteur, nous connaissons la concentration S_o et $X_1(1)$ la concentration en biomasse résultant l'ensemencement.

Donc à t = o, nous pouvons déterminer la valeur $S_1(t = o)$ à la sortie du réacteur élémentaire 1, en remplaçant le terme $X(1, t = o)$ par $X_1(1)$ dans l'équation (a) et résoudre cette équation de second degré comme pour la dénitrification.

A l'instant Δt, la biomasse $X(1, t = o)$ a évolué en devenant $X(1, \Delta t)$, or, nous connaissons $X(1, t = o)$ et déterminé $S_1(t = o)$, donc à partir de l'équation (b), nous pouvons déterminer $X(1, \Delta t)$, puis remplacer sa valeur dans l'équation (a) pour déterminer $S_1(\Delta t)$.

Poursuivant ainsi par itération, nous pouvons déterminer l'évolution de $X(1)$ et S_1 en fonction du temps, jusqu'à ce que $X(1)$ atteigne la valeur ρ pour laquelle le réacteur élémentaire n° 1 est considéré colmaté.

Pour le réacteur élémentaire n° 2, nous appliquerons la même méthode que pour le réacteur élémentaire n° 1, mais cette fois S_o sera remplacée par la valeur instantanée S_1. La même procédure sera appliquée aux autres réacteurs.

Il devient ainsi possible par ce calcul simple et par recurrence de déterminer l'évolution des concentrations en biomasse X et en substrat S en fonction du temps aux différents niveaux du réacteur.