



HAL
open science

Commande numérique et optimisation d'une unité pilote de fermentation continue

Denis Ribot

► **To cite this version:**

Denis Ribot. Commande numérique et optimisation d'une unité pilote de fermentation continue. Automatique / Robotique. Université Paul Sabatier - Toulouse III, 1976. Français. NNT: . tel-00176770

HAL Id: tel-00176770

<https://theses.hal.science/tel-00176770>

Submitted on 4 Oct 2007

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

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

THÈSE

présentée

DEVANT L'UNIVERSITÉ PAUL SABATIER DE TOULOUSE (SCIENCES)

en vue de l'obtention

du GRADE DE DOCTEUR INGENIEUR

par

Denis RIBOT

Ingénieur I.N.S.A.T.

COMMANDE NUMÉRIQUE ET OPTIMISATION D'UNE UNITÉ PILOTE DE FERMENTATION CONTINUE

Soutenu le 12 juillet 1976 devant la Commission d'Examen :

MM. G. GRATELOUP Président

G. DURAND
R.P. JEFFERIS
M. PERRUT
Y. SEVELY

} Examineurs

A V A N T - P R O P O S

Le travail que nous présentons a été réalisé dans le cadre du Laboratoire d'Automatique et d'Analyse des Systèmes du C.N.R.S., et nous tenons tout d'abord à remercier Monsieur le Professeur J. LAGASSE de nous y avoir accueilli.

Monsieur le Professeur Y. SEVELY a encadré nos activités de recherche ; nous l'assurons ici de toute notre gratitude pour ses nombreux conseils, toujours judicieux, et sa bienveillante attention. Nous sommes très sensible à la confiance qu'il nous a accordée tout au long de ces travaux.

Monsieur le Professeur G. GRATELOUP a encadré nos études supérieures et nos activités d'enseignement. Nous tenons à souligner l'intérêt que nous avons pris à travailler dans les bonnes conditions et l'ambiance sympathique du Département de Génie Electrique de l'I.N.S.A.T. qu'il dirige. Nous voudrions qu'il sache le plaisir que nous avons à le voir présider notre commission d'examen, et l'en remercier très sincèrement.

Nos nombreuses discussions avec Monsieur le Professeur G. DURAND nous ont fait découvrir le monde passionnant de la biochimie moderne. Nous lui sommes très reconnaissant de nous avoir accueilli au sein du Laboratoire de Génie Biochimique de l'I.N.S.A.T., et le remercions de s'être intéressé à nos travaux.

Monsieur le Professeur R. JEFFERIS et Monsieur M. PERRUT, malgré leurs lourdes tâches, ont bien voulu participer à notre jury d'examen ; nous leur adressons ici l'expression de notre reconnaissance.

Nos remerciements s'adressent également aux chercheurs du L.G.B. -et en particulier à G. GOMA- qui nous ont apporté un appui bien nécessaire lors de notre premier contact avec la biochimie, et sont restés des collaborateurs précieux tout au long de cette étude.

Que tous nos camarades de l'équipe du Professeur Y. SEVELY trouvent ici l'expression de notre sympathie pour les rapports amicaux qu'ils ont su entretenir. J. BOUDON et J. QUEVEDO, par de nombreuses et fructueuses discussions, ont contribué à l'aboutissement du travail que nous exposons dans ce mémoire et qui ne peut être dissocié du leur ; quant à J.B. POURCIEL, il a toujours été "disponible" pour nous faire bénéficier de son expérience et prendre part à la résolution des problèmes de Hardware ; nous tenons à les assurer de toute notre reconnaissance.

C. GRIMA et B. MOTHEs se sont chargés de la réalisation matérielle de ce mémoire ; en les remerciant, nous saluons ici à la fois leur compétence et leur amabilité.

Une grande partie de notre travail a été réalisée dans le cadre de contrats D.G.R.S.T., organisme que nous tenons à remercier.

Enfin, nous voulons témoigner notre reconnaissance au personnel du L.A.A.S., du Département de Génie Electrique et du Laboratoire de Génie Biochimique de l'I.N.S.A.T., et en particulier à MM. AYERBE et BRUCHE pour la qualité des services qu'ils nous ont rendus et leur dévouement en toute occasion.

LISTE DES PRINCIPAUX SYMBOLES UTILISES

X	Concentration en biomasse	$g.l^{-1}$
S	Concentration en substrat	$g.l^{-1}$
r	Concentration en oxygène dissous	$mg.l^{-1}$
P_a	Puissance d'agitation de la culture	W
θ_f	Température du milieu de fermentation	$^{\circ}C$
A_c	Activité biologique	$g.l^{-1}.h^{-1}$
μ	Taux de croissance	h^{-1}
μ_m	Taux de croissance maximum	h^{-1}
t	Temps	h
\underline{q}	Vecteur des paramètres	
S_{sat}	Valeur maximum de la concentration en substrat intervenant pour la croissance	$g.l^{-1}$
D	Taux de dilution	h^{-1}
V	Volume du fermenteur	ℓ
F	Taux d'alimentation en source carbonée	$g.l^{-1}.h^{-1}$
Y_c	Rendement en biomasse	
m_c	Coefficient de maintenance	h^{-1}
R_c	Taux global de conversion	
\underline{Y}	Vecteur d'état	
\underline{U}	Vecteur de commande	
$\dot{\underline{Y}}$	Dérivée du vecteur d'état	
\underline{Y}^*	Vecteur d'état mesuré en cours d'expérimentation	
λ_1, λ_2	Valeurs propres du système	
λ_0	Décalage des valeurs propres	
P	Productivité	$g.l^{-1}.h^{-1}$
\bar{x}	Symbole caractérisant une variable à l'équilibre	
$[1]$	Matrice unité	
$\begin{bmatrix} \wedge \\ \wedge \\ \wedge \end{bmatrix}$	Matrice diagonale	
Q_{MM}	Débit d'alimentation en milieu minéral	$l.h^{-1}$
Q_{HC}	Débit d'alimentation en hydrocarbure	$l.h^{-1}$
Q_R	Chaleur de réaction biologique	



T A B L E D E S M A T I E R E S

INTRODUCTION		1
I - MODELISATION		5
I.1 Introduction		7
I.2 Modélisation du taux de croissance		7
I.3 Equations bilan représentant le processus		12
I.4 Plan d'expérimentation		16
I.5 Modélisation d'une fermentation à double limitation		20
I.6 Conclusion		22
II - IDENTIFICATION		25
II.1 Introduction		27
II.2 Reconstitution de l'évolution d'une variable d'état		29
Principe		29
Lissage polynomial		30
II.3 Identification des paramètres		31
II.4 Test de la méthode d'identification avec des résultats obtenus en simulation		34
II.5 Identification des paramètres d'un modèle à double limitation		38
Introduction		38
Méthode heuristique		39
Méthode mixte		40
II.6 Mise en oeuvre et résultats		41
II.7 Conclusion		45
III - OPTIMISATION		47
III.1 Introduction		49
III.2 Stabilité du processus de fermentation		50
Introduction		50
Linéarisation autour d'un point d'équilibre		50
Etude de la stabilité		52

III.3	Optimisation statique	54
	Introduction	54
	Définition de quelques critères	54
	Optimisation statique	56
III.4	Commande modale	64
	Etude théorique	64
	Résultats pratiques	69
III.5	Conclusion	73
IV - AUTOMATISATION D'UNE UNITE PILOTE DE FERMENTATION		75
IV.1	Introduction	77
IV.2	Description du réacteur - variables d'environnement	77
IV.3	Variables de commande	79
	Débit de milieu minéral	79
	Débit d'hydrocarbure	81
	Volume de milieu réactionnel	82
IV.4	Variables d'état	82
	Mesure de la concentration en biomasse	82
	Mesure de la concentration en hydrocarbure	87
IV.5	Variables annexes	89
	Consommation NH_4OH - Temps de chauffe	89
	Mesure de la concentration en CO_2 dans les gaz de sortie du fermenteur	90
IV.6	Conclusion	91
V - MESURE DE L'ACTIVITE BIOLOGIQUE PAR BILAN THERMIQUE		93
V.1	Introduction	95
V.2	Principe du dispositif	95
V.3	Mesure des différentes composantes du bilan thermique	99
	Capteurs de température	100
	Puissance d'agitation	100
	Pertes thermiques	101
	Pertes par évaporation dans les gaz d'aération	102
	Ordre de grandeur des différentes composantes du bilan thermique	102
V.4	Résultats	103
	Suppression des bruits sur le bilan thermique	103
	Résultats obtenus	104
V.5	Conclusion	106

VI - COMMANDE DE L'UNITE PILOTE PAR CALCULATEUR NUMERIQUE	109
VI.1 Introduction	111
VI.2 Couplage de l'unité au calculateur C 90-10	111
Description du système	111
Couplage d'une console de visualisation	112
Commande numérique du processus	113
Limitations du système	120
VI.3 Couplage de l'unité pilote au calculateur PDP-8	120
Description du système	120
Conception et réalisation d'un moniteur temps réel	121
Commande numérique de l'unité pilote	122
VI.4 Conclusion	125
CONCLUSION	127
REFERENCES	131



I N T R O D U C T I O N



Les problèmes de nutrition, et en particulier les carences en protéines , se posent déjà de façon grave dans le monde d'aujourd'hui. On ne peut penser y pallier, du moins dans un proche avenir, par le seul développement des moyens traditionnels (agriculture, élevage). C'est ainsi que d'autres solutions de production de protéines ont été proposées, en particulier par le biais de la fermentation.

Les levures sont des microorganismes vivants, unicellulaires, qui se multiplient par bourgeonnement ; à l'image de tout être vivant, elles ont besoin pour vivre et se développer d'un certain nombre d'aliments (substrats) dans lesquels elles trouvent le carbone et autres éléments nécessaires (oxygène, minéraux, ...).

Le carbone peut, pour certaines catégories (ou souches) de microorganismes être fourni sous forme d'hydrocarbure (n-paraffines) ; c'est le cas du processus qui nous a intéressé.

De nombreuses études sont conduites depuis une dizaine d'années sur ces fermentations à partir de substrats carbonés non conventionnels en vue de l'extraction des protéines contenues dans les microorganismes produits, ceux-ci présentant l'avantage de taux de croissance importants par rapport à d'autres systèmes biologiques (croissances animales, végétales,...).

Nous nous sommes proposé d'apporter une contribution à l'automatisation et à l'optimisation de la production de biomasse sans nous pencher sur l'aspect obtention des protéines à partir des levures.

Un des objectif que nous nous étions fixé étant que notre étude soit applicable à la commande en temps réel d'une unité pilote par minicalculateur numérique, nous avons volontairement écarté les solutions faisant appel à des algorithmes complexes et essayé, le plus souvent possible, de retenir des lois de commande efficaces mais simples (économiques en temps calcul et en occupation mémoire).

La première partie de ce mémoire traitera des études à caractère théorique. Dans le premier chapitre, nous présenterons le processus et la phase modélisation du comportement des microorganismes dans le réacteur. L'identification des paramètres du modèle obtenu fera l'objet du second chapitre. Enfin, nous exposerons dans le chapitre III les solutions retenues pour l'optimisation par modèle des conditions de fonctionnement d'une unité de production de biomasse, et en particulier l'application de la commande modale pour atteindre très rapidement le point optimal.

La deuxième partie sera consacrée à la mise en oeuvre des fermentations continues, donc à l'aspect pratique de notre travail. Ainsi, le chapitre IV décrira l'unité pilote et les différents capteurs permettant la connaissance des variables principales du processus et sa commande.

Nous avons proposé une technique nouvelle de mesure de l'activité biologique de la fermentation par bilan thermique ; la conception et la réalisation d'un tel capteur sont rapportées dans le cinquième chapitre.

Enfin, le couplage de l'unité pilote au calculateur et les principes retenus pour la commande feront l'objet du dernier chapitre.

CHAPITRE I

M O D E L I S A T I O N



I.1 INTRODUCTION

L'objectif du type de fermentation que nous avons étudié est la production de biomasse qui est directement liée aux possibilités de croissance des microorganismes.

Nous avons abordé la modélisation du processus en deux étapes : dans un premier temps, nous avons étudié les facultés de développement des cellules en fonction de leur proche environnement (température, pH, milieu nutritif, ...); nous nous sommes ensuite penché sur les conditions matérielles de culture des microorganismes et particulièrement sur l'influence des commandes physiques du réacteur sur l'environnement des cellules, donc sur leur croissance.

I.2 MODELISATION DU TAUX DE CROISSANCE

Le modèle que nous présentons a été élaboré dans le cas de croissance de *Candida lipolytica* sur n-alcanes ; il est important de préciser qu'il ne prétend pas représenter tout type de fermentation sur hydrocarbure et que d'autres études nous ont amené à élaborer des modèles différents en présence de souches différentes (§ I.5). Ainsi -et c'est une des particularités des études de processus biochimiques- il est à peu près certain que pour tout type de fermentation il sera nécessaire de reprendre cette phase de la modélisation.

A l'image de tout être vivant, la croissance et le comportement d'un microorganisme sont régis par des réactions biochimiques internes d'une grande complexité qui font intervenir les contacts et transferts de matières entre cellule et milieu extérieur. Dans l'optique de la commande numérique, nous nous sommes limité à l'étude de modèles simples qui permettent de relier la croissance à l'état du milieu extérieur sans entrer dans une description précise des réactions biochimiques.

Les principales composantes de l'environnement du microorganisme sont les suivantes :

- température du milieu de fermentation	:	θ_f	°C
- pH du milieu de fermentation	:	pH	unités pH
- puissance d'agitation de la culture	:	Pa	W
- concentration en aliment carbonné (substrat)	:	S	g/l
- concentration en microorganismes	:	X	g/l
- concentration en oxygène dissous	:	r	mg/l
- concentration en sels minéraux-vitamines	:	S_{m_i}	g/l

Il est certain que chaque microorganisme a un comportement qui lui est propre et qu'à chaque instant le milieu de fermentation contient des cellules jeunes, des cellules bourgeonnantes et parfois des cellules mortes [1]. Nous avons opté pour une étude macroscopique, la plus généralement adoptée, qui consiste à considérer la population microbienne homogène, décrite par la concentration en microorganismes : X. Le taux de croissance, calculé à partir de l'évolution de X, correspondra alors à une valeur moyenne des taux de croissance propres à chaque levure.

En fermentation continue, la variation par unité de temps de la concentration en microorganismes est le résultat de deux phénomènes qui se superposent : le premier, physique, consiste à retirer à chaque instant une quantité de milieu du fermenteur contenant de la biomasse et à la remplacer par une solution de sels minéraux et d'aliments. Le second provient de la croissance des cellules par réaction biologique ; il est caractérisé par la variable \mathcal{A} appelée activité biologique ($g.l^{-1}.h^{-1}$).

Dans le cas de fermentations discontinues, seul le phénomène biologique est présent. On obtient alors :

$$\mathcal{A} = \frac{dX}{dt}$$

Le taux de croissance est défini par le rapport :

$$\mu = \frac{\mathcal{A}}{X} \quad h^{-1}$$

Il est fonction de l'état du milieu extérieur aux microorganismes et peut être représenté sous la forme d'une fonction :

$$\mu = f(\theta_f, pH, Pa, S, X, S_{m_i}, \dots)$$

L'objectif de notre travail étant la commande du processus, il a été nécessaire, pour aboutir à une structure simple et exploitable, de réduire l'ordre du modèle. Nous avons opté pour la voie déjà suivie par nos partenaires biochimistes, qui consiste à étudier la seule influence des concentrations X et S. Cela implique que les autres variables soient maintenues à des valeurs constantes ou que l'on fasse en sorte qu'elles n'interviennent pas sur le taux de croissance. Ce dernier est dans tous les cas limité à une valeur supérieure caractéristique de la souche utilisée et appelée taux de croissance maximum : μ_m .

Des études précédentes en fermentation discontinue ont permis de modéliser l'influence de θ_f et du pH. Ainsi BOUDON a montré [2] qu'il existait une valeur μ_m optimum autour de laquelle le taux de croissance pouvait être relié à ces variables par une loi du type :

$$\mu_m = \mu_{m\phi} + b_1 \theta_f + b_2 \text{pH} + b_3 \theta_f^2 + b_4 \text{pH}^2$$

Il a ensuite proposé une méthode d'identification des paramètres b_i et de détermination des valeurs $\hat{\theta}_f$ et $\hat{\text{pH}}$ qui maximisent μ_m . Nous nous sommes placé en ces points et avons régulé la température et le pH autour de ces valeurs tout au long de nos travaux.

GOMA a démontré [3, 4, 5] que la puissance d'agitation de la culture favorise le transfert du substrat à l'intérieur de la cellule. Nous nous sommes donc placé à une puissance P_a maximum compte tenu de notre instrumentation et constante.

Enfin, les sels minéraux sont injectés en quantité surabondante pour que le croissance ne soit pas limitée par leur concentration ; des études ont été menées en ce sens par nos partenaires biochimistes [5]. Il en est de même pour ce qui concerne l'aération de la culture qui a été déterminée pour obtenir une concentration en oxygène dissous en excès dans toute condition de fonctionnement.

L'expression de μ peut ainsi être ramenée à une forme plus simple :

$$\mu = f(S, X, \underline{q})$$

\underline{q} : vecteur de paramètres lié aux variables θ_f , pH, P_a ,...

Les variables r , S_{m_i} , en concentrations non limitantes, n'interviennent plus.

Au début de nos travaux, plusieurs modèles de croissance classiques avaient été testés au laboratoire de Génie Biochimique. Il avait été observé en particulier que si la concentration en substrat augmentait, le taux de croissance était modifié dans le même sens, que l'hydrocarbure utilisé n'était pas inhibiteur pour des fortes concentrations et que les possibilités de croissance diminuaient si la population microbienne augmentait.

L'étude des transferts de substrat à travers la membrane cellulaire et des phénomènes de dissolution de l'hydrocarbure a été effectuée par G. GOMA qui a proposé un modèle de croissance ayant la forme :

$$\mu = \mu_m \frac{1}{\frac{AX}{S} + 1} \quad (1)$$

Il a démontré que d'une part le taux de croissance maximum est proportionnel à la solubilité vraie des hydrocarbures, d'autre part que le paramètre A est lié à la puissance d'agitation (A décroît lorsque Pa augmente). Nous avons vérifié expérimentalement ces résultats. La figure I.1 montre les variations de $\frac{1}{\mu}$ en fonction du rapport $\frac{X}{S}$. On remarque que l'on obtient effectivement une droite correspondant à la relation :

$$\frac{1}{\mu} = \frac{A}{\mu_m} \frac{X}{S} + \frac{1}{\mu_m}$$

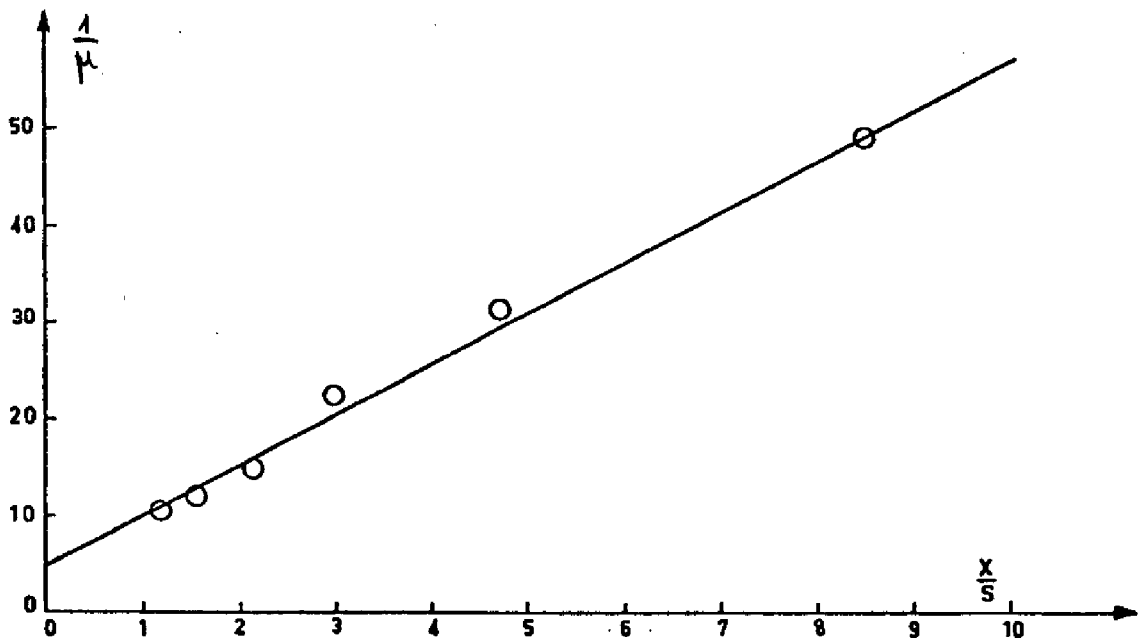


Figure I.1

Cette représentation du taux de croissance s'avère cependant mal adaptée dans le cas de concentrations en substrat importantes. En effet, on constate expérimentalement que pour $S > S_{crit}$, valeur critique, le taux de croissance devient indépendant de cette variable. La courbe apparaissant sur la figure I.2 a été obtenue en régime transitoire d'une fermentation continue. Elle montre les variations de $\frac{\mu_m}{\mu}$, linéaires en fonction de X bien que la concentration en substrat S ait varié de 20 g/l à 10 g/l au cours de l'expérimentation.

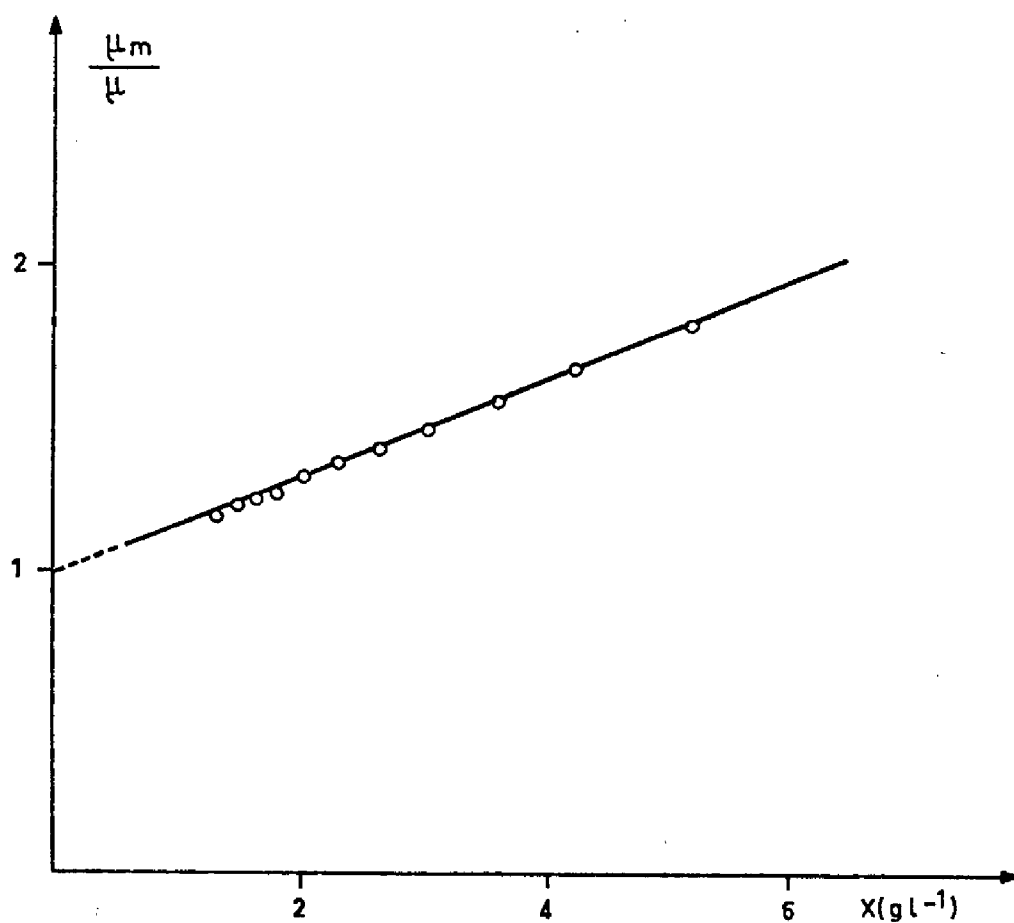


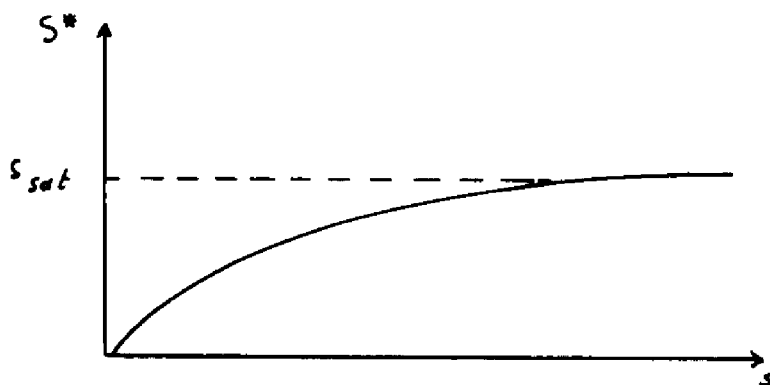
Figure I.2

La représentation mathématique de ce phénomène conduit à généraliser le modèle 1 en distinguant la concentration en substrat global S présent dans le fermenteur du substrat intervenant effectivement dans le mécanisme de croissance que nous appellerons S^* .

$$\mu = \frac{\mu_m}{A \frac{X}{S^*} + 1} \quad (2)$$

Nous avons opté pour une relation du type saturation [6] reliant S^* à S :

$$S^* = \frac{S \cdot S_{\text{sat}}}{S + S_{\text{sat}}}$$



En présence de fortes concentrations en substrat $S^* = S_{sat}$ le taux de croissance prend alors la forme dépendant uniquement de X :

$$\mu = \frac{\mu_m}{\frac{A X}{S_{sat}} + 1}$$

Le modèle adopté pour nos fermentations est donc le suivant :

$$\mu = \frac{\mu_m}{A X \frac{S+S_{sat}}{S \cdot S_{sat}} + 1}$$

Nous étudierons au § 1.4 un plan d'expérimentation destiné à en tester la validité et à identifier les 3 paramètres μ_m , A et S_{sat} .

1.3 EQUATIONS BILAN REPRESENTANT LE PROCESSUS

La mise en oeuvre des fermentations sera décrite dans le chapitre IV. Il est toutefois nécessaire, pour modéliser le processus global, d'examiner de façon sommaire le fonctionnement du réacteur (Figure 1.3).

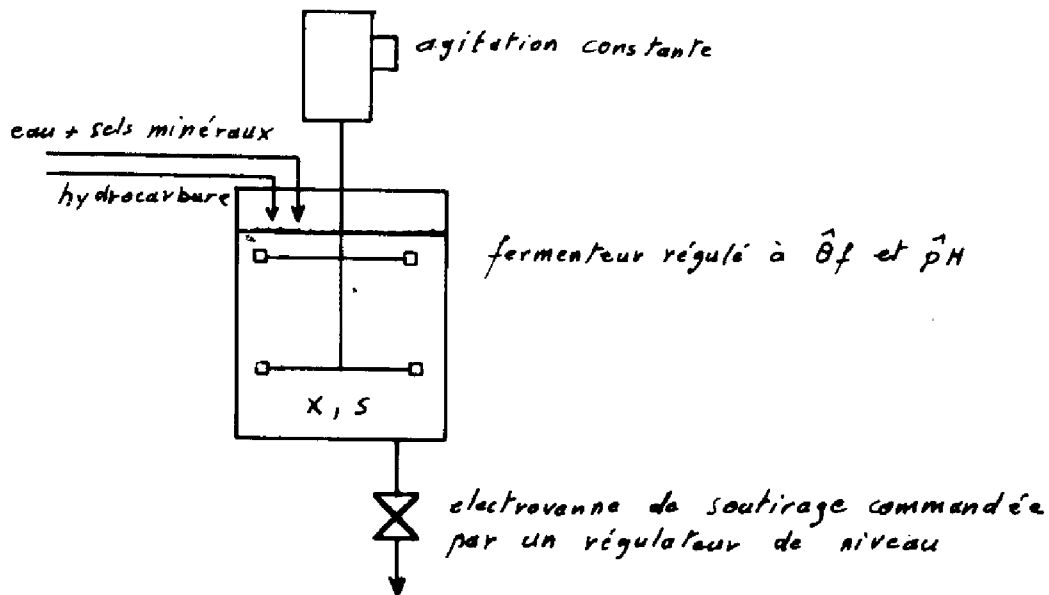


Figure I.3

A partir d'une concentration initiale faible en microorganismes X_0 (ensemencement), et après un passage de quelques heures en discontinu destiné à faire croître X rapidement, on injecte de façon continue une solution de sels minéraux + eau (débit Q_{MM}) ainsi que de l'hydrocarbure (débit Q_{HC}). Un régulateur de niveau actionne une électrovanne qui permet de soutirer le milieu de fermentation avec un débit égal au débit d'alimentation : $Q_{HC} + Q_{MM}$. Le phénomène de croissance des cellules conduit à un état du fermenteur caractérisé par les concentrations d'équilibre \bar{X} et \bar{S} pour des valeurs constantes des commandes du réacteur :

- dilution du milieu de fermentation (Q_{MM})
- alimentation en hydrocarbure (Q_{HC})

Le point de fonctionnement d'un fermenteur continu peut être caractérisé à tout instant par les variables d'état du système X et S . Les équations bilan du processus représentent les variations de l'état et sont obtenues en effectuant le bilan des matières apparaissant ou disparaissant par phénomène biologique ou physique. Ce dernier cas est en particulier fonction des variables de commande du système :

- D : taux de dilution

$$h^{-1}$$

$$D = \frac{\text{Débit de soutirage}}{\text{volume de milieu réactionnel}} = \frac{Q_{HC} + Q_{MM}}{V}$$

En pratique, $Q_{MM} \gg Q_{HC}$; ainsi, le taux de dilution peut-il être exprimé par :

$$D = \frac{Q_{MM}}{V}$$

- F : taux d'alimentation en source carbonée

$$F = \frac{\text{Débit massique de substrat}}{\text{volume de milieu réactionnel}} = \frac{Q_{HC} \times d_c}{V}$$

d_c : densité de l'hydrocarbure.

Cette dernière notation est rarement adoptée dans la littérature, les auteurs préférant l'utilisation de la concentration en substrat dans les fluides d'alimentation appelée S_0 . Le taux d'alimentation en source carbonée peut y être relié par :

$$F = D S_0$$

Le choix de l'une ou l'autre des notations doit être fait en considérant la structure même de l'instrumentation. Dans certains cas de fermentations, le substrat est mélangé aux sels minéraux dans l'eau de dilution du réacteur et une seule pompe alimente le réacteur ; la notion de S_0 peut alors être utilisée. Nous la déconseillons par contre dans les fermentations sur substrats non solubles, car dans ce cas une pompe d'alimentation en substrat doit être prévue et la notation F en représente effectivement le débit à un facteur près.

Au cours d'une fermentation, le substrat est consommé :

- pour la croissance des cellules (activité biologique),
- pour le maintien en survie des microorganismes appelé aussi maintenance (cette notion est parfois contestée, aussi avons nous développé un plan d'expérimentation permettant de mettre ce phénomène en évidence au § I.4),
- pour la production de métabolites.

Le but des fermentations étudiées étant la production de biomasse, la souche utilisée a été choisie pour son faible taux de production de métabolites et ce phénomène a donc été négligé.

Ainsi, le bilan matière effectué sur le substrat conduit-il à l'équation :

$$\frac{dS}{dt} = F - DS - \frac{\mu X}{Y_c} - m_c X \quad (3)$$

\uparrow substrat apporté au système
 \uparrow substrat disparaissant par soutirage
 \uparrow substrat utilisé pour la croissance des microorganismes.
 \uparrow substrat utilisé pour le maintien en survie des microorganismes

$$\frac{dS_B}{dt} = -\frac{\mu X}{Y_c} - m_c X = -\frac{\mu X}{Y_c} - m_c X$$

caractérise le substrat consommé par processus biologique.

m_c : taux de consommation de substrat carbonné à taux de croissance nul ou coefficient de maintenance.

Y_c : rendement en biomasse.

Il est intéressant de mesurer le rendement global du phénomène de conversion de substrat en biomasse. Il est défini par le taux global de conversion R_c :

$$R_c = \frac{-dS_B}{dt}$$

soit :

$$R_c = \frac{\mu}{m_c + \frac{\mu}{Y_c}} \quad (4)$$

Un bilan matière peut de la même façon être effectué pour X :

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - DX$$

soit :

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - D) X \quad (5)$$

Nous adopterons dans la suite du mémoire une notation vectorielle pour la représentation du système caractérisé par les équations (3) et (5) :

$$\underline{Y} = \begin{bmatrix} X \\ S \end{bmatrix} \quad \text{vecteur d'état}$$

$$\underline{u} = \begin{bmatrix} D \\ F \end{bmatrix} \quad \text{vecteur de commande}$$

$$\underline{q} = \begin{bmatrix} \mu_m \\ A \\ S_{\text{sat}} \\ Y_c \\ m_c \end{bmatrix} \quad \text{vecteur de paramètres}$$

La modélisation et l'identification des paramètres de croissance d'un processus de fermentation continue nécessite la collecte d'informations caractérisant, dans notre cas, le taux de croissance μ par rapport à l'état \underline{Y} ; dans ce but, nous avons été amené à définir un plan d'expérimentation.

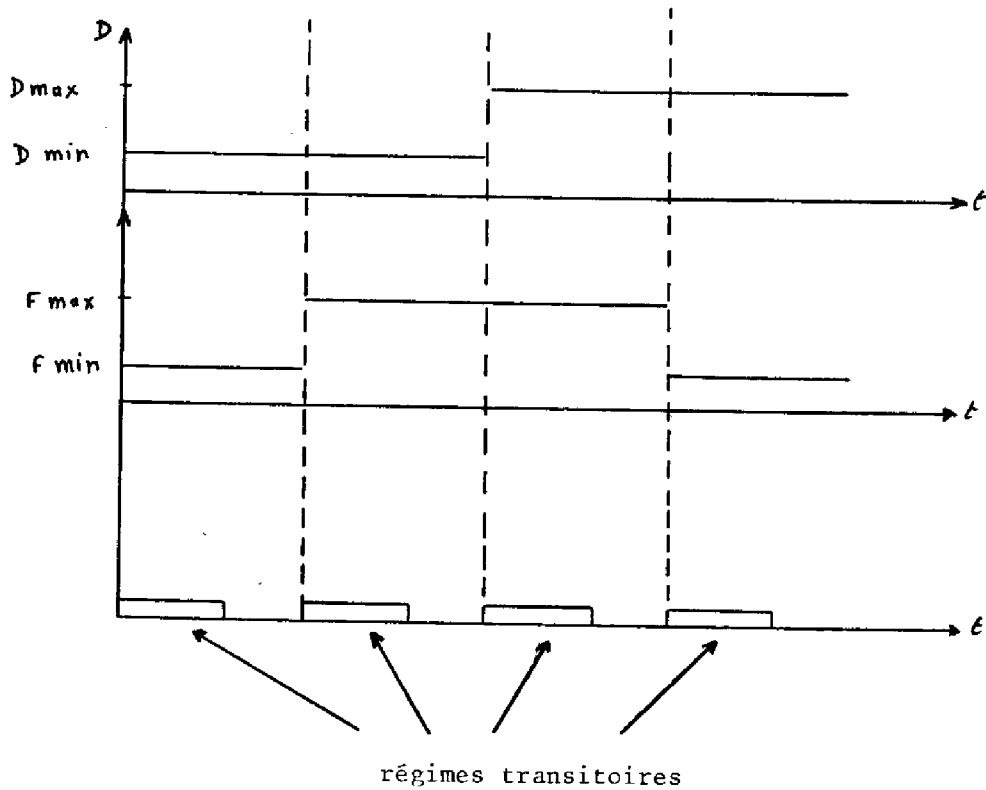
I.4 PLAN D'EXPERIMENTATION

Une technique généralement employée consiste à utiliser les points d'équilibre correspondant à différentes valeurs de la commande \underline{u} . Cette méthode présente l'inconvénient d'être lente, le temps de réponse du processus à un échelon sur une variable d'action pouvant atteindre plusieurs dizaines d'heures. En outre, on constate expérimentalement des variations des paramètres du modèle, μ_m en particulier, pour des manipulations de longue durée (quelques centaines d'heures).

Aussi, dans le but d'obtenir en un temps minimum un maximum d'informations sur la nature de la fonction μ , nous avons utilisé les régimes transitoires, réponses à des échelons appliqués sur chaque variable de commande. Les variations sur les variables d'état X et S devant être aussi grandes que possible, ces échelons sont appliqués entre les valeurs extrêmes accessibles compte tenu de l'instrumentation (indices min et max), en s'assurant que dans tous les cas, les hypothèses de fonctionnement que nous nous sommes fixées sont respectées :

- substrat carboné seul élément limitant
- excès d'oxygène et de sels minéraux

Le plan d'expérimentation est alors le suivant :



Remarques

- la durée d'un régime transitoire, étroitement liée à la fonction μ recherchée est inconnue a priori.

- la fonction μ recherchée est supposée être une relation purement algébrique (indépendante du temps - sans effet d'hystérésis). Elle est supposée valable dans tout le domaine de variation de X, S accessible, compte tenu des contraintes sur les variables de commande.

Ce plan d'expérimentation est complété par des manipulations caractérisant plus spécialement certains effets apparus lors de la modélisation.

Mise en évidence d'une saturation sur S^*

Le fermenteur est placé en régime d'équilibre $\begin{bmatrix} X_1 \\ S_1 \end{bmatrix}$ pour une commande conduisant à une forte concentration en substrat ($S_1 > S_{sat}$).

$$u_1 = \begin{bmatrix} D_1 \\ F_1 \end{bmatrix}$$

On annule alors le taux d'alimentation en substrat F en conservant la valeur D_1 au taux de dilution

$$u_2 = \begin{bmatrix} D_1 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Les équations de fonctionnement deviennent alors :

$$\dot{X} = (\mu - D_1) X$$

$$\dot{S} = -D_1 S - \frac{\mu X}{Y_c} - m_c X$$

Deux phases sont mises en évidence :

- Dans un premier temps la concentration en biomasse garde la valeur X_1 alors que la concentration en substrat diminue. Ceci signifie que μ conserve une valeur constante bien que S varie :

$$\dot{X} = 0 \implies \mu = f(X, S^*) = D_1 = \text{constante}$$

On a bien une saturation sur le substrat intervenant dans le phénomène de croissance.

- On observe ensuite une cassure dans l'allure de X qui décroît à partir du moment où S devient inférieur à la valeur critique S_{sat} .

La figure I.5 représente les résultats expérimentaux illustrant ces deux points.

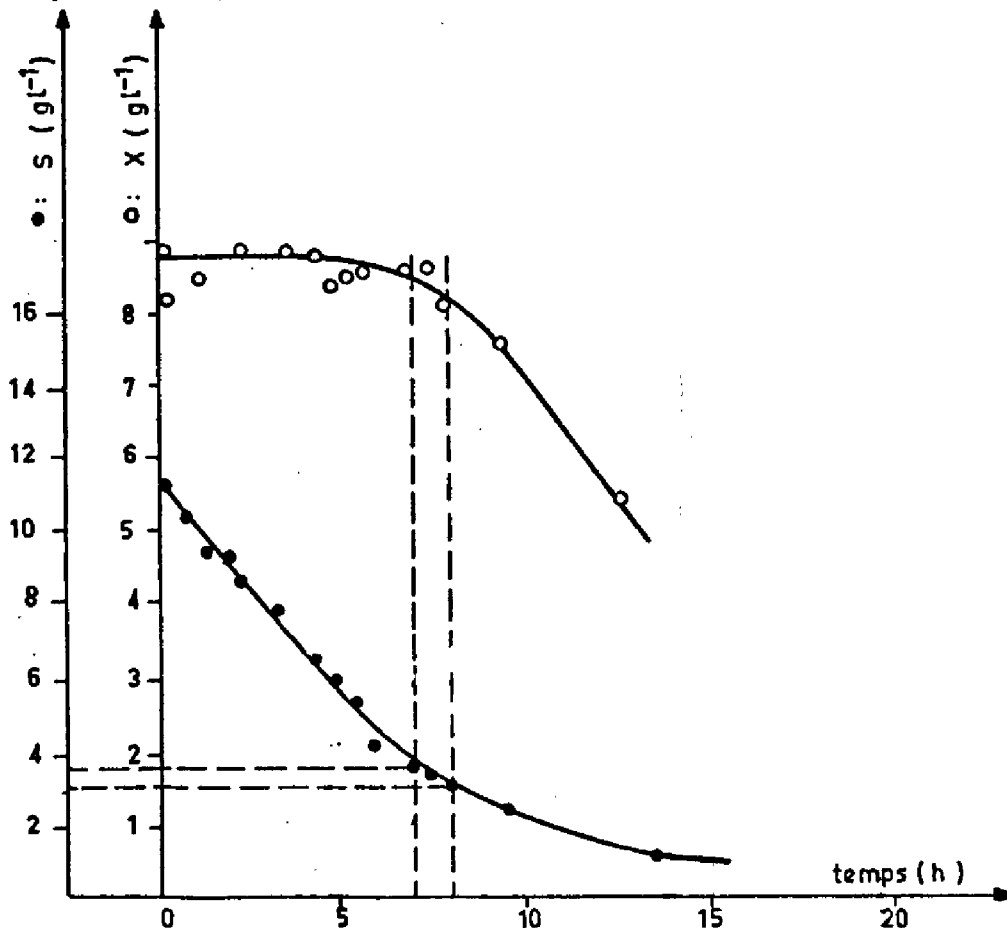


Figure I.5

Mise en évidence d'un terme de maintenance

Toute consommation de substrat carboné par phénomène biologique se traduit par un dégagement de CO_2 :

- l'activité biologique $\mathcal{A} = \mu X$

- la consommation à taux de croissance nul : $m_c X$

Ainsi, si nous appelons % CO_2 la concentration en CO_2 dans les gaz effluents [7] :

$$\% \text{CO}_2 = k_1 \frac{\mu X}{Y_c} + k_2 m_c X \quad \begin{array}{l} k_1 : \text{constante} \\ k_2 : \text{constante} \end{array}$$

La mise en évidence du terme de maintenance dans le second membre de l'équation est réalisée en gardant une activité biologique constante tout en faisant croître la concentration en biomasse X . Ceci est réalisé, à taux de dilution nul, en maintenant le taux d'alimentation en substrat de telle façon que $S > S_{\text{sat}}$ pour X élevé ($> 10 \text{ g/l}$) ; ainsi :

$$\mu = \mu_m \frac{1}{1 + \frac{A X}{S_{\text{sat}}}} \quad X \text{ étant grand : } \frac{A X}{S_{\text{sat}}} \gg 1 \quad \text{donc } \mu \approx \frac{m S_{\text{sat}}}{A X}$$

$$\mu X = \mu_m \frac{S_{\text{sat}}}{A} = \text{constante} = \mathcal{A}$$

$$X = X_0 + \mathcal{A} t$$

$$\% \text{CO}_2 = (k_1 \frac{\mathcal{A}}{Y_c} + k_2 m_c X_0) + k_2 m_c \mathcal{A} t$$

$$\% \text{CO}_2 = a_0 + a_1 t$$

La figure I.6 montre les résultats pratiques d'une telle manipulation. L'accroissement linéaire de la concentration en CO_2 alors que l'activité biologique reste constante met en évidence une relation linéaire entre dégradation de substrat et concentration en biomasse X .

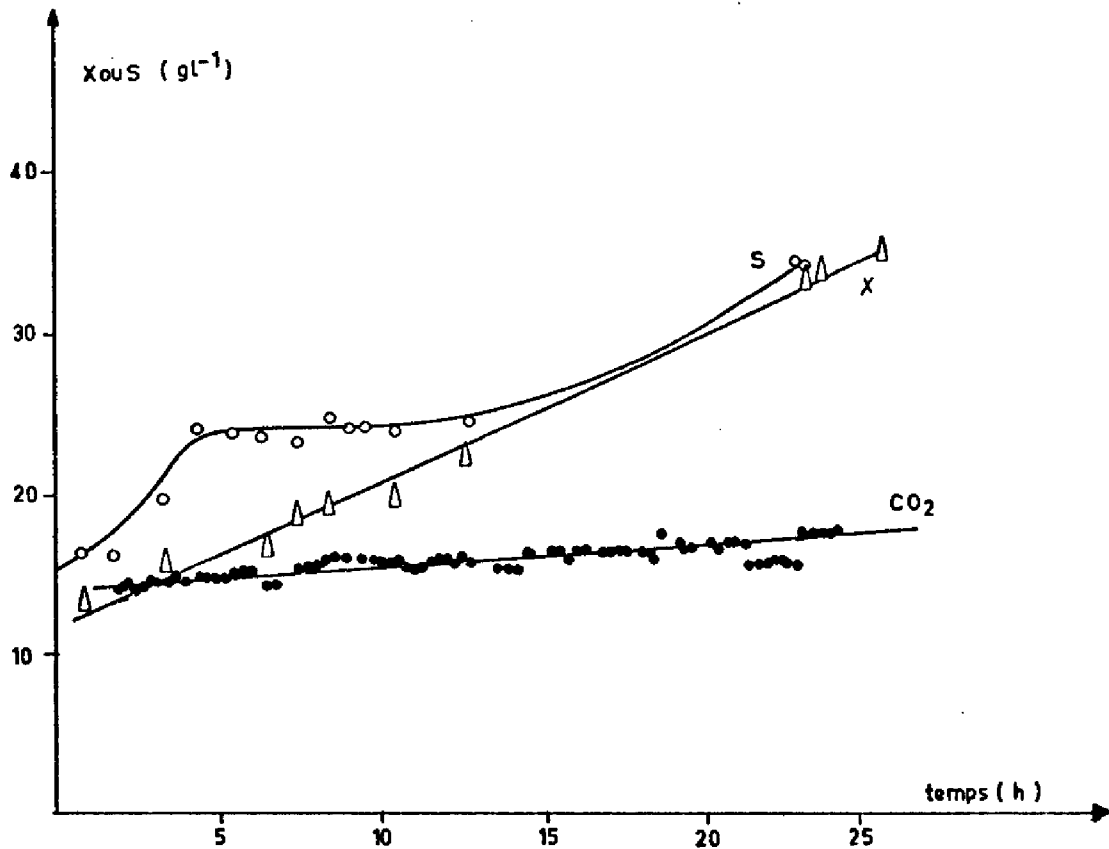


Figure I.6

I.5 MODELISATION D'UNE FERMENTATION A DOUBLE LIMITATION

Nous avons été amené (*) à étudier l'influence de l'oxygène dissous sur la croissance. Les équations de la fermentation sont alors complétées par un bilan matière effectué sur l'oxygène dissous en concentration r [8] :

$$\frac{dr}{dt} = B (r_o - r) - \frac{\mathcal{R}}{Y_{O_2}} - m_{O_2} X$$

B : coefficient d'aération et d'agitation de la culture

r_o : concentration à l'équilibre sans biomasse

Y_{O_2} : rendement en biomasse par rapport à l'oxygène

m_{O_2} : taux de consommation d'oxygène à taux de croissance nul.

(*) Dans le cadre d'un contrat D.G.R.S.T. concernant le Groupement Français des Protéines (G.F.P.), le Laboratoire de Génie Biochimique de l'I.N.S.A.T. (L.G.B.) et le Laboratoire d'Automatique et d'Analyse des Systèmes du C.N.R.S. (L.A.A.S.) [9].

Le taux de croissance prend la forme :

$$\mu = f(X, S, r, q)$$

Des expérimentations effectuées dans les laboratoires du G.F.P. selon un plan d'expérimentation analogue à celui exposé au § I.4, on peut tirer deux conclusions :

- en ce qui concerne les variables X et S : leur influence est du même type que sur la souche utilisée à Toulouse, bien que nous n'ayons pas constaté de phénomène de saturation.
- en ce qui concerne la variable r : nous n'avons pu nous déterminer quant à une structure globale incluant cette variable, les différents modèles proposés par nos partenaires biochimistes ne pouvant donner une représentation correcte du phénomène de croissance dans tous les cas d'expériences.

Parmi ces modèles étudiés, citons :

$\mu = \mu_m \frac{1}{(A x+1) \left(1 + \frac{K_r}{r}\right)}$	}	modèle multiplicatif type "Monod" pour l'oxygène
$\mu = \mu_m \frac{1}{(A x+1) \left(1 + \left(\frac{K_r}{r}\right)^N\right)}$		
$\mu = \mu_m \frac{1}{A \frac{x}{r} + 1}$	}	influence de l'oxygène associée à celle de x
$\mu = \mu_m \frac{1}{A \cdot \left(\left(\frac{K_r}{r}\right)^N + 1\right) \cdot x + 1}$		
$\mu = \mu_m \frac{1}{(A x+1) \left(1 + \frac{K_r}{\alpha \cdot r}\right)}$		l'activité biologique agit sur le transfert d'oxygène
$\mu = \mu_m \cdot \min \left[\frac{1}{A x+1}, \frac{1}{1 + \frac{K_r}{r}} \right]$		seule la limitation la plus importante est prise en compte

La variable x permettait le test de différentes influences possibles de la concentration en biomasse. Ainsi nous sommes nous penché sur 3 modèles différents

pour chacune des structures ci-dessus :

- a. $x = \frac{1}{S}$ seule influence du substrat
- b. $x = \frac{X}{S}$ X agit comme inhibiteur
- c. $x = \frac{1}{X.S}$ X favorise la croissance (autocatalyse)

L'étude des expérimentations conduites à r constant nous ont permis de retenir la solution b. Ce travail sera développé dans le chapitre suivant ayant trait à l'identification des paramètres.

1.6 CONCLUSION

Le modèle élaboré dans le cadre de cette étude permet de représenter globalement la croissance des microorganismes et en particulier d'expliquer l'existence de réactions d'ordre zéro en continu (activité biologique constante). On peut penser qu'il est généralisable pour toute croissance où les cinétiques de dissolution du substrat limitent la réaction biologique.

La consommation de substrat par "maintenance", qui a déjà fait l'objet de nombreuses publications, a été mise en évidence de façon incontestable par les travaux sur notre souche. D'un autre côté, l'interprétation nouvelle des phénomènes observés expérimentalement par une relation du type saturation au niveau du substrat intervenant pour la croissance, permet une modélisation tout à fait générale du processus.

Ce travail demanderait cependant à être complété par une étude dynamique de la relation entre taux de croissance et composition du milieu extérieur. L'ensemble des modèles présentés dans la littérature représente cette relation par des lois algébriques. Nouveaux venus dans le domaine de la fermentation, nous nous sommes rallié à cette conception et avons développé notre étude en ce sens, les modèles envisagés ayant la forme :

$$\mu = f(X, S, q)$$

Quelques auteurs ont cependant observé de façon systématique que pour une concentration en substrat donnée S , deux taux de croissance pouvaient être obtenus en

atteignant S à partir d'une valeur supérieure ou inférieure. Ils ont représenté ce fait par un effet d'hystérésis. Bien que n'ayant pas mis de tels phénomènes en évidence (aucune campagne d'essais systématiques n'a été menée en ce sens), nous pensons qu'il serait intéressant de faire intervenir le temps qui est certainement à l'origine de cet effet (transit du substrat à travers la paroi cellulaire, assimilation des hydrocarbures...). On pourrait ainsi se pencher sur des structures ayant la forme :

$$\dot{\mu} = f(X, S, \mu, t, \underline{q})$$

Nous nous sommes efforcé tout au long de cette étude de modélisation de retenir des modèles simples, comportant peu de paramètres. Aussi nous ne prétendons pas représenter tous les phénomènes internes au microorganisme et laissons aux biochimistes le soin de développer des modèles "biomathématiques" beaucoup plus complets [10]. On peut penser cependant que si ces derniers présentent un intérêt incontestable sur le plan biochimie, leur application à la commande en temps réel des processus paraît délicate vu le nombre de paramètres à prendre en compte. En effet, même si leurs valeurs peuvent être calculées par le biais de relations physiologiques déterministes et strictes, sera-t-on toujours certain d'avoir une représentation complète et immuable du développement de la biomasse ? Est-il possible, dans l'état actuel des connaissances de modéliser la vie sous tous ses aspects ? Dans le cas d'une réponse négative, des variables non mesurées (mesurables ...) interviendraient sur la valeur de ces paramètres et il serait nécessaire de recourir périodiquement à des méthodes d'identification ; les plus rapides, seules adaptables en ligne, sont souvent mises en échec en présence d'un nombre de paramètres supérieur à 4 ou 5, en particulier avec des signaux bruités comme nous en obtenons en fermentation.

Pour notre part, nous avons opté pour un modèle empirique de commande représentant de façon satisfaisante les phénomènes observés. Certes les paramètres sont susceptibles d'évoluer au cours du temps pour des raisons que nous n'expliquons pas, mais ils sont en nombre limités et peuvent être rapidement calculés en ligne.



CHAPITRE II

I D E N T I F I C A T I O N



II.1 INTRODUCTION

La modélisation du processus de fermentation continue a conduit à la structure (6) :

$$\dot{\underline{Y}} = f(\underline{Y}, \underline{u}, \underline{q}) \quad (6)$$

L'identification est un moyen de déterminer les valeurs des paramètres intervenant dans le modèle du taux de croissance (μ_m, A, S_{sat}) et dans les équations bilan de la fermentation (m_c, Y_c). Ce travail peut être appliqué OFF-LINE, à la suite d'expérimentations ou ON-LINE dans le cas d'un calcul en temps réel des valeurs caractéristiques de la fermentation en vue, notamment, de l'optimisation et de la conduite numérique du processus [11].

Dans ce dernier cas, les méthodes employées doivent être économiques en temps calcul et en occupation mémoire afin de pouvoir s'intégrer sans problème dans le logiciel du calculateur connecté au processus.

De nombreuses méthodes d'identification de systèmes non linéaires ont été développées et appliquées aux processus de fermentation [2, 12, 13, 14]. Elles diffèrent peu dans leur principe qui est le suivant :

si l'on appelle \underline{Y}^* l'évolution mesurée de l'état du processus en cours d'expérimentation à partir d'un état $\underline{Y}^*(t_0)$ ($t_0 \leq t \leq t_f$), le problème d'identification est de rechercher, généralement par des méthodes itératives, la valeur du vecteur \underline{q} qui minimise un critère $C(\underline{Y}(t), \underline{Y}^*(t))$, fonctionnelle de l'écart : $\underline{\xi}(t) = \underline{Y}^*(t) - \underline{Y}(t)$ sur l'horizon $[t_0, t_f]$.

Le critère le plus usuel, car intéressant pour ses propriétés analytiques, est le critère quadratique :

$$C(\underline{q}) = \int_{t_0}^{t_f} [\underline{\xi}(t)]^T \cdot [Q] \cdot \underline{\xi}(t) dt$$

$[Q]$: matrice définie positive

$[]^T$: symbole de transposition

L'identification étant réalisée par calculateur numérique et les valeurs $\underline{Y}^*(t)$ connues à des instants précis t_i , le critère prend la forme discrète

$$C(\underline{q}) = \sum_{i=1}^N [\underline{\xi}(t_i)]^T \cdot [Q] \cdot \underline{\xi}(t_i)$$

N = nombre de mesures

Le calcul du critère à chaque itération nécessite la connaissance de $\underline{Y}(t)$ donc l'intégration du système non linéaire (6). Les algorithmes de programmation non linéaire utilisés généralement (gradient, Newton, Marquart, ...) conduisent au calcul du gradient du critère par rapport aux paramètres et -ou- de la matrice des dérivées secondes.

Le schéma de ce type de calcul est donné sur la figure II.1.

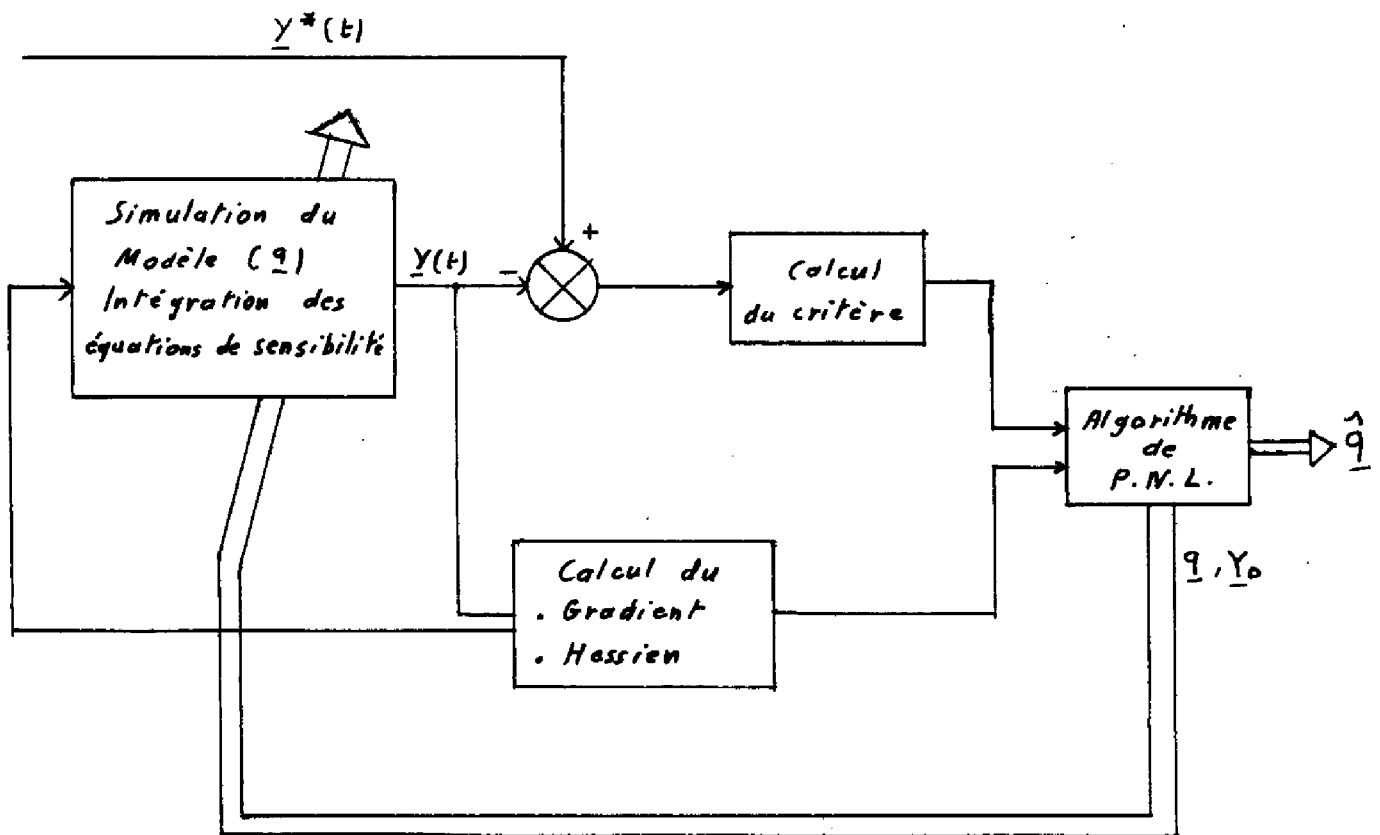


Figure II.1

L'application d'une méthode de ce type à la résolution de notre problème conduit dans le cas le plus simple de l'algorithme du gradient à l'intégration simultanée de 10 équations différentielles non linéaires (2 équations d'état,

8 équations de sensibilité). Elle ne peut convenir en aucun cas pour l'identification ON-LINE, tant sur le plan occupation mémoire que temps calcul.

Nous proposons une méthode directe basée sur la reconstitution des évolutions réelles $X(t)$, $S(t)$ et de leurs dérivées à partir des signaux bruités $X^*(t_i)$, $S^*(t_i)$. Les paramètres m_c , Y_c , μ_m , A , S_{sat} , sont ensuite déterminés par régression linéaire.

II.2 RECONSTITUTION DE L'EVOLUTION D'UNE VARIABLE D'ETAT

II.2.1. Principe

Les fonctions temporelles $X(t)$ et $S(t)$ représentant les régimes transitoires lors de fonctionnement en continu sont complexes et il n'est pas envisageable de les obtenir sous forme analytique.

Nous avons cependant constaté qu'il était possible d'assimiler les courbes des variations de X ou de S à des polynômes en t :

$$P(t) = a_0 + a_1 t + \dots + a_n t^n$$

Les simulations du système pour différents modèles classiques ont montré qu'un polynôme de degré 5 convenait dans tous les cas pour une représentation correcte du processus : l'identification à partir de points obtenus en simulation (§II.4) permet une reconstitution des évolutions de l'état avec une précision de l'ordre de 0,5 %, alors que l'erreur de mesure des capteurs sur le processus réel est supérieur à 5 %.

Avant de décrire le fonctionnement du lissage polynomial, il est nécessaire de formuler deux remarques essentielles :

- les coefficients a_i dépendent directement des conditions initiales et des valeurs du vecteur de commande ; aussi est-il nécessaire de les recalculer pour chaque régime transitoire différent.
- l'approximation polynomiale ne permet pas la représentation correcte d'un fonctionnement continu précédé d'un régime transitoire. Nous nous limitons donc, et c'est aussi une conclusion à laquelle nous étions arrivé lors de la définition du plan d'expérimentation, à l'étude des régimes transitoires.

Remarque : Le système (7) aurait pu être obtenu par utilisation de la Pseudo-Inverse à gauche :

l'ensemble des mesures aux instants t_i peut s'exprimer sous la forme :

$$[T] \underline{a}_z = \underline{z}^*$$

en posant :

$$[T] = \begin{bmatrix} 1 & t_1 & t_1^2 & \dots & t_1^5 \\ 1 & t_2 & t_2^2 & \dots & t_2^5 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 1 & t_N & t_N^2 & \dots & t_N^5 \end{bmatrix} \quad \underline{z}^* = \begin{bmatrix} z(t_1) \\ z(t_2) \\ \dots \\ z(t_N) \end{bmatrix}$$

La matrice $[T]$ de dimension $N, 6$ est rectangulaire ($N > 6$ lors de l'identification). L'application de la pseudo-inverse à gauche conduit à multiplier les deux termes de l'équation par $[T]^T$ soit :

$$[T]^T [T] \underline{a}_z = [T]^T \underline{z}^*$$

La matrice $[T]^T [T]$ et le vecteur $[T]^T \underline{z}^*$ sont respectivement équivalents à la matrice $[P]$ et au vecteur \underline{Q} définis précédemment.

Nous utiliserons plutôt la technique de la pseudo-inverse pour la minimisation de ce type de critère quadratique dans la suite de l'exposé.

II.3 IDENTIFICATION DES PARAMETRES

L'application de la méthode de lissage polynomial aux variables d'état permet d'obtenir les vecteurs de coefficients \underline{a}_X et \underline{a}_S des polynômes représentant les variations temporelles de X et de S au cours d'un essai. On calcule alors les valeurs $X(t_i)$, $S(t_i)$ reconstituées et les valeurs des dérivées $\frac{dX}{dt}(t_i)$, $\frac{dS}{dt}(t_i)$, à partir du polynôme : $\dot{z}(t) = a_1 + 2a_2 t + \dots + 5a_5 t^4$

Les équations bilan de la fermentation permettent le calcul de :

$$\mu(t_i) = \frac{1}{X(t_i)} \cdot \frac{dX}{dt}(t_i) + D$$

$$R_c(t_i) = \frac{\mu(t_i) \cdot X(t_i)}{F - D \cdot S(t_i) - \frac{dS}{dt}(t_i)}$$

Nous disposons ainsi d'un ensemble de points caractéristiques du régime transitoire :

$$X(t_i) \qquad S(t_i) \qquad (t_i) \qquad R_c(t_i)$$

Détermination des paramètres m_c et Y_c

A partir de l'équation (4) qui peut s'écrire :

$$\frac{\mu}{R_c} = m_c + \frac{1}{Y_c} = \begin{bmatrix} 1 & \mu \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} m_c \\ \frac{1}{Y_c} \end{bmatrix}$$

on pose :

$$\begin{bmatrix} \frac{\mu(t_1)}{R_c(t_1)} \\ \vdots \\ \frac{\mu(t_N)}{R_c(t_N)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & \mu(t_1) \\ \vdots & \vdots \\ 1 & \mu(t_N) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} m_c \\ \frac{1}{Y_c} \end{bmatrix}$$

L'application de la pseudo-inverse conduit au système :

$$\begin{bmatrix} m_c \\ Y_c \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & \dots & 1 \\ \mu(t_1) & \dots & \mu(t_N) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 1 & \mu(t_1) \\ \vdots & \vdots \\ 1 & \mu(t_N) \end{bmatrix}^{-1} \cdot \begin{bmatrix} 1 & \dots & 1 \\ \mu(t_1) & \dots & \mu(t_N) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \frac{\mu(t_1)}{R_c(t_1)} \\ \vdots \\ \frac{\mu(t_N)}{R_c(t_N)} \end{bmatrix}$$

soit :

$$\begin{bmatrix} m_c \\ \frac{1}{Y_c} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} N & \sum_{i=1}^N \mu(t_i) \\ \sum_{i=1}^N \mu(t_i) & \sum_{i=1}^N \mu(t_i)^2 \end{bmatrix}^{-1} \cdot \begin{bmatrix} \sum_{i=1}^N \frac{\mu(t_i)}{R_c(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N \frac{\mu(t_i)^2}{R_c(t_i)} \end{bmatrix} \quad (8)$$

Le système (8) est résolu par la méthode de CHOLESKI.

Détermination des paramètres du taux de croissance

a) modèle sans saturation sur le substrat intervenant au niveau de la réaction.

$$\mu = \mu_m \frac{1}{A \frac{X}{S} + 1} \quad \text{soit} : \frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_m} + \frac{A}{\mu_m} \frac{X}{S} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{X}{S} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{1}{\mu_m} \\ \frac{A}{\mu_m} \end{bmatrix}$$

On pose :

$$\begin{bmatrix} \frac{1}{\mu(t_1)} \\ \vdots \\ \frac{1}{\mu(t_N)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{X(t_1)}{S(t_1)} \\ \vdots & \vdots \\ 1 & \frac{X(t_N)}{S(t_N)} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \frac{1}{\mu_m} \\ \frac{A}{\mu_m} \end{bmatrix}$$

La méthode de la pseudo-inverse conduit au résultat :

$$\begin{bmatrix} \frac{1}{\mu_m} \\ \frac{A}{\mu_m} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} N & \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{S(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{S(t_i)} & \sum_{i=1}^N \left(\frac{X(t_i)}{S(t_i)} \right)^2 \end{bmatrix}^{-1} \cdot \begin{bmatrix} \sum_{i=1}^N \frac{1}{\mu(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{\mu(t_i) S(t_i)} \end{bmatrix}$$

b) modèle avec saturation

$$\mu = \mu_m \frac{1}{\frac{AX(S+S_{\text{sat}})}{S \cdot S_{\text{sat}}} + 1}$$

$$\text{soit} : \frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_m} + \frac{A}{\mu_m} \frac{X}{S} + \frac{A}{\mu_m S_{\text{sat}}} X = \begin{bmatrix} 1 & X & \frac{X}{S} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{1}{\mu_m} \\ \frac{A}{\mu_m S_{\text{sat}}} \\ \frac{A}{\mu_m} \end{bmatrix}$$

$$\text{en posant} : \frac{1}{\mu} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{X}{S} & X \end{bmatrix} \begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \end{bmatrix}$$

on obtient :

$$\begin{bmatrix} 1 \\ \mu(t_1) \\ \vdots \\ 1 \\ \mu(t_N) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{X(t_1)}{S(t_1)} & X(t_1) \\ \vdots & \vdots & \vdots \\ 1 & \frac{X(t_N)}{S(t_N)} & X(t_N) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \end{bmatrix}$$

l'application de la pseudo-inverse donne le système :

$$\begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} N & \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{S(t_i)} & \sum_{i=1}^N X(t_i) \\ \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{S(t_i)} & \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)^2}{S(t_i)^2} & \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)^2}{S(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N X(t_i) & \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)^2}{S(t_i)} & \sum_{i=1}^N X(t_i)^2 \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} \sum_{i=1}^N \frac{1}{\mu(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{\mu(t_i)S(t_i)} \\ \sum_{i=1}^N \frac{X(t_i)}{\mu(t_i)} \end{bmatrix}$$

La méthode directe de CHOLESKI est à nouveau utilisée pour cette résolution et l'on obtient :

$$\mu_m = \frac{1}{a_0} \quad A = \frac{a_1}{a_0} \quad S_{sat} = \frac{a_1}{a_2}$$

Ainsi, par l'utilisation de méthodes directes, tant pour le prétraitement du signal bruité que pour la détermination des paramètres, avons-nous réduit considérablement le temps de calcul. L'emploi de la méthode de CHOLESKI [15] pour la résolution des différents systèmes permet l'utilisation du même sous-programme appelé plusieurs fois au cours de l'identification ^{*}, l'occupation mémoire étant ainsi limitée.

II.4 TEST DE LA METHODE D'IDENTIFICATION AVEC DES RESULTATS OBTENUS EN SIMULATION

Le programme d'identification a été testé à partir de résultats obtenus

* S. HERNANDO (INSAT-LAAS) a élaboré et mis au point le logiciel particulièrement performant pour la résolution des systèmes par la méthode de CHOLESKI, que nous avons utilisé dans le cadre de cette étude. Nous le remercions ici pour sa collaboration.

en simulation. Les valeurs mesurées $X^*(t_i)$ et $S^*(t_i)$ sont données dans le tableau I. Les résultats du lissage temporel apparaissent dans le tableau II. On peut constater la validité du lissage polynomial au 5e degré en comparant les valeurs de X et de S dans les deux cas.

TIME	OUTPUT 1 X	OUTPUT 2 S
0.000	5.00000	8.00000
3.000	5.48139	7.87462
6.000	5.98807	7.53613
9.000	6.51185	7.06388
12.000	7.04161	6.51461
15.000	7.56293	5.93284
18.000	8.05861	5.35648
21.000	8.51033	4.81859
24.000	8.90167	4.34598
27.000	9.22188	3.95595
30.000	9.46873	3.65372

Tableau I

X	S	$\frac{dS}{dt}$	$\frac{dX}{dt}$	μ	R_c
X= 4.9996	S= 7.9997	DS= .0025	DX= .1570	MU= .19140	RR= .7991
X= 5.4820	S= 7.8742	DS= -.0813	DX= .1647	MU= .19005	RR= .8005
X= 5.9876	S= 7.5383	DS= -.1386	DX= .1721	MU= .18874	RR= .8001
X= 6.5114	S= 7.0647	DS= -.1739	DX= .1765	MU= .18711	RR= .7997
X= 7.0420	S= 6.5129	DS= -.1913	DX= .1763	MU= .18504	RR= .7998
X= 7.5637	S= 5.9310	DS= -.1945	DX= .1705	MU= .18254	RR= .8001
X= 8.0589	S= 5.3571	DS= -.1864	DX= .1586	MU= .17968	RR= .8003
X= 8.5099	S= 4.8212	DS= -.1695	DX= .1412	MU= .17659	RR= .8001
X= 8.9015	S= 4.3469	DS= -.1456	DX= .1192	MU= .17339	RR= .7997
X= 9.2226	S= 3.9530	DS= -.1161	DX= .0946	MU= .17026	RR= .7996
X= 9.4688	S= 3.6551	DS= -.0817	DX= .0698	MU= .16737	RR= .8017

Tableau II

La figure II.2 représente les points communiqués au programme d'identification (+) et les courbes $x(t)$ et $S(t)$ reconstituées par lissage polynomial.

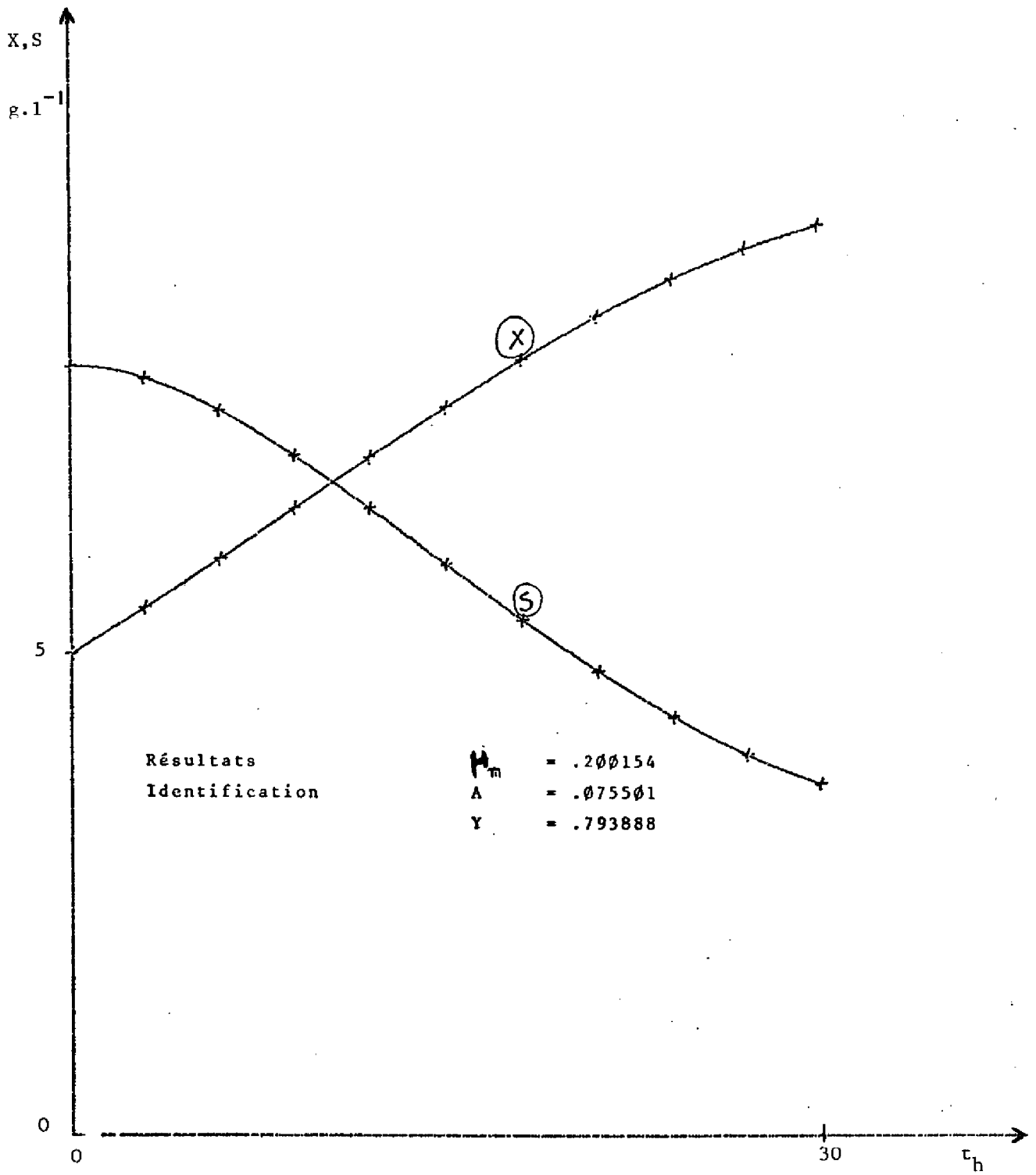


Figure II.2

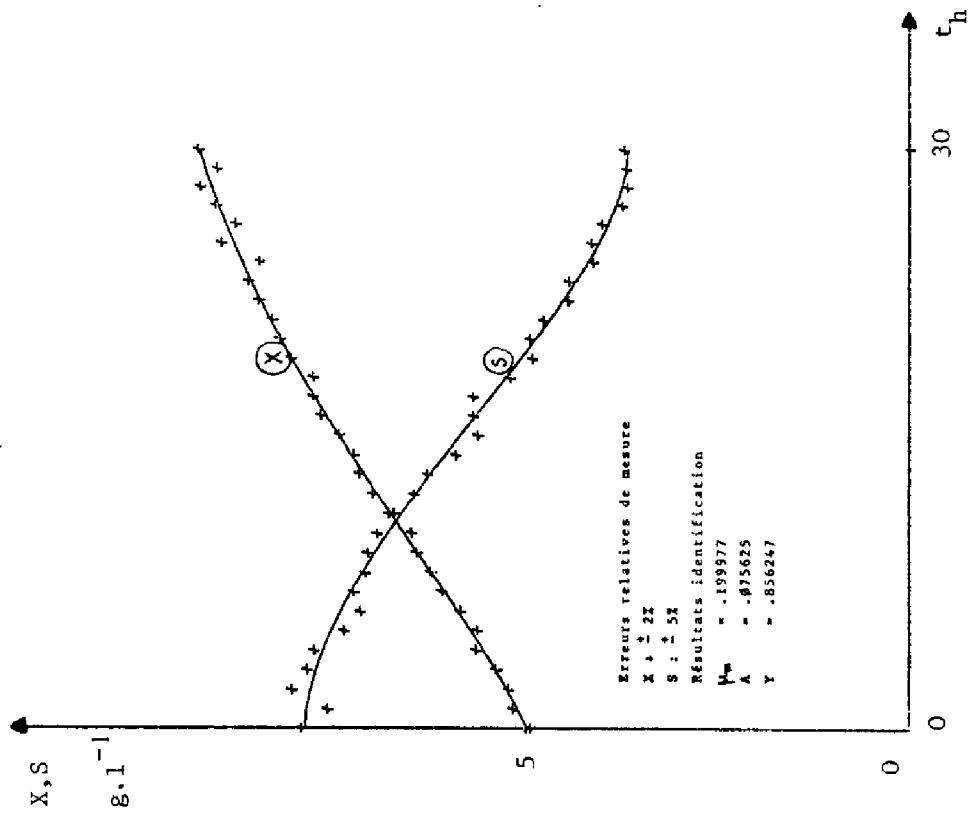


Figure II.3

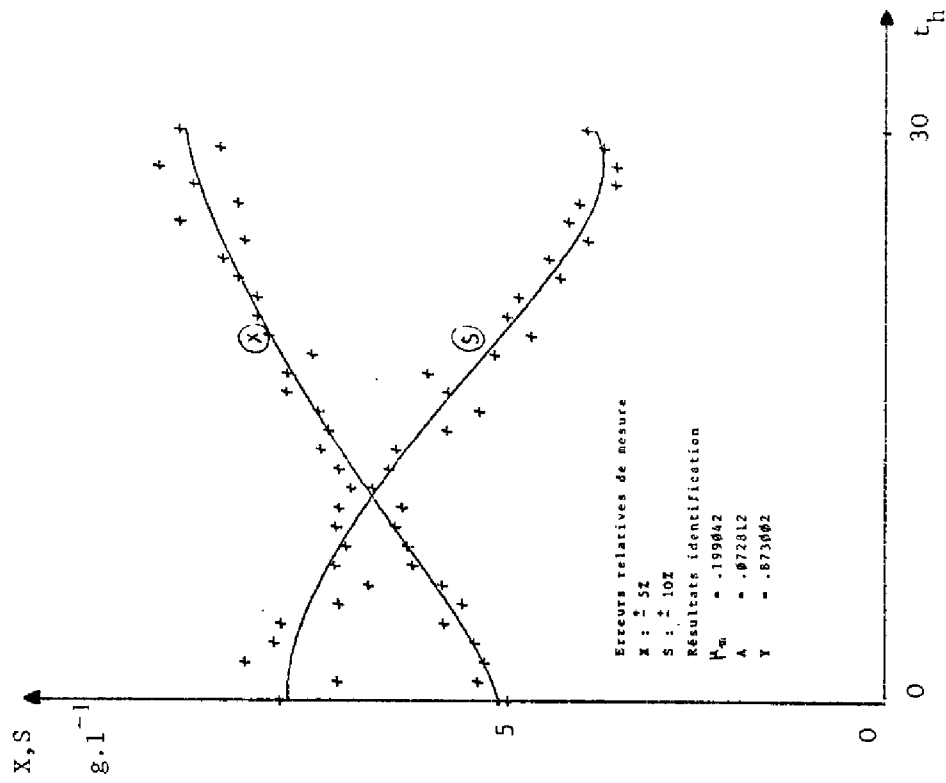


Figure II.4

La simulation ayant été effectuée pour $m_c = 0$ et sans saturation sur le substrat, les paramètres S_{sat} et m_c n'apparaissent pas dans les résultats de l'identification :

Paramètres réels	Résultats identification
$\mu_m = 0.2$	$\mu_m = 0.2002$
$A = 0.075$	$A = 0.0755$
$Y_c = 0.8$	$Y_c = 0.7939$

Les erreurs introduites dans la réalité par les appareils de mesure des concentrations X et S ont été représentées en superposant des signaux aléatoires aux résultats de la simulation précédente. Ces données ont alors été traitées par le programme d'identification et ont conduit aux résultats apparaissant sur les figures II.3 et II.4.

II.5 IDENTIFICATION DES PARAMETRES D'UN MODELE A DOUBLE LIMITATION

II.5.1. Introduction

Dans le cas d'une double limitation (substrat carboné, oxygène), un lissage supplémentaire est effectué pour la variable r. On obtient ainsi un ensemble de points reconstitués :

$$X(t_i) \quad S(t_i) \quad r(t_i) \quad \mu(t_i) \quad R_c(t_i)$$

et l'on calcule les paramètres Y_c et m_c par la méthode exposée au § II.3.

En ce qui concerne les paramètres du taux de croissance, les structures des différents modèles proposés par nos partenaires biochimistes (§ I.5) ne peuvent se ramener à une forme linéaire ; la technique utilisée précédemment ne peut être employée. Nous proposons deux méthodes qui permettent d'identifier les paramètres du taux de croissance μ par minimisation du critère :

$$C(q) = \sum_{i=1}^N (\mu_i - f(X_i, S_i, r_i, q))^2$$

La première, méthode heuristique, conduit à des résultats satisfaisants

quant à la minimisation du critère quelle que soit la nature de la fonction f ; par contre, elle ne permet pas de tester la validité du modèle utilisé. L'incohérence des résultats obtenus lors du traitement de plusieurs essais successifs nous a amené à élaborer la deuxième méthode dont le principe permet un contrôle visuel de la validité du modèle.

II.5.2. Méthode heuristique

Nous avons pris pour base l'algorithme de recherche heuristique d'extremum proposé par VIGNES [16] qui permet de trouver le minimum du critère par calcul de la seule fonction $C(q)$. Bien qu'il soit très performant, notamment par ses propriétés d'accélération de convergence lorsqu'une direction optimale a été déterminée, nous nous sommes heurté, pour des modèles à 3 paramètres, à des blocages sur des arêtes de résolution. Nous avons élaboré la technique suivante, qui permet d'éviter ces problèmes.

Examinons le cas d'un problème à deux variables indépendantes (figure II.5). L'utilisation de la méthode heuristique a conduit à un blocage sur arête au point $M_1(q_1^1, q_2^1)$

On recherche alors la valeur \bar{q}_2 qui minimise le critère le long d'une droite $q_1 = q_1^1 + \eta$ (problème à une dimension, rapide, pas de blocage possible). On obtient ainsi un point $M_2(q_1^1 + \eta, q_2)$, le vecteur $\overrightarrow{M_1 M_2}$ étant confondu avec l'arête de résolution autour de M_1 .

On recherche alors le coefficient k^* qui définit un point M par la relation :

$$\overrightarrow{M_1 M} = k^* \overrightarrow{M_1 M_2}$$

tel que le critère soit minimum en M . On reprend la recherche heuristique à partir du point M . Les calculs sont arrêtés lorsque $k^* \leq \epsilon$.

Cette méthode est étendue au cas de trois variables indépendantes pour la modélisation du taux de croissance ; lors d'un blocage en $M_1(q_1^1, q_2^1, q_3^1)$, on recherche un point M_2 dans un plan défini par $q_1 = q_1^1 + \eta$ (la méthode à deux dimensions exposée ci-dessus est employée). (*)

(*) Une description détaillée des algorithmes serait fastidieuse dans le cadre de ce mémoire. Le lecteur intéressé pourra se reporter à notre note interne L.A.A.S. [17] qui comprend organigrammes et programmes relatifs aux deux méthodes d'identification proposées dans le cas d'une double limitation.

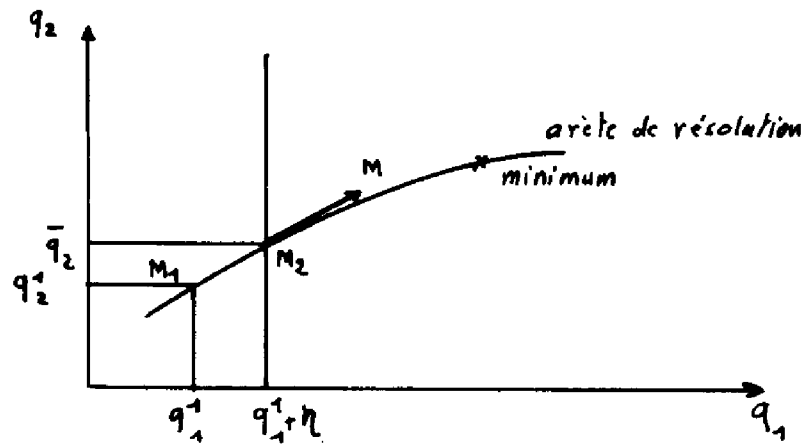


Figure II.5

II.5.3. Méthode mixte

La méthode heuristique permet l'identification des paramètres, quelle que soit la structure du modèle de croissance. Cette dernière n'est généralement pas connue, en particulier pour ce qui concerne l'influence de l'oxygène dissous. Aussi avons-nous mis au point une méthode mixte (directe pour les paramètres μ_m et A , heuristique pour K_r) qui permet, en plus, de s'assurer de la validité du modèle utilisé par tracé de courbes.

On détermine dans un premier temps les valeurs des paramètres n'intervenant pas sur la modélisation de l'influence de l'oxygène dissous.

Cas du modèle :

$$\mu = \frac{\mu_m}{\left(1 + \frac{AX}{S}\right) \left(1 + \frac{K_r}{r}\right)}$$

Soit :

$$\frac{A}{\mu_m} \frac{X}{S} + \frac{1}{\mu_m} = \frac{1}{\left(1 + \frac{K_r}{r}\right)}$$

On fixe K_r à une valeur K_{r_0} et on pose :

$$\frac{X_i}{S_i} = x_i$$

$$\frac{1}{\mu_i \left(1 + \frac{K_{r_0}}{r_i}\right)} = y_i$$

Un lissage par une droite $y = a_1 x + a_0$ nous donne directement a_1^* et a_0^* tels que :

$$\mu_m = \frac{1}{a_0^*} \quad \text{et} \quad A = \frac{a_1^*}{a_0^*}$$

Le programme permet le tracé des points y_i , x_i pour s'assurer de la validité du lissage linéaire, donc du modèle adopté.

La méthode de lissage utilisée est celle développée au §. II.2.2. On peut obtenir les coefficients μ_m et A sous une forme explicite en fonction des x_i et y_i car dans ce cas de lissage du premier ordre il n'est plus nécessaire d'employer la méthode de CHOLESKI.

Tous les modèles proposés par nos partenaires biochimistes peuvent ainsi se mettre sous la forme :

$$y = a_1 x + a_0$$

Un algorithme de recherche heuristique à une dimension (type VIGNES) pourrait être développé pour la recherche de

$$K_r^* \quad \text{qui minimise} \quad C(K_r) = \sum_i (y_i - a_1^* x_i - a_0^*)^2$$

Nous n'avons pas abordé cette phase qui ne présenterait aucune difficulté (le programme de recherche heuristique étant opérationnel), car les modèles proposés n'ont pas donné satisfaction ; en effet, dans aucun cas, il n'a été possible, au vu des courbes obtenues, d'assimiler les ensembles de points y_i , x_i à des droites.

II.6 MISE EN OEUVRE ET RESULTATS

La méthode d'identification a été appliquée OFF-LINE à partir de mesures effectuées sur les unités pilotes de Toulouse (L.A.A.S. - L.G.B.) et de Rueil (I.F.P.). Il a été nécessaire, compte tenu de la faible fiabilité des capteurs dans certains cas, de développer un programme conversationnel de prétraitement de données avant lissage. Nous ne décrirons pas ici les différents problèmes très spécifiques aux techniques d'analyse utilisées qui nous ont amené à prévoir cette phase de prétraitement (le lecteur intéressé pourra en trouver la description détaillée dans notre note interne LAAS sur l'identification des fermentations à double limitation [17]) ; nous citerons seulement comme exemple la phase "élimination automatique de points

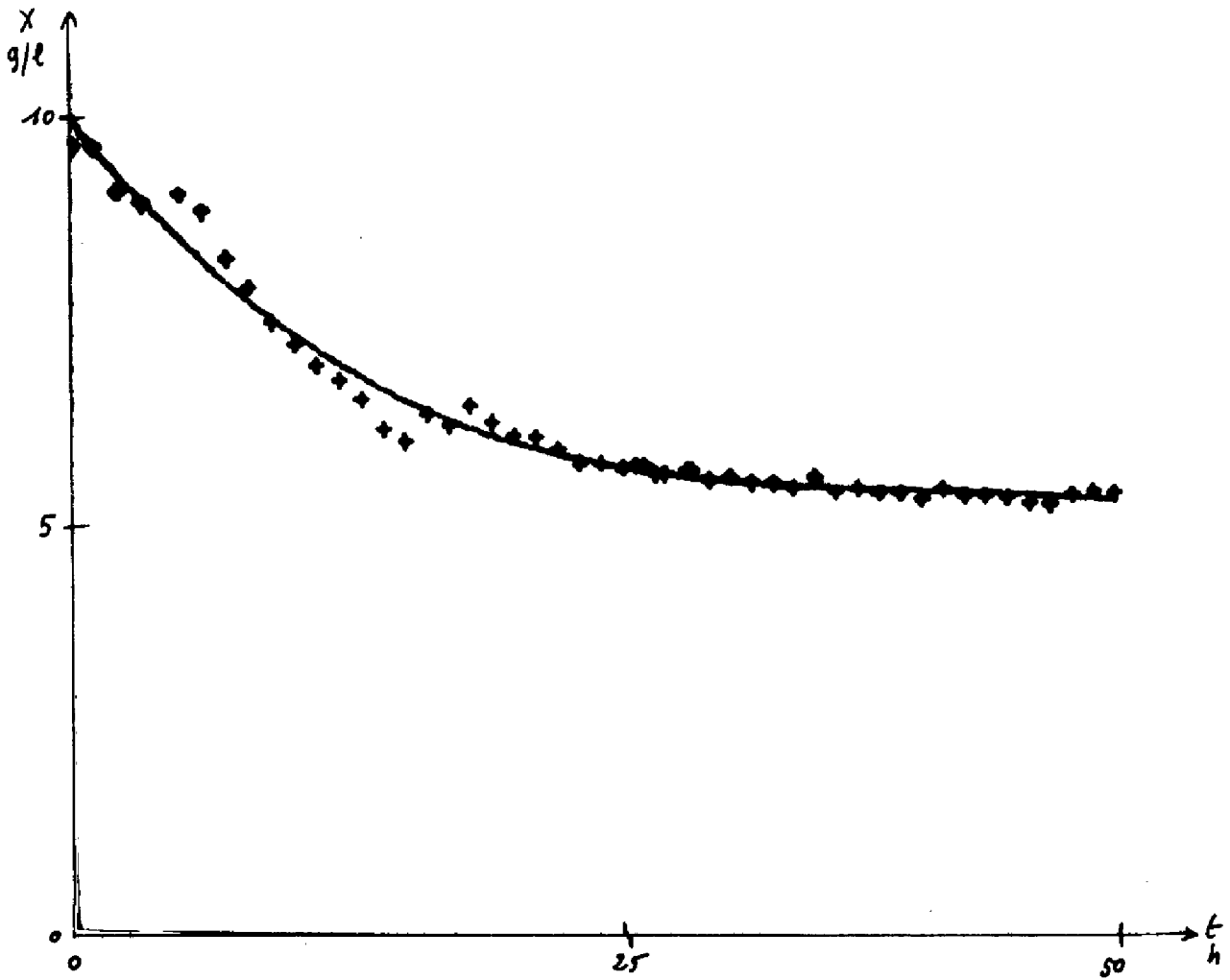


Figure II.6

Paramètres identifiés	n° de l'essai
MUMAX= .212 A= .087 SSAT=1.521 YC=1.428 MC=0.123	1
MUMAX= .231 A= .121 SSAT=1.819 YC= .703 MC=0.024	2
MUMAX= .185 A= .115 SSAT=1.950 YC=1.315 MC=0.052	3
MUMAX= .228 A= .154 SSAT=1.011 YC=1.012 MC=0.432	4

Tableau III

aberrants" qui permet de corriger une erreur importante apparaissant sur un ou plusieurs bulletins consécutifs (circuit d'analyse bouché par exemple) et qui pourrait perturber de façon notable le lissage polynomial de la variable concernée.

Le principe est le suivant : on effectue une moyenne glissante sur d points. Si la mesure suivante est comprise dans un certain pourcentage autour de cette moyenne, elle est conservée ; sinon, elle est remplacée par la valeur moyenne des d mesures précédentes : mesure à l'instant $i = x_i$.

$$\text{On pose : } \left\{ \begin{array}{l} X_i = \sum_{j=i-d-1}^{i-1} x_j \\ X_{Mi} = X_i \left(1 + \frac{P}{100} \right) \\ x_{mi} = X_i \left(1 - \frac{P}{100} \right) \end{array} \right.$$

d : degré de la moyenne

P : pourcentage de confiance

si $x_i \leq X_{mi}$ ou $x_i \geq X_{Mi}$ on pose $x_i = X_i$

Cette opération donne des résultats satisfaisants dans un grand nombre de cas. Il est cependant nécessaire de contrôler les modifications apportées sur l'écran de la console de visualisation associée au calculateur, en particulier pour les variables à forte dérivée.

En effet, dans ces cas, le pourcentage doit être choisi important pour ne pas éliminer des points correspondant à une réalité physique et le programme peut s'avérer inefficace pour l'élimination des valeurs aberrantes.

La phase de prétraitement terminée, on applique la méthode d'identification. La figure II.6 montre un lissage du 5e ordre appliqué à la variable X .

Les résultats des 4 régimes transitoires obtenus par le plan d'expérimentation développé au § I.4 ont été traités avec notre méthode d'identification, et ont conduit aux valeurs apparaissant dans le tableau III.

On constate des variations importantes sur les résultats obtenus pour Y_c et m_c . Leur identification a été effectuée à partir des équations :

$$\left\{ \begin{array}{l} R_c = \frac{\mu X}{F - DS - \frac{dS}{dt}} \\ \frac{\mu}{R_c} = m_c + \frac{1}{Y_c} \mu \end{array} \right.$$

Les valeurs mesurées $S^*(t_i)$ étaient assez imprécises (figure II.7), du moins pour les essais considérés (une modification au niveau de la prise d'échantillon a permis depuis d'améliorer la fiabilité du capteur -§IV.4.2.-)

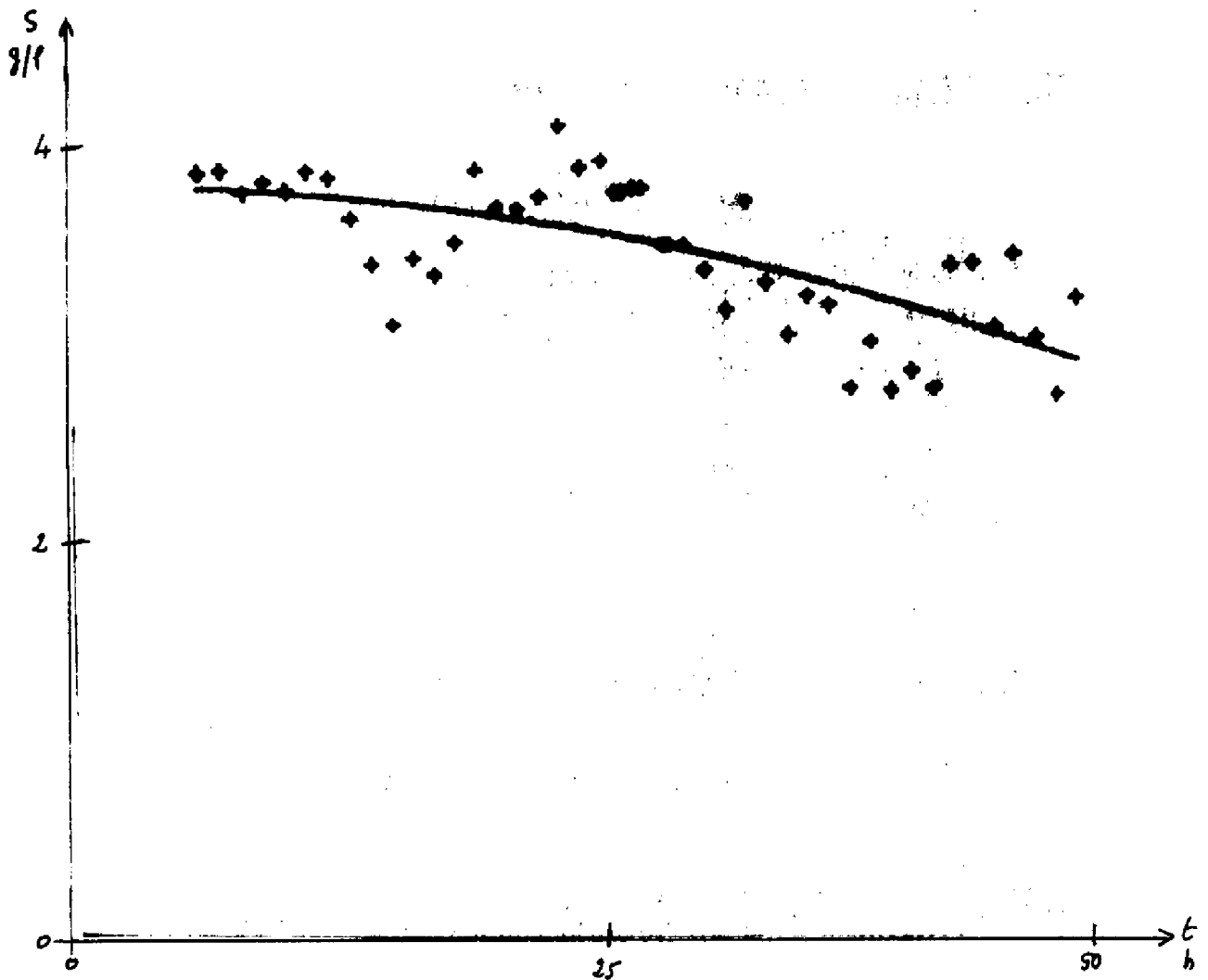


Figure II.7

Si le lissage de ces valeurs délivre une moyenne conduisant à l'identification des paramètres du taux de croissance (μ_m, A, S_{sat}), son utilisation pour le calcul de la dérivée $\frac{dS}{dt}$ intervenant dans le calcul de R_c , donc de Y_c et m_c , est plus discutable et explique l'imprécision des résultats obtenus.

II.7 CONCLUSION

La méthode d'identification que nous avons développée nous semble présenter un avantage certain par rapport aux méthodes classiques : le faible temps calcul nécessaire pour délivrer des résultats tout aussi valables ; des études de traitement de valeurs obtenues par simulation et volontairement bruitées nous ont permis de vérifier son efficacité par comparaison entre les paramètres du système réel (connus en simulation) et les valeurs délivrées par le programme.

Le gain en temps calcul provient de l'utilisation, au cours des différentes phases de l'identification, de la même technique de calcul ; elle fait appel à une méthode directe éliminant ainsi les tâtonnements des méthodes itératives et les intégrations d'équations différentielles non linéaires.

Enfin, elle est simple et ne fait pas appel à des formules complexes ; elle ne devrait donc pas "rebuter" le programmeur en temps réel qui ne dispose souvent que de langages peu évolués nécessitant la décomposition de formules en une multitude d'opérations élémentaires.

Pour notre part, nous n'avons pas atteint cette phase. En effet, ne disposant pas au début de nos travaux de capteurs suffisamment précis, nous avons dû contrôler les lissages obtenus, en particulier en jouant sur le degré du polynôme (il est parfois préférable d'opter pour un polynôme de degré faible pour éviter aux valeurs reconstituées certaines ondulations qui ne sont manifestement pas représentatives de la réalité, même si l'erreur du lissage est augmentée).

Comme pour toute technique d'identification, l'application en ligne ne pourrait se faire que sur un processus à haute fiabilité (nous verrons dans le Chapitre IV les problèmes posés sur ce point par les unités pilotes de fermentation).

En dernier lieu, il nous paraît important de signaler que notre méthode peut être appliquée sans modification à l'identification des fermentations discontinues ($D = 0, F = 0$) qui sont très souvent rencontrées dans les milieux industriels.



CHAPITRE III

OPTIMISATION



III.1 INTRODUCTION

La phase la plus délicate d'un travail d'optimisation, but des études d'automatique, est sans doute la définition d'un critère. Nous avons abordé plusieurs fois cette question avec différents spécialistes du processus et avons constaté que l'on aboutissait rarement à des critères identiques, mais que dans tous les cas apparaissaient les notions évidentes de production et de coût.

Les conditions à réunir pour obtenir l'optimum "idéal" sont multiples et font appel à des domaines très variés (microbiologie, génétique pour la sélection et l'amélioration des souches, génie chimique pour le calcul des réacteurs, ...). Les concertations avec nos partenaires biochimistes (universitaires et industriels) nous ont conduit à limiter notre domaine d'action aux conditions exposées dans le Chapitre I et que nous rappelons ci-dessous :

- sels minéraux en excès
- agitation mécanique maximum
- θ_f et pH régulés en des points qui maximisent μ_m
- action sur le taux de dilution D et le taux d'alimentation en substrat F.

Il convient, en outre, de ne pas perdre de vue les conditions opératoires industrielles ; en particulier, les dispositifs de récupération et de séchage en ligne de la biomasse formée sont adaptés à des gammes relativement peu étendues de concentration en microorganismes et de débits de soutirage du milieu de fermentation. Aussi, une perturbation sur les concentrations devra être rattrapée le plus vite possible pour revenir à un régime permanent.

La théorie de la commande optimale met à notre disposition un certain nombre d'outils permettant de résoudre les problèmes d'optimisation dynamique et statique. Ces théories ont déjà été utilisées en fermentation continue (par exemple [20, 21, 22]) et discontinue.

En ce qui nous concerne, nous avons opté pour une optimisation statique associée à une accélération des transitoires par commande modale : après identification des paramètres de la fermentation, nous calculons le point optimal de fonctionnement statique ; pour atteindre ce point le plus vite possible, nous avons retenu une commande par retour d'état pour son efficacité, sa rapidité de calcul et sa faible occupation mémoire.

III.2 STABILITE DU PROCESSUS DE FERMENTATION

III.2.1. Introduction

Avant d'aborder la phase qui conduira au calcul de l'optimum statique, il convient de s'assurer du domaine de stabilité du système ; dans le cadre d'études conduites au laboratoire [2], BOUDON a montré que dans certains cas un processus de fermentation peut être instable ($S > S_{\text{critique}}$ et substrat inhibiteur).

La linéarisation a été retenue pour l'étude de notre système différentiel qui est fortement non linéaire du fait de la structure de μ .

Elle permet de façon simple :

- une étude de la stabilité locale des positions d'équilibre à partir de la théorie de Lyapunov,
- la synthèse d'une loi de commande par retour d'état,
- l'évaluation des dérives de paramètres et par là-même le recalage sur l'optimum statique.

III.2.2. Linéarisation autour d'un point d'équilibre

Soit \bar{X} , \bar{S} le point d'équilibre pouvant explorer l'ensemble du domaine admissible. Il lui correspond un couple des variables de commande \bar{D} , \bar{F} . Afin de linéariser le système, on pose :

$$X = \bar{X} + x \quad S = \bar{S} + s \quad D = \bar{D} + d \quad F = \bar{F} + f$$

x , s , d , f = petites variations autour de l'équilibre.

Le taux de croissance peut être développé au premier ordre en x et s et conduit, tous calculs faits, à :

$$\mu = \mu_m \frac{1}{A(\bar{X}+x) \left(\frac{S+s+S_{\text{sat}}}{S_{\text{sat}}(S+s)} \right) + 1} = \bar{\mu} + \alpha x + \beta s + O^2(x, s) \quad (9)$$

$O^2(x, s)$ comportant les termes de degré ≥ 2 en x et s

avec :

$$\bar{\mu} = \mu_m \frac{\bar{S}^*}{A\bar{X} + \bar{S}^*} \quad (10)$$

$$\alpha = -\mu_m \frac{\bar{S}^*}{(\bar{A}\bar{X} + \bar{S}^*)^2} \quad (11)$$

$$\beta = \mu_m \frac{\bar{A}\bar{X}}{(\bar{A}\bar{X} + \bar{S}^*)^2} \left(\frac{\bar{S}^*}{\bar{S}}\right)^2 \quad (12)$$

$$\bar{S}^* = \frac{\bar{S} \cdot S_{\text{sat}}}{\bar{S} + S_{\text{sat}}} \quad (13)$$

Le système non linéaire (14) devient alors (15) :

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = (\mu - D) X \\ \frac{dS}{dt} = F - DS - \frac{\mu X}{Y_c} - m_c X \end{cases} \quad (14)$$

autour de \bar{X} , \bar{S} , \bar{D} , \bar{F} :

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \bar{\mu} \bar{X} + \mu x + \alpha \bar{X} x + \beta \bar{X} s - \bar{D}\bar{X} - \bar{D} x - \bar{X} d \\ \frac{ds}{dt} = \bar{F} + f - \bar{D}\bar{S} - \bar{D}s - \bar{S}d - \frac{\bar{\mu}\bar{X}}{Y_c} - \frac{\mu}{Y_c} x - \frac{\alpha \bar{X}}{Y_c} x - \frac{\beta \bar{X}}{Y_c} s - m_c \bar{X} - m_c x \end{cases} \quad (15)$$

A l'équilibre, (14) peut s'écrire :

$$\begin{cases} \bar{\mu} = \bar{D} \\ \bar{F} = \bar{D}\bar{S} + \frac{\bar{\mu}\bar{X}}{Y_c} + m_c \bar{X} \end{cases} \quad (16)$$

En reportant (16) dans (15), on obtient :

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \alpha \bar{X} x + \beta \bar{X} s - \bar{X} d \\ \frac{ds}{dt} = - \left(\frac{\alpha \bar{X} + \bar{D}}{Y_c} + m_c \right) x - \left(\bar{D} + \frac{\beta \bar{X}}{Y_c} \right) s - \bar{S}d + f \end{cases} \quad (17)$$

On pose $\underline{y} = \begin{bmatrix} x \\ s \end{bmatrix}$ et $\underline{u} = \begin{bmatrix} d \\ f \end{bmatrix}$, variations des vecteurs d'état et de commande autour de l'équilibre.

Ceci conduit à la forme linéarisée classique :

$$\dot{\underline{y}} = [A] \underline{y} + [B] \underline{u} \quad (18)$$

avec :

$$[A] = \begin{bmatrix} \alpha \bar{X} & \beta \bar{X} \\ -(\alpha \frac{\bar{X} + \bar{D}}{Y_c} + m_c) & -(\bar{D} + \frac{\beta \bar{X}}{Y_c}) \end{bmatrix} \quad [B] = \begin{bmatrix} -\bar{X} & 0 \\ -\bar{S} & 1 \end{bmatrix}$$

Remarque : Cette structure est très générale et peut être utilisée pour tout processus de production de biomasse par fermentation continue, les seules différences résidant dans le calcul des valeurs α et β caractéristiques du modèle de croissance utilisé. Dans tous les cas, la matrice $[B]$ reste inchangée (on verra l'importance de ce résultat lors de l'étude d'une commande par retour d'état).

III.2.3. Etude de la stabilité

Rappelons que la théorie de Lyapunov sur la stabilité locale permet de conclure quant à la stabilité du système non linéaire à partir de celle du système linéarisé lorsque les valeurs propres de ce dernier ne sont pas à partie réelle nulle.

L'équation caractéristique permettant le calcul des valeurs propres, modes du système en boucle ouverte, est :

$$\det [\lambda \mathbb{1} - [A]] = \lambda^2 + \lambda \left[\bar{D} + \bar{X} \left(\frac{\beta}{Y_c} - \alpha \right) \right] + \bar{D} \bar{X} \left(\frac{\beta}{Y_c} - \alpha \right) + m_c \bar{X} \beta = 0 \quad (19)$$

Si l'on néglige $\beta m_c \bar{X}$, les racines de cette équation sont évidentes :

$$\lambda_1 = -\bar{D} \quad (20)$$

$$\lambda_2 = -\bar{X} \left(\frac{\beta}{Y_c} - \alpha \right) \quad (21)$$

Compte tenu des expressions (11) et (12), les deux valeurs propres sont négatives et le système en boucle ouverte est stable ; la dynamique varie en fonction du point d'équilibre, mais reste lente.

Exemple : $\lambda_1 = -\bar{D} = -0,178 \text{ h}^{-1}$

$$\lambda_2 = -0,0527 \text{ h}^{-1}$$

pour $\bar{X} = 5 \text{ g/l}$ $\bar{S} = 3 \text{ g/l}$ $\mu_m = 0,2 \text{ h}^{-1}$ $A = 0,075$ $Y_c = 1$

Ces résultats ne sont pas fondamentalement modifiés si l'on conserve

le terme $\beta m_c \bar{X}$ dans l'équation caractéristique. La somme des racines, négatives, n'est pas modifiée et leur produit reste positif.

Quand m_c croît, les racines se déplacent dans le plan complexe sur l'axe réel (Figure III.1) ; à partir des valeurs λ_{10} et λ_{20} précédentes correspondant à $m_c = 0$, elles restent à égale distance du point

$M(-\frac{\bar{D} - \bar{X}(\frac{\beta}{\bar{Y}_c} - \alpha)}{2}, 0)$ qu'elles atteignent pour :

$$m_c^* = \frac{[\bar{D} - \bar{X}(\frac{\beta}{\bar{Y}_c} - \alpha)]^2}{4 \bar{X} \beta} \quad (22) \quad m_c^* = 0,12 \text{ dans l'exemple précédent}$$

Les racines deviennent alors complexes :

$$\text{partie réelle : } -\frac{\bar{D} + \bar{X}(\frac{\beta}{\bar{Y}_c} - \alpha)}{2}$$

$$\text{partie imaginaire : } \pm \frac{\sqrt{4 m_c \bar{X} \beta - (\bar{D} - \bar{X}(\frac{\beta}{\bar{Y}_c} - \alpha))^2}}{2} \quad (23)$$

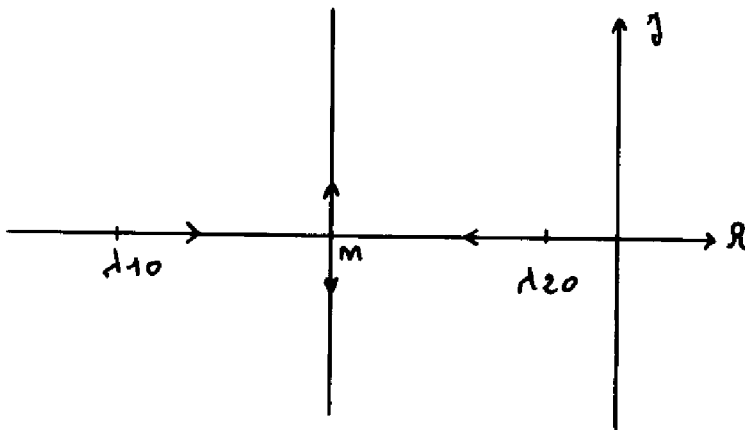


Figure III.1

Les valeurs m_c^* sont toujours grandes devant les valeurs réelles de m_c et nous n'avons jamais observé d'oscillations en pratique.

En conclusion, on peut affirmer que dans tous les cas notre processus est un système localement stable, les racines de l'équation caractéristique ayant leur partie réelle négative. Nous pouvons donc aborder la phase optimisation statique ; les points d'équilibre calculés, s'ils sont accessibles par les commandes (et ce sera toujours le cas avec notre instrumentation) correspondent à des régimes stables.

III.3 OPTIMISATION STATIQUE

III.3.1. Introduction

Nous avons signalé, au début de ce chapitre, qu'un des points délicats de l'optimisation est le choix d'un critère ; en effet, nombreux sont les facteurs que l'on peut faire intervenir lorsque l'on parle de bénéfice d'exploitation et -ou- (non exclusif...) de qualité d'un produit. Il nous paraît indispensable que l'automaticien (surtout s'il est universitaire "pur") fasse appel, en particulier pour cette phase, aux compétences du producteur et -ou- du consommateur.

En ce qui concerne la production de protéines par fermentation continue, l'état peu avancé de développement du processus fait que l'industriel est souvent trop préoccupé par des problèmes pratiques (instrumentation, pollution...) ou politiques (nous avons eu parfois le sentiment que l'objectif restait limité à prouver que l'on pouvait produire... quelles que soient les conditions de fonctionnement) pour apporter une contribution efficace à la définition d'un critère.

Nous avons ainsi abordé cette phase en nous limitant de façon un peu arbitraire à des critères faisant intervenir les notions de coût de production, de rendement et de productivité, et avons opté pour une technique d'optimisation statique générale et utilisable sans grande modification, quel que soit le critère choisi.

III.3.2. Définition de quelques critères

L'agitation et l'aération peuvent avoir une importance considérable sur le bilan économique, donc sur l'optimisation mais c'est au stade de la conception de l'usine que cette importance apparaît, car pour des raisons techniques (courbe de rendement des compresseurs très pointue), il n'est pas intéressant d'agir sur l'aération des fermenteurs industriels fonctionnant en air-lift. Nous nous sommes donc limité, et c'est le cas de notre unité pilote, à des critères dont l'optimum sera recherché par action sur D et F uniquement.

La productivité d'une fermentation est définie par l'équation :

$$P = DX \quad \text{g. l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1} \quad (24)$$

Elle exprime la quantité de biomasse produite par litre de volume réactionnel et par unité de temps.

La plupart des études d'optimisation statique rencontrées dans la littérature se limitent à rechercher le maximum de la productivité par action sur D et sur F, soit :

$$\max_{D,F} J = D \cdot X \quad (25)$$

Les produits délivrés, pour être commercialisés, doivent répondre à certaines normes ; en particulier, le taux d'hydrocarbure présent doit être inférieur à une valeur critique. On a donc intérêt à travailler à taux d'hydrocarbure résiduel faible dans le fermenteur. On peut formuler alors le problème de l'optimisation sous deux formes différentes :

$$\max_{D,F} J = D \cdot X \quad \text{sous} \quad S \leq S_{\text{limite}} \quad (26)$$

$$\max_{D,F} J = \frac{D \cdot X}{S} \quad (27)$$

Le rendement apparent du processus est défini par :

$$R_A = \frac{DX}{F} = \frac{\text{Productivité}}{\text{taux d'alimentation en substrat}} \quad (28)$$

Nos partenaires industriels nous ont proposé d'étudier le problème :

$$\min_{D,F} J = \frac{aF}{DX} + \frac{b}{DX} + c \quad (29)$$

On peut enfin envisager d'optimiser un critère de type économique :

$$\max_{D,F} J = \alpha DX - \beta F - \gamma \quad (30)$$

où α représente le prix de vente de la biomasse, β le prix du substrat et γ les frais de fonctionnement. On peut d'ailleurs imaginer que le prix de la biomasse est

fonction du substrat résiduel, ce qui permettrait de faire intervenir le coût d'extraction de ce dernier.

III.3.3. Optimisation statique

Le problème général de l'optimisation statique peut se poser dans notre cas (fermenteur en excès d'oxygène) sous la forme suivante :

$$\text{Max}_{D,F} J(X, S, D, F) \quad (31)$$

$$\text{sous } \bar{\mu}(\bar{X}, \bar{S}) - \bar{D} = 0 \quad (32)$$

$$\bar{F} - \bar{D} \bar{S} - \frac{\bar{\mu}(\bar{X}, \bar{S}) \bar{X}}{Y_c} - m_c \bar{X} = 0 \quad (33)$$

$$\underline{h}(\bar{X}, \bar{S}, \bar{D}, \bar{F}) \leq \underline{0} \quad (34)$$

Les contraintes égalité (32 - 33) représentent les équations en régime permanent. Parmi les contraintes inégalité, on peut citer :

$$\left\{ \begin{array}{l} S < S_{\text{limite}} \\ 0 \leq D \leq \mu_{\text{max}} \\ 0 \leq F \leq F_{\text{max}} \end{array} \right. \quad (35)$$

Nous avons résolu dans un premier temps le problème de la maximalisation de la productivité $P = DX$.

Pour ce critère particulier, et dans le cas du modèle :

$$\mu = \mu_m \frac{1}{\frac{AX}{S} + 1}$$

une solution analytique est possible. La résolution du système formé par les équations (32) et (33) permet d'exprimer les variables d'état en régime permanent \bar{X} , \bar{S} en fonction des commandes \bar{D} et \bar{F} . On obtient ainsi l'expression de la productivité :

$$\bar{P} = \bar{D}\bar{X} = \bar{F} \frac{\bar{D} Y_c (\mu_m - \bar{D})}{(\bar{D} + m_c Y_c) (\mu_m - \bar{D}) + A \bar{D}^2 Y_c} \quad (36)$$

La figure III.2 représente la surface $\bar{P}(\bar{D}, \bar{F})^*$.

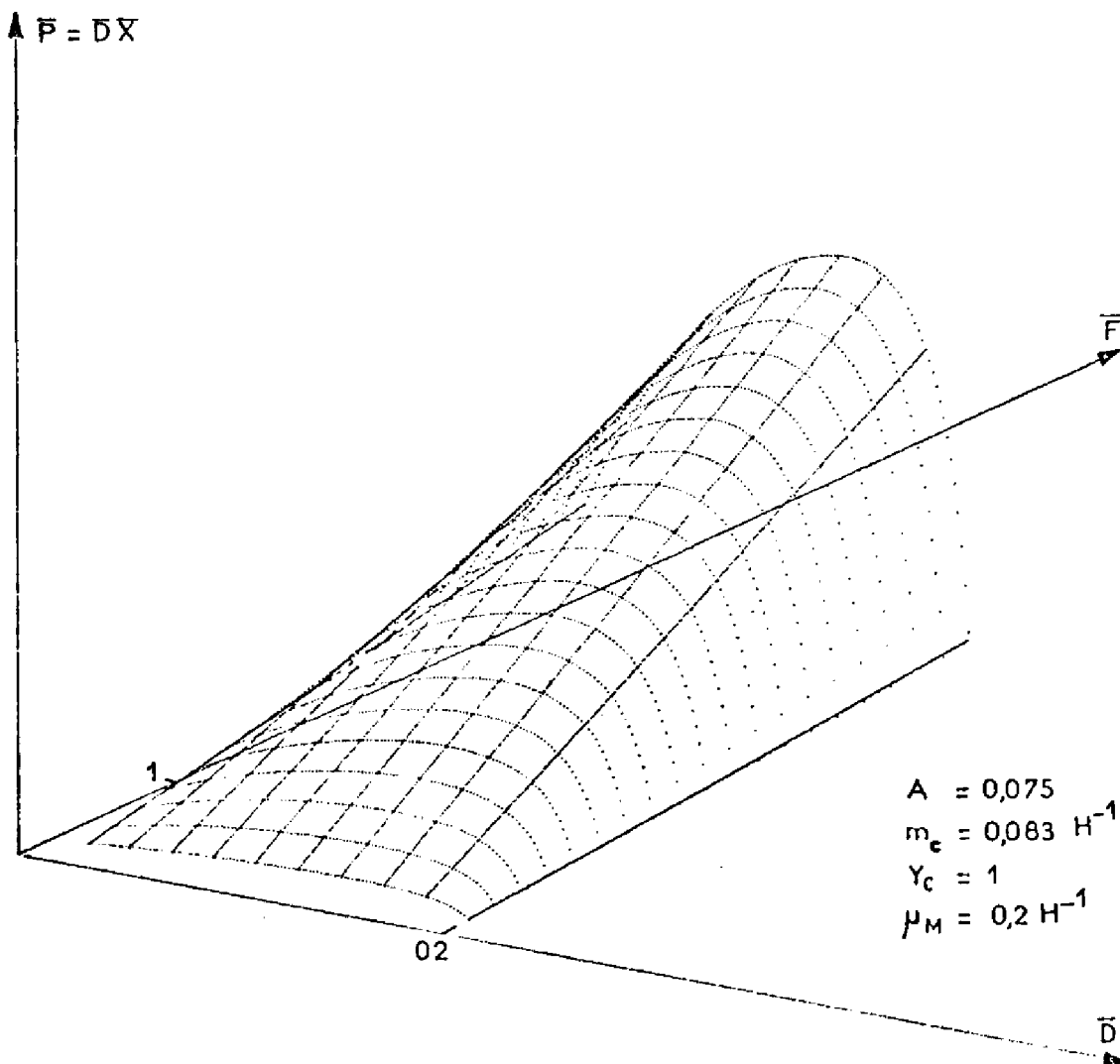


Figure III.2

* B. CANDELON (L.A.A.S.) a mis au point le logiciel qui permet d'obtenir automatiquement les courbes en 3 dimensions que nous présentons. Nous le remercions pour sa collaboration.

On trouve que la productivité est proportionnelle à F , ce qui n'est évidemment possible que dans certaines limites (au-delà d'une certaine productivité, d'autres facteurs limitants interviennent : oxygène dissous, sels minéraux, ...)

Pour une valeur de F donnée (Figure III.3), on peut déterminer la valeur de D qui extrémalise le critère. La résolution de $\frac{d\bar{P}}{dD} = 0$ conduit au résultat :

$$\bar{D}_{opt} = \mu_m \frac{m_c - \sqrt{A m_c \mu_m}}{m_c - A \mu_m} \quad (37)$$

Remarque : si $m_c = 0$, $\bar{D}_{opt} = 0$ solution évidemment absurde sur le plan physique.

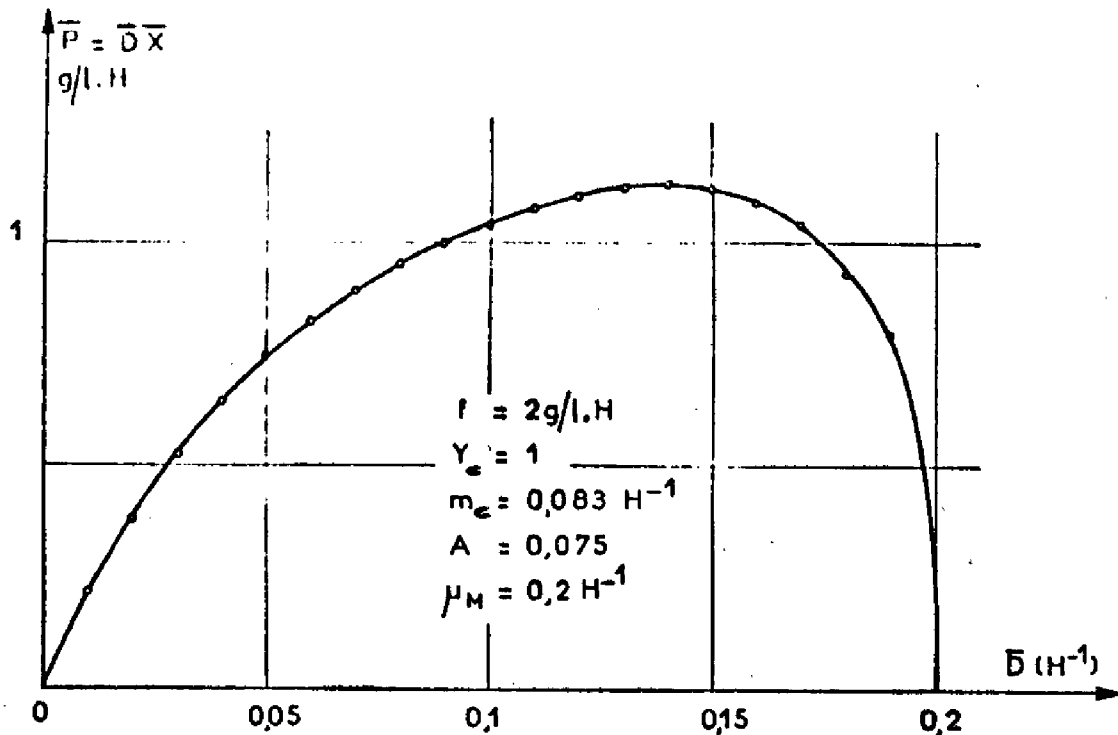


Figure III.3

Dans la plupart des autres cas (modèles ou critères différents), la solution ne peut être obtenue sous forme analytique. Il en est ainsi pour le modèle global retenu pour nos fermentations :

$$\mu = \mu_m \frac{1}{\frac{AX(S + S_{sat})}{S \cdot S_{sat}} + 1}$$

La résolution du système formé par les contraintes égalité conduit aux expressions :

$$\bar{S} = \frac{BB + \sqrt{BB^2 + 4 \bar{F} \bar{D} S_{\text{sat}}}}{2\bar{D}} \quad (38)$$

avec

$$BB = \left[\frac{\mu_m - \bar{D}}{A} \cdot \left(\frac{1}{Y_c} + \frac{m_c}{\bar{D}} \right) + \bar{D} \right] S_{\text{sat}}$$

$$\bar{X} = \frac{\mu_m - \bar{D}}{A \bar{D}} \cdot \frac{\bar{S} \cdot S_{\text{sat}}}{\bar{S} + S_{\text{sat}}} \quad (39)$$

La figure III.4 montre les courbes $\bar{D}\bar{X} = f(\bar{F}, \bar{D})$ obtenues dans ce cas.

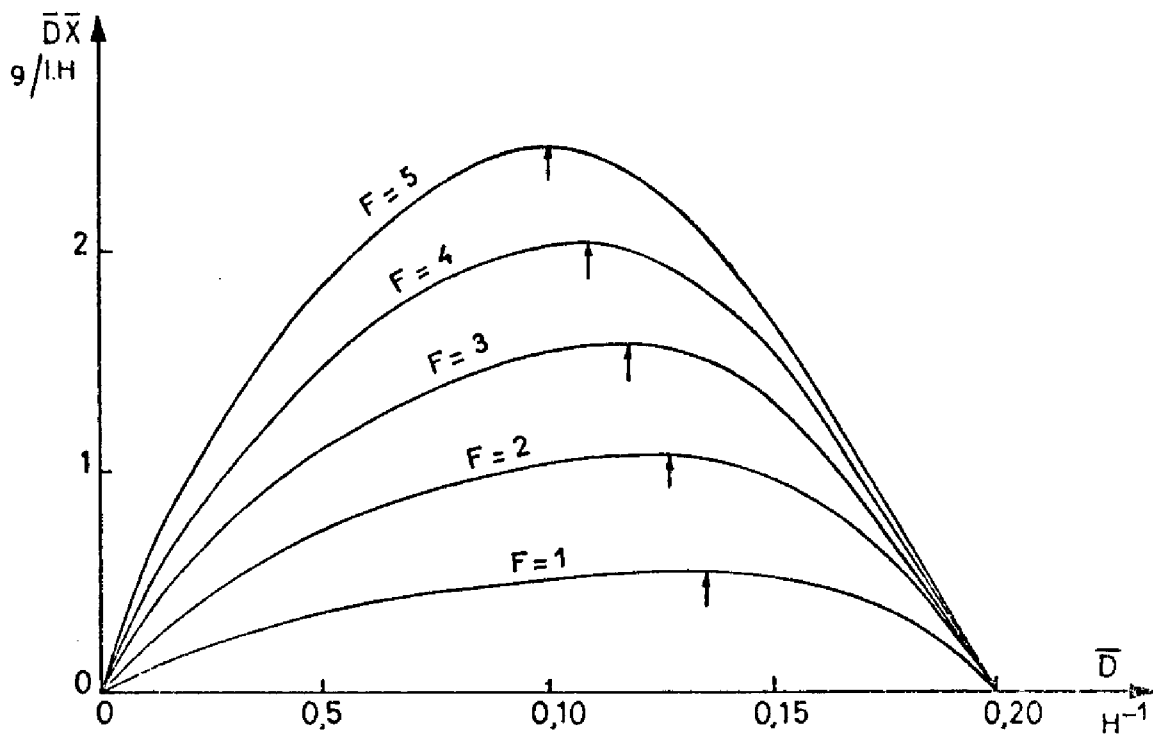


Figure III.4

Le critère $J = 2 \bar{D}\bar{X} - \bar{F}$ a été tracé dans l'espace et apparaît sur la figure III.5.

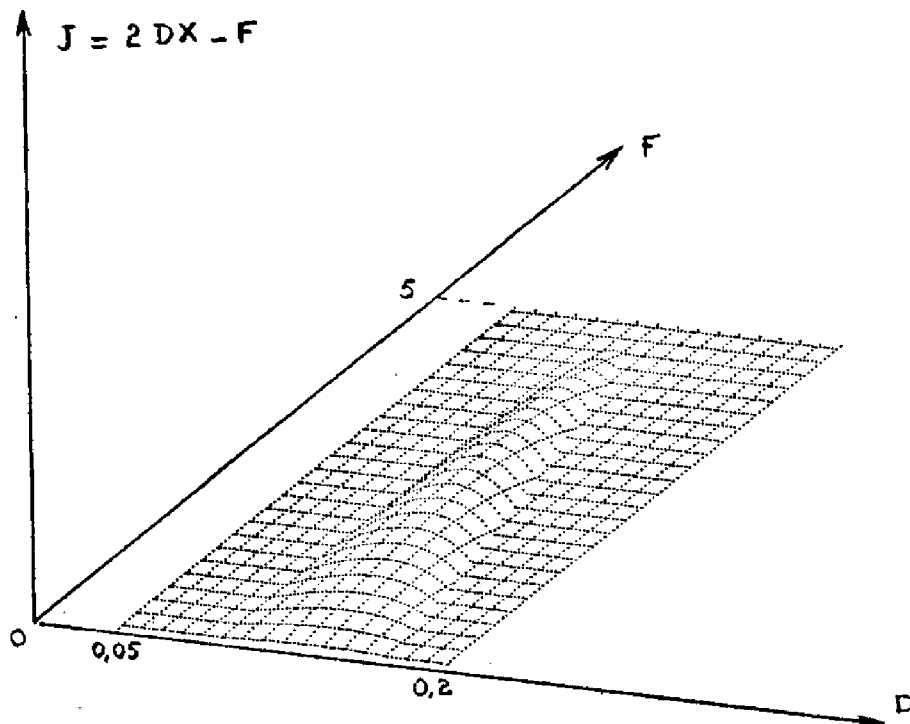


Figure III.5

Nous avons envisagé dans un premier temps l'utilisation des méthodes algébriques de programmation non linéaire pour la recherche de l'optimum statique. Nous les avons trouvées très lourdes d'emploi et trop spécifiques au modèle de croissance ou au critère retenus. Etant en état d'incertitude vis-à-vis du critère et ayant constaté qu'à chaque type de fermentation correspondait un modèle de croissance particulier, nous avons éliminé les méthodes de programmation non linéaire au profit de la technique heuristique que nous avons déjà développée dans le § II.5 sur l'identification des fermentations à double limitation. Cette méthode est utilisée moyennant les remarques suivantes concernant le calcul du critère à chaque pas de recherche :

- dans la plupart des cas, il est possible de résoudre le système d'équations (32) et (33) et d'exprimer \bar{X} et \bar{S} en fonction des commandes \bar{D} et \bar{F} . Le problème revient à extrémiser le critère :

$$J = f(\bar{D}, \bar{F})$$

- on se ramène toujours à un problème de recherche de minimum (dans le cas de l'optimisation de la productivité, par exemple, il suffit de poser :

$$J = -\bar{D}\bar{X} \quad \text{ou} \quad J = \frac{1}{\bar{D}\bar{X}} \quad)$$

- on résout le problème des contraintes inégalité en posant :

$$\begin{cases} J = f(\bar{D}, \bar{F}) & \text{si } \underline{h}(\bar{X}, \bar{S}, \bar{D}, \bar{F}) \leq 0 \\ J = J_{\text{MAX}} & \text{si une composante de } \underline{h}(\bar{X}, \bar{S}, \bar{D}, \bar{F}) \text{ est positive} \end{cases}$$

JMAX : valeur maximum possible compte tenu du codage des nombres en mémoire centrale du calculateur.

Nous donnons ci-dessous l'organigramme de principe de la méthode :

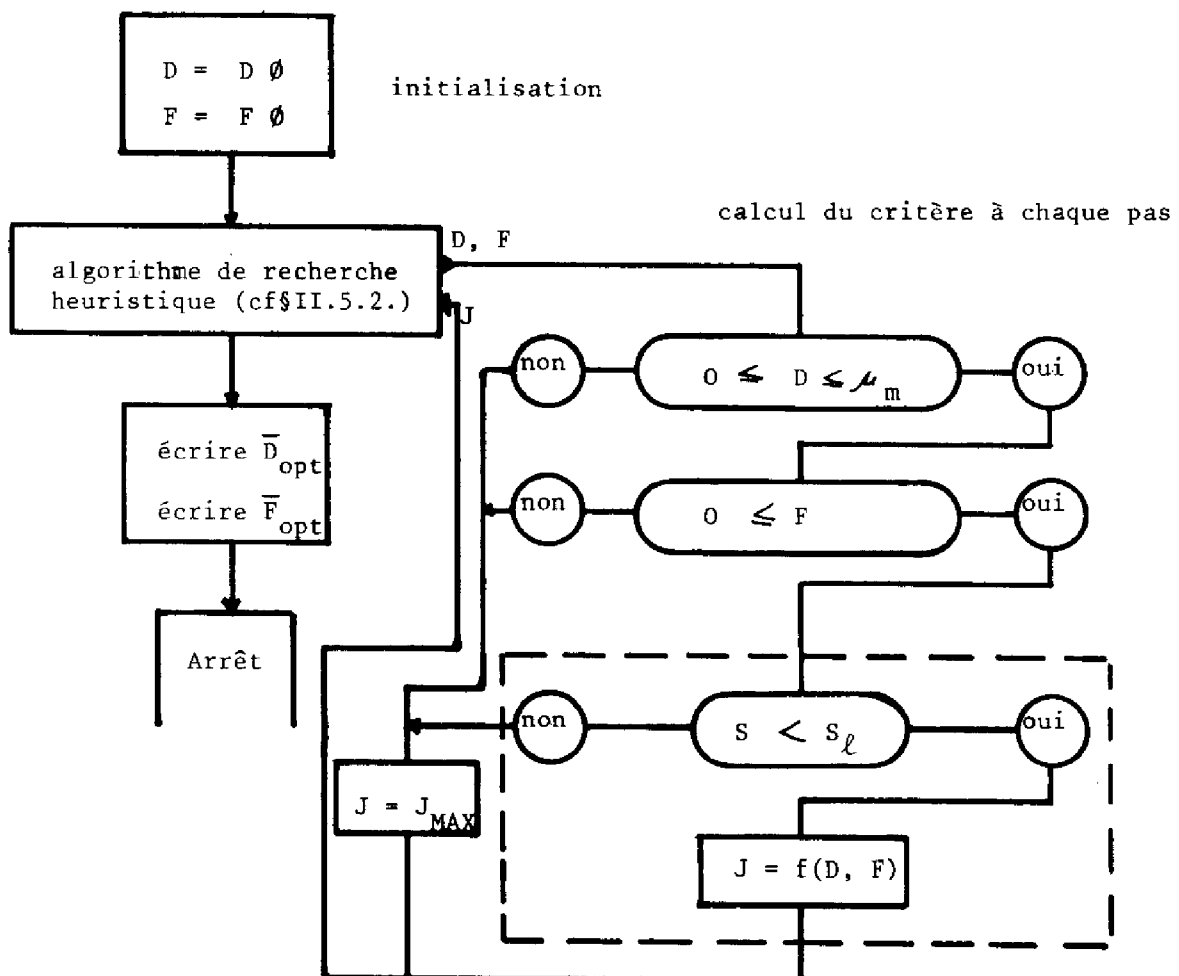


Figure III.6

Seule la partie encadrée par des pointillés doit être adaptée au modèle et au critère utilisé. Nous avons pris dans tous les cas les valeurs initiales arbitraires suivantes :

$$D\phi = \frac{\mu_m}{2} \qquad F\phi = 1 \text{ g. l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

qui ont toujours permis de trouver l'optimum du critère.

Nous donnons dans le tableau IV les résultats du programme d'identification pour différents critères et pour les valeurs :

$$\begin{aligned} \mu_m = 0,2 \text{ h}^{-1} \qquad A = 0,2 \qquad m_c = 0,083 \text{ h}^{-1} \qquad Y_c = 1,4 \qquad S_{\text{sat}} = 2 \text{ g.l}^{-1} \\ F_{\text{max}} = 8 \text{ g. l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1} \end{aligned}$$

En dernier lieu, nous avons envisagé le cas où il n'est pas possible d'exprimer X et S en fonction de D et F sous une forme explicite. Il en est ainsi pour le système à double limitation vu au §. I.5. Les équations en régime permanent sont :

$$\bar{D} - \mu_m \cdot \frac{1}{A \frac{\bar{X}}{\bar{S}} + 1} \cdot \frac{\bar{r}}{\bar{r} + K_r} = 0 \qquad (40)$$

$$B \cdot (r_o - \bar{r}) - \frac{\bar{D}\bar{X}}{Y_{o2}} = 0 \qquad (41)$$

$$\bar{F} - \bar{D}\bar{S} - \frac{\bar{D}\bar{X}}{Y_c} - m_c \bar{X} = 0 \qquad (42)$$

On peut simplifier ce système en posant $\bar{P} = \bar{D}\bar{X}$ et le ramener à l'équation en \bar{P} :

$$\bar{F} \bar{D} - \frac{\bar{D}^2 A \bar{P}}{\frac{\mu_m}{1 + \frac{K_r}{\bar{P}}} - \bar{D}} - \frac{\bar{D}\bar{P}}{Y_c} - m_c \bar{P} = 0 \qquad (43)$$

On détermine \bar{P} par recherche heuristique à une dimension (très rapide) à chaque calcul du critère :

Critère	D_{opt} (h^{-1})	F_{opt} ($g.l^{-1}.h^{-1}$)	Valeur du critère	Remarques
$J = \frac{1}{DX}$	0,0421	8,0	0,637	F en contrainte supérieure
$J = \frac{1}{DX}$ sous $S \leq 3$	0,0543	2,61	0,976	S en contrainte supérieure
$J = \frac{1}{2DX - F}$	0,1063	0,607	21,598	
$J = \frac{F}{DX}$	0,1180	0	-	solution aberrante sur le plan physique
$J = \frac{aF}{DX} + \frac{b}{DX} + c$	Les valeurs de a et b et les résultats obtenus (corrects) ne sont pas communiqués, ceci pour des raisons évidentes de discrétion, le critère et les paramètres ayant été déterminés par nos partenaires industriels.			

TABLEAU IV

$$J = \frac{a \bar{F}}{\bar{P}} + \frac{b}{\bar{P}} + c$$

Il est ainsi possible, pour tous les cas que nous avons envisagés, de calculer les ensembles de valeurs \bar{X} , \bar{S} , \bar{D} , \bar{F} correspondant à l'optimum statique. Le point d'équilibre obtenu est stable, mais il ne peut être atteint qu'après un régime transitoire long en fonctionnement en chemostat (on fixe \underline{U} à sa valeur de consigne et on laisse évoluer le système jusqu'à stabilisation). Nous proposons dans le paragraphe suivant une technique d'accélération des régimes transitoires par retour d'état (commande modale).

III.4 COMMANDE MODALE

III.4.1. Etude théorique

La commande modale est particulièrement simple de mise en oeuvre lorsque la dimension du vecteur de commande est égale à celle du vecteur d'état et que ce dernier est accessible, comme c'est le cas ici.

Si nous diagonalisons le système linéarisé (18) par

$$\underline{y} = [T] \underline{y}' \quad (44)$$

($[T]$ est une matrice modale, dont les vecteurs colonnes sont proportionnels aux vecteurs propres de $[A]$), nous avons :

$$\dot{\underline{y}}' = [T]^{-1} [A] [T] \underline{y}' + [T]^{-1} [B] \underline{u} \quad (45)$$

$$\dot{\underline{y}}' = [\Lambda] \underline{y}' + [B'] \underline{u} \quad (46)$$

Si nous appliquons le retour d'état :

$$\underline{u} = -[K] \underline{y} = -[K'] \underline{y}' \quad (47)$$

nous avons :

$$\dot{\underline{y}}' = ([\Lambda] - [B'] [K']) \underline{y}' \quad (48)$$

Nous déterminons $[K']$ de façon que $[B'] [K']$ soit diagonale et que

$$\left[\Lambda_d \right] = \left[\Lambda \right] - \left[B' \right] \left[K' \right] \quad (49)$$

Λ_d étant une matrice diagonale dont les éléments sont les valeurs propres désirées. On en déduit :

$$\left[K' \right] = \left[B' \right]^{-1} \left(\left[\Lambda \right] - \left[\Lambda_d \right] \right) = \left[B \right]^{-1} \left[T \right] \left(\left[\Lambda \right] - \left[\Lambda_d \right] \right) \quad (50)$$

et compte tenu de (44) et (47) :

$$\left[K \right] = \left[B \right]^{-1} \left[T \right] \left(\left[\Lambda \right] - \left[\Lambda_d \right] \right) \left[T \right]^{-1} \quad (51)$$

Remarquons que $\left[K' \right]$ (ou $\left[K \right]$) nous apporte, dans le cas où l'on modifie les n modes par un vecteur de commande de dimension n , n^2 coefficients. Le fait que $\left[B' \right] \left[K' \right]$ soit diagonale conduit à $(n^2 - n)$ équations (nullité des termes non diagonaux). Il reste n degrés de liberté pour fixer les valeurs propres désirées.

Le calcul de $\left[K \right]$ dans le cas général où on déplace les pôles λ_1 et λ_2 respectivement de Δ_1 et Δ_2

$$\begin{aligned} \lambda_1 - \lambda_{d_1} &= -\Delta_1 \\ \lambda_2 - \lambda_{d_2} &= -\Delta_2 \end{aligned} \quad (52)$$

ne présente aucune difficulté et conduirait à la loi de commande (les calculs ont été faits en négligeant le terme de maintenance)

$$d = \frac{1}{\frac{\bar{D} + \alpha \bar{X}}{\beta} - \frac{\bar{X}}{\bar{Y}_c}} \left[\left(\Delta_1 \frac{\bar{D} + \alpha \bar{X}}{\beta \bar{X}} - \frac{\Delta_2}{\bar{Y}_c} \right) x + (\Delta_1 - \Delta_2) s \right] \quad (53)$$

$$f = \frac{1}{\frac{\bar{D} + \alpha \bar{X}}{\beta} - \frac{\bar{X}}{\bar{Y}_c}} \left[\left[\left(\bar{S} + \frac{\bar{X}}{\bar{Y}_c} \right) \left(\frac{\bar{D} + \alpha \bar{X}}{\beta \bar{X}} \right) \Delta_1 - \frac{\bar{D}}{\beta \bar{Y}_c} \Delta_2 \right] x + \left[\left(\bar{S} + \frac{\bar{X}}{\bar{Y}_c} \right) \Delta_1 - \frac{\bar{D} \Delta_2}{\beta} \right] s \right]$$

La solution prend une forme particulièrement simple si l'on désire décaler de la même quantité λ_0 les deux valeurs propres

$$\lambda_1 - \lambda_{d_1} = \lambda_2 - \lambda_{d_2} = -\lambda_0 \quad (54)$$

Dans ce cas, en effet, d'après (51) :

$$[K] = [B]^{-1} [T] \begin{bmatrix} -\lambda_o \\ -\lambda_o \end{bmatrix} [T]^{-1} = -\lambda_o [B]^{-1} = \frac{\lambda_o}{X} \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ \bar{S} & -\bar{X} \end{bmatrix} \quad (55)$$

d'où la loi de commande que nous avons retenue :

$$\begin{bmatrix} d \\ f \end{bmatrix} = -\frac{\lambda_o}{X} \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ \bar{S} & -\bar{X} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x \\ s \end{bmatrix} \quad (56)$$

soit :

$$\begin{aligned} d &= -\frac{\lambda_o}{X} x \\ f &= -\lambda_o \frac{\bar{S}}{X} x + \lambda_o s \end{aligned}$$

Le système linéarisé en boucle ouverte (Figure III.7) est caractérisé par le régime permanent, en réponse à un échelon de consigne \underline{u}_c :

$$\underline{y}(\infty) = -[A]^{-1} [B] \underline{u}_c = \underline{y}_c \quad (57)$$

en supposant que $[A]^{-1}$ existe (donc, en particulier, que le système n'a pas d'intégration).

Le schéma de la figure III.8 permet d'atteindre le régime permanent (57) avec la dynamique améliorée par la commande modale (56).

Nous avons, en effet, avec les notations de la figure III.8 :

$$\dot{\underline{y}} = [A] \underline{y} + [B] [\underline{u}_c - [K] (\underline{y} - \underline{y}_c)] \quad (58)$$

$$\dot{\underline{y}} = ([A] - [B][K]) \underline{y} + [B] [\underline{u}_c + [K] \underline{y}_c] \quad (59)$$

d'où l'on déduit, si $\underline{y}_c = -[A]^{-1} [B] \underline{u}_c$

$$\begin{aligned}
 \underline{y}(\infty) &= - \left[[A] - [B][K]^{-1}[B] \right]^{-1} \left[[1] - [K][A]^{-1}[B] \right] \underline{u}_c \\
 &= - \left[[A] - [B][K]^{-1}[A][A]^{-1}[B] \right]^{-1} \left[[1] - [K][A]^{-1}[B] \right] \underline{u}_c \\
 &= - \left[[1] - [A]^{-1}[B][K]^{-1}[A]^{-1}[B] \right]^{-1} \left[[1] - [K][A]^{-1}[B] \right] \underline{u}_c \\
 &= - \left[[1] - [A]^{-1}[B][K]^{-1} \left[[A]^{-1}[B][A]^{-1}[B][K][A]^{-1}[B] \right] \right] \underline{u}_c
 \end{aligned} \tag{60}$$

$$\underline{y}(\infty) = - [A]^{-1} [B] \underline{u}_c \tag{61}$$

On a donc bien le même régime permanent qu'en boucle ouverte.

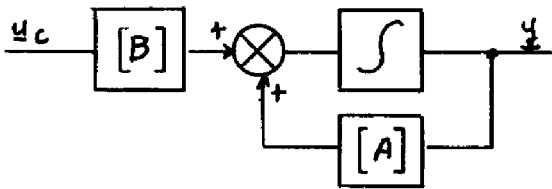


Figure III.7

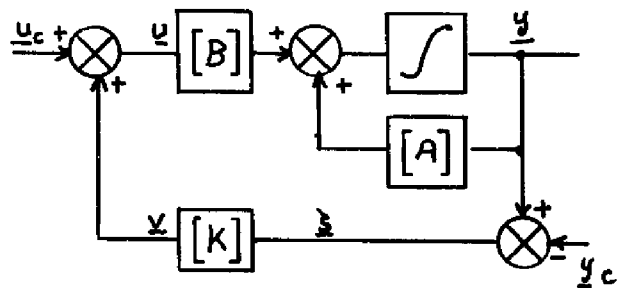
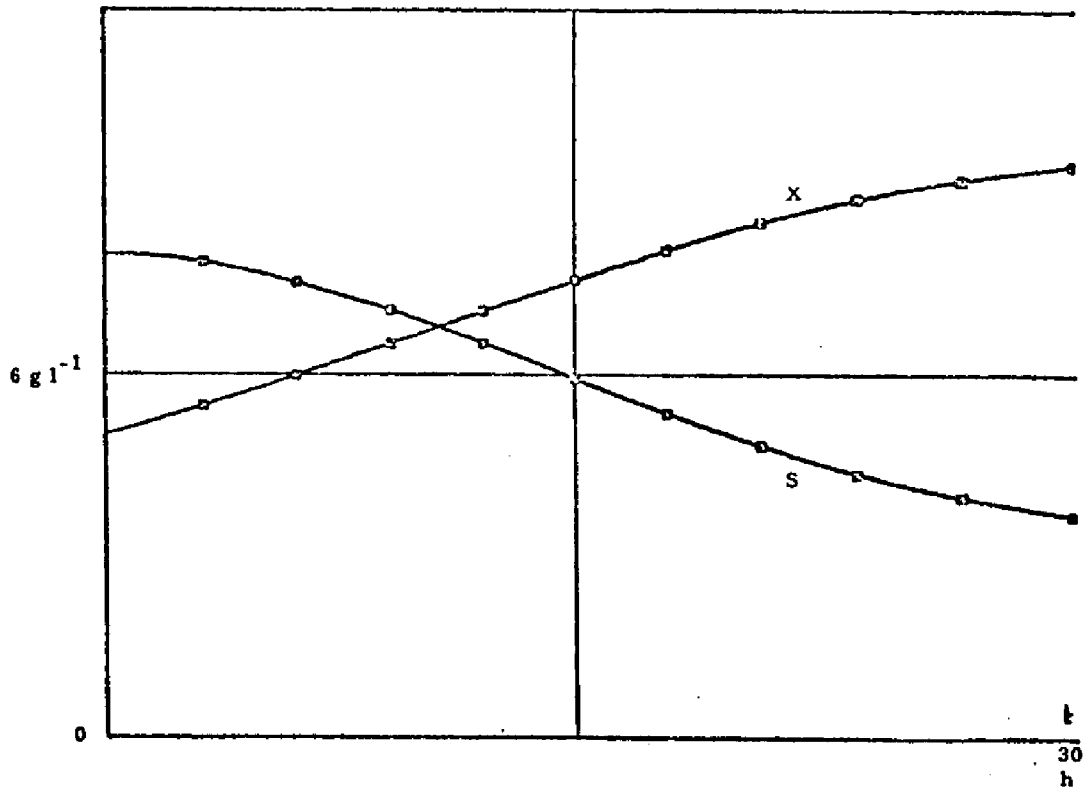


Figure III.8

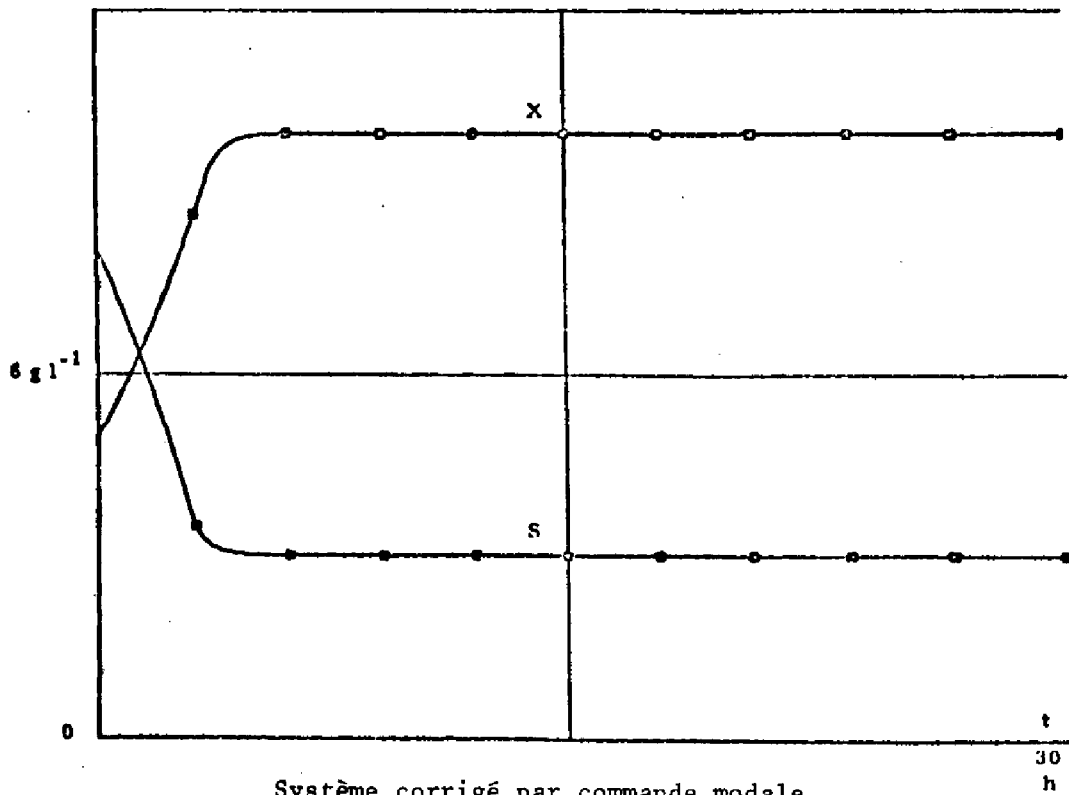
La simulation (Figure III.9) a montré que les résultats de la commande modale qui ne sont théoriquement valables que pour le système linéarisé, le restent en pratique pour le système non linéaire, ce qui est évidemment intéressant.

La figure III.10 représente, en plus, les variations des taux de dilution et d'alimentation en substrat. On constate qu'au cours des premières heures, le système a fonctionné en batch ($D = 0$, $F = 0$) pour accélérer la croissance de X vers \bar{X} et la diminution de S vers \bar{S} .



Fonctionnement en chémostat

$$\mu_m = 0.2\ h^{-1} \quad A = 0.075$$



Système corrigé par commande modale

$$\mu_m = 0.2\ h^{-1} \quad A = 0.075 \quad -2.\ h^{-1}$$

Figure III.9

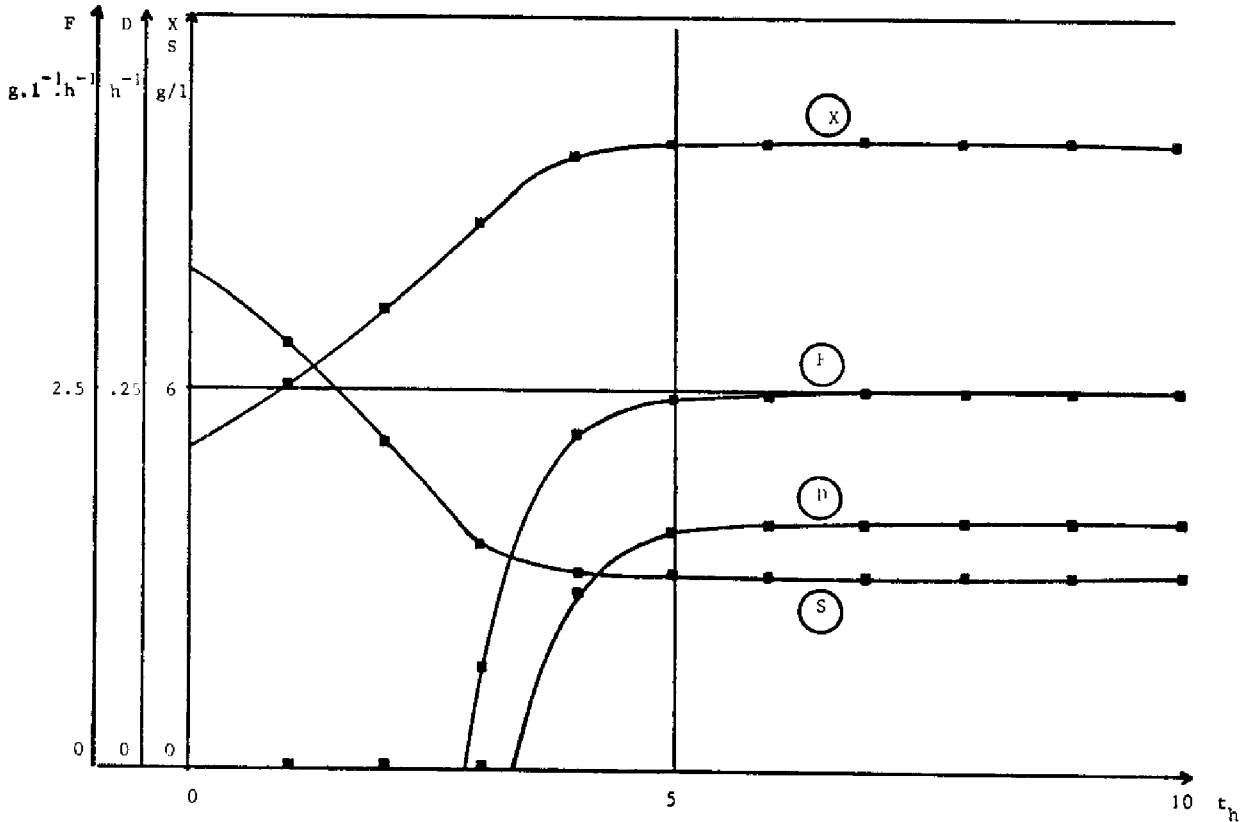


Figure III.10

III.4.2. Résultats pratiques

La loi de commande par retour d'état a été appliquée en ligne sur l'unité pilote de l'I.N.S.A.T. (*) Nous avons pu constater, comme cela était apparu en

(*) Le programme en temps réel a pu être utilisé par ailleurs sans nécessiter de modification pour accélérer les régimes transitoires d'un processus de culture de bactéries sur méthanol 23 ; bien que le modèle de croissance soit différent, la loi de commande qui ne fait pas apparaître les paramètres α et β est identique.

simulation, que les avantages obtenus avec le système linéarisé restaient valables avec le système réel qui est fortement non linéaire.

La figure III.11 montre les résultats obtenus en pratique, la commande ayant été calculée pour $\lambda_0 = -0,5 \text{ h}^{-1}$.

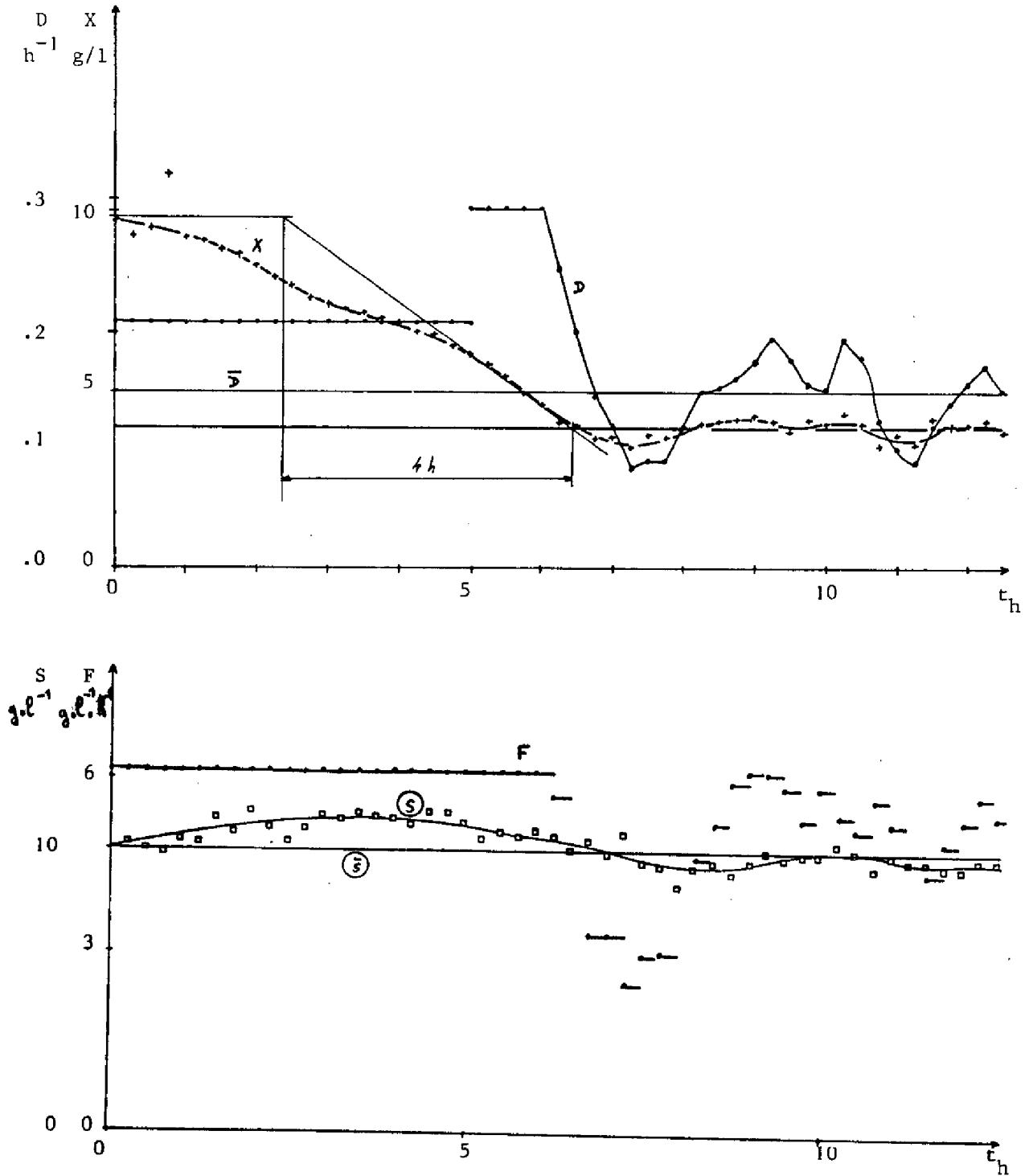


Figure III.11

On peut noter que, dans la première phase $0 < t < 6$ h, D a été maintenu à sa valeur maximum, ce qui est logique dans le cas d'une consigne \bar{X} très inférieure à X . Nous avons changé volontairement la valeur maximum du débit de la pompe de milieu minéral donc D_{\max} en cours d'expérimentation ($t = 5$ h). Ceci s'est traduit par un changement de pente de X ; on peut penser que si nous avions effectué cette opération en début de manipulation, la durée du régime transitoire aurait été ramenée à 4 heures.

La figure III.12 montre les courbes obtenues dans le cas d'une consigne \bar{X} élevée par rapport à la valeur de départ X_0 . On observe la phase de croissance en batch que nous avons rencontrée précédemment en simulation.

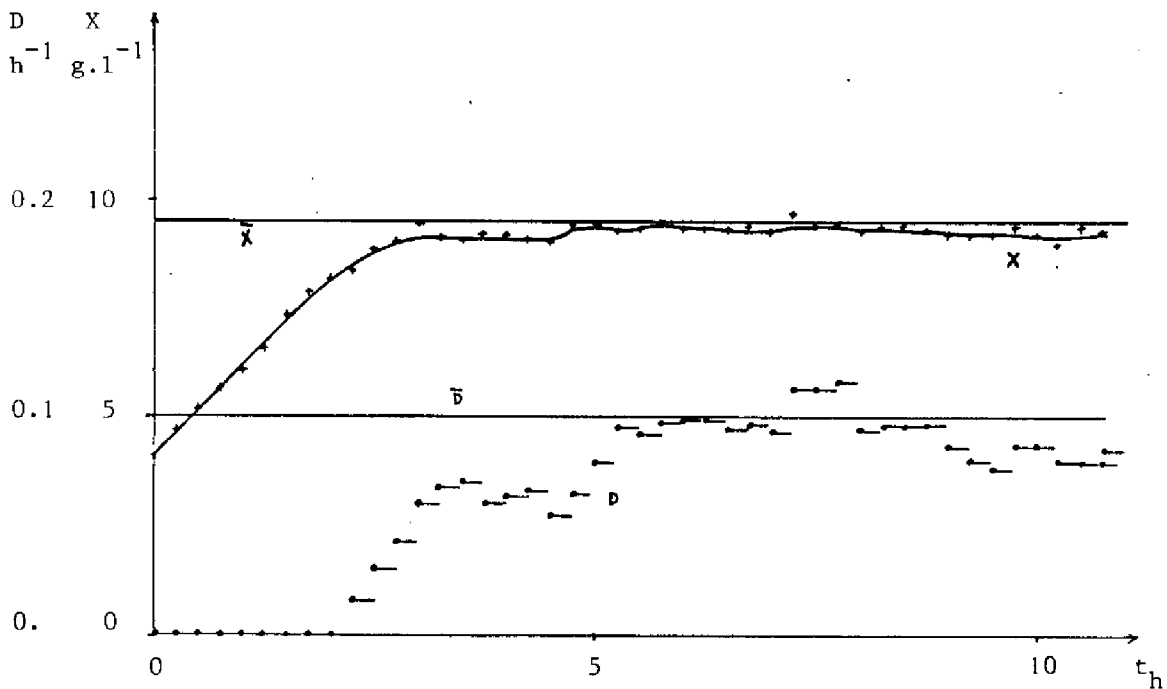


Figure III.12

ETUDE COMPAREE DES RESULTATS PRATIQUES
 OBTENUS EN CHEMOSTAT ET EN COMMANDE PAR
 RETOUR D' ETAT

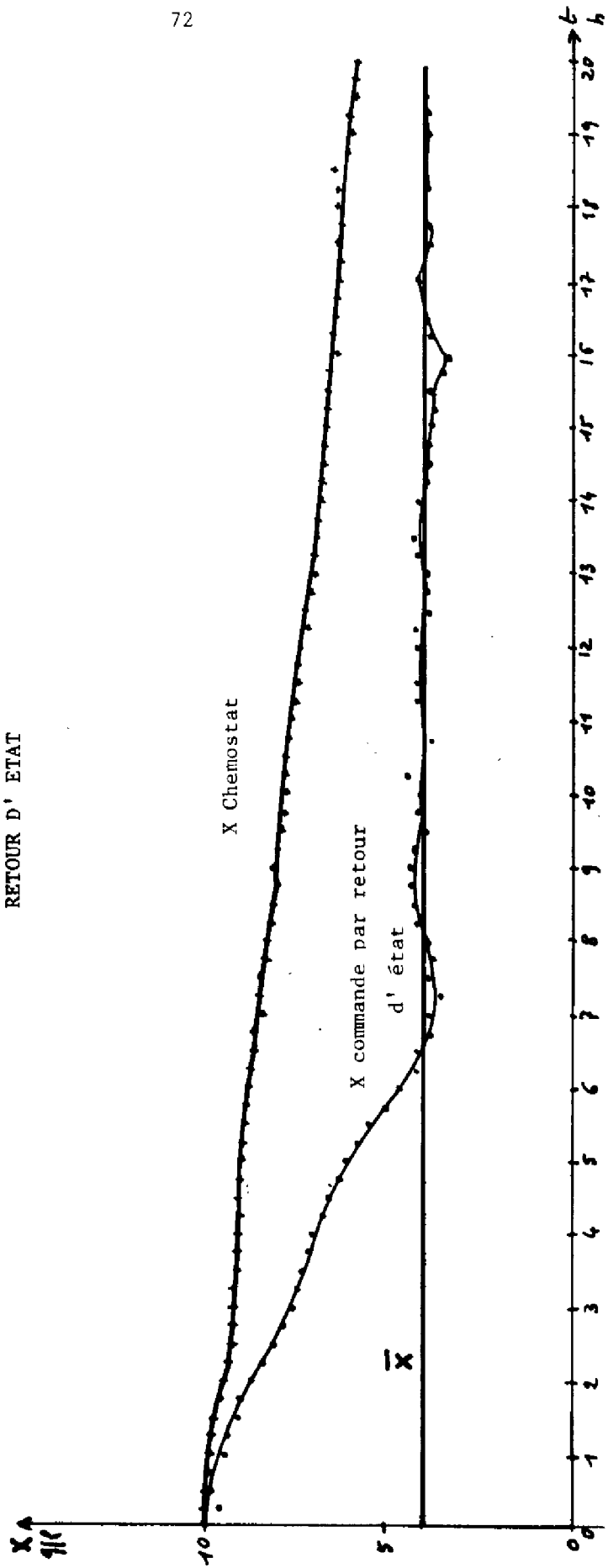


Figure III.13

Enfin la figure III.13 permet de comparer les résultats pratiques obtenus en chemostat (on fixe \bar{D} , \bar{F} et on laisse évoluer le système) et dans le cadre de la commande modale. Dans le premier cas, après 20 heures, on a atteint seulement les 2/3 de la distance $X_0 - \bar{X}$, alors que la commande par retour d'état permet d'atteindre la valeur de consigne en 6,5 heures, temps que nous aurions d'ailleurs pu réduire en augmentant D_{\max} .

III.5 CONCLUSION

En conclusion, nous rappellerons les points essentiels des travaux développés dans ce chapitre :

- le processus que nous commandons est stable, quelles que soient les valeurs de la commande
- la technique de commande modale, qui peut d'ailleurs être appliquée indépendamment du type de modèle de croissance, permet de réduire considérablement la durée des régimes transitoires.

En outre, dans le cas d'une mauvaise identification de paramètre, elle diminuerait l'erreur sur l'état en régime permanent par rapport au fonctionnement en chemostat (augmentation du gain de la boucle de retour).

- la méthode d'optimisation, heuristique, est utilisable sans modification importante, quels que soient le critère et le modèle de croissance retenus.

Nous nous sommes penchés sur le calcul de l'influence d'une variation de paramètre ou d'une mauvaise identification sur l'optimisation statique. Les résultats obtenus sont trop partiels et surtout n'ont pas donné lieu à des expérimentations ; nous n'en ferons donc pas état. Signalons simplement que nous avons vérifié en simulation le résultat classique qui permet d'annuler l'erreur sur l'état en régime permanent en remplaçant λ_0 par $\lambda_0 + \frac{1}{T_i p}$ (retour avec intégration).

Ceci peut être intéressant quand il s'agit de modélisation (possibilité de fixer X et S en des points donnés, même avec un modèle approximatif) ; par contre, du point de vue critère d'optimisation statique, les méthodes de recalage par modèle après identification ON-LINE (méthode de la perturbation par exemple) présenteront certainement plus d'intérêt.

Enfin, il n'est pas exclu, compte tenu de l'accélération notable des régimes transitoires par commande modale, que l'on puisse utiliser une méthode de régulation extrémale pour recalibrer le système sur l'optimum statique réel.

CHAPITRE IV

AUTOMATISATION D'UNE UNITE PILOTE DE FERMENTATION

IV.1 INTRODUCTION

Le prolongement d'une étude théorique nécessite la mise en oeuvre d'expérimentations dans le but d'acquérir des informations sur le système réel (modélisation, identification notamment). Ainsi a-t-il été nécessaire, dès le début de nos travaux, de concevoir et de réaliser l'automatisation d'une unité pilote de fermentation continue dont l'étude initiale et le dimensionnement avaient été effectués par nos partenaires biochimistes de l'I.N.S.A.T.

L'objectif que nous nous étions fixé étant la commande optimale du processus, l'automatisation a dû être très développée pour permettre au calculateur numérique de contrôler l'ensemble de l'unité ; de plus, on a vu par ailleurs l'importance des constantes de temps qui nécessite un fonctionnement ininterrompu pendant plusieurs jours ; on a donc intérêt, par une automatisation très poussée, à accroître l'autonomie du processus pour réduire la fréquence des interventions manuelles.

Le calculateur temps réel que nous avons utilisé au début de ce travail n'étant pas disponible en permanence, il a été nécessaire, compte tenu de la durée des essais, de prévoir des régulations analogiques pouvant éventuellement prendre le relais du calculateur.

Parmi les problèmes que l'on rencontre lors de la conception d'une telle unité, ceux posés par la petite échelle du réacteur ne sont pas des moindres. Par exemple, un débit d'alimentation de plusieurs m^3 / h facilement mesurable par les méthodes classiques sur une unité de production industrielle peut être ramené à quelques ml/h sur un fermenteur de 30 litres comme le nôtre et les techniques habituelles de mesure ne s'appliquent plus. Le problème se pose aussi pour les variables d'état (X, S), non pour des questions d'échelle mais parce que leur mesure est très spécifique aux fermentations. Dans la plupart des cas, nous avons dû concevoir des capteurs directement adaptés au problème qui nous était posé.

IV.2 DESCRIPTION DU REACTEUR - VARIABLES D'ENVIRONNEMENT

Nous avons utilisé un fermenteur à turbine de 30 litres (Figure IV.1).

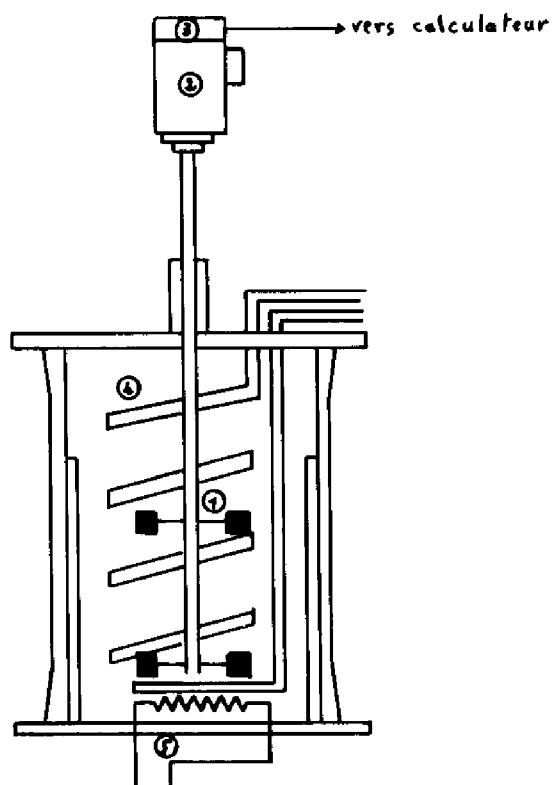


Figure IV.1

L'agitateur (1) est entraîné par un moteur (2) dont on peut mesurer la vitesse variable par l'intermédiaire d'une dynamo tachymétrique (3). Nous nous sommes placé à la vitesse de 900 tours / minute.

La température du fermenteur est maintenue à 30° C par un régulateur tout ou rien (BRM) :

- détecteur : sonde au platine
- action sur une résistance chauffante (5)
- de l'eau est injectée en permanence dans le serpentin (4) pour la réfrigération.

Cette régulation a été modifiée par la suite et sera décrite dans le chapitre V.

Le pH du fermenteur est maintenu à la valeur 3,8 par un régulateur tout ou rien (TACUSSEL) qui actionne une pompe d'injection d'ammoniaque dans le réacteur (les microorganismes excrètent des substances acides).

Enfin, le débit d'air a été calculé par nos partenaires biochimistes pour que la concentration en oxygène dissous ne soit pas un facteur limitant [5]. Il a été fixé à 600 l/h.

IV.3 VARIABLES DE COMMANDE

Le taux de dilution D et le taux d'alimentation en substrat F sont définis par les relations :

$$D = \frac{Q_{MM}}{V} \qquad F = \frac{Q_{HC}}{V} \cdot d$$

Q_{MM} = débit d'alimentation en milieu minéral

Q_{HC} = débit d'alimentation en hydrocarbure

V = volume de milieu réactionnel

d = densité de l'hydrocarbure

Nous avons décidé, pour des raisons évidentes de facilité d'exploitation, de travailler à volume constant, les variables d'action étant alors représentées à un facteur près par les débits respectifs des pompes d'alimentation en milieu minéral et en substrat.

IV.3.1. Débit de milieu minéral

- Commande

Nous avons utilisé une pompe fonctionnant par impulsions (VOLUMATIC) ; la mise sous tension d'un électro-aimant actionne un piston dont le déplacement, réglable manuellement, a pour effet l'injection d'un volume donné de liquide dans le réacteur. Un amplificateur interne permet la commande d'une injection à partir de signaux électriques de faible puissance (front montant 0-10 V, 20 mA).

La commande de la pompe doit donc être un signal périodique carré de fréquence f_{MM} proportionnelle au débit désiré. Nous avons réalisé un convertisseur tension-fréquence qui permet d'obtenir un débit Q_{MM} proportionnel à une tension V_{MM} pouvant être délivrée par le calculateur ou fixée manuellement par l'intermédiaire d'un potentiomètre.

Nous avons calculé le dispositif de façon à obtenir :

$$f_{MM} = 0,125 V_{MM}$$

$$Q_{MM} = 8 f_{MM}$$

soit $Q_{MM} = V_{MM}$ $V_{MM} : V$ $Q_{MM} : l.h^{-1}$ $f_{MM} : H_z$

- Mesure

Les débits à mesurer sont généralement compris entre 3 et 6 l.h⁻¹. Nous avons conçu le dispositif apparaissant sur la figure IV.2 qui délivre une impulsion chaque fois qu'une quantité donnée de milieu minéral est consommée.

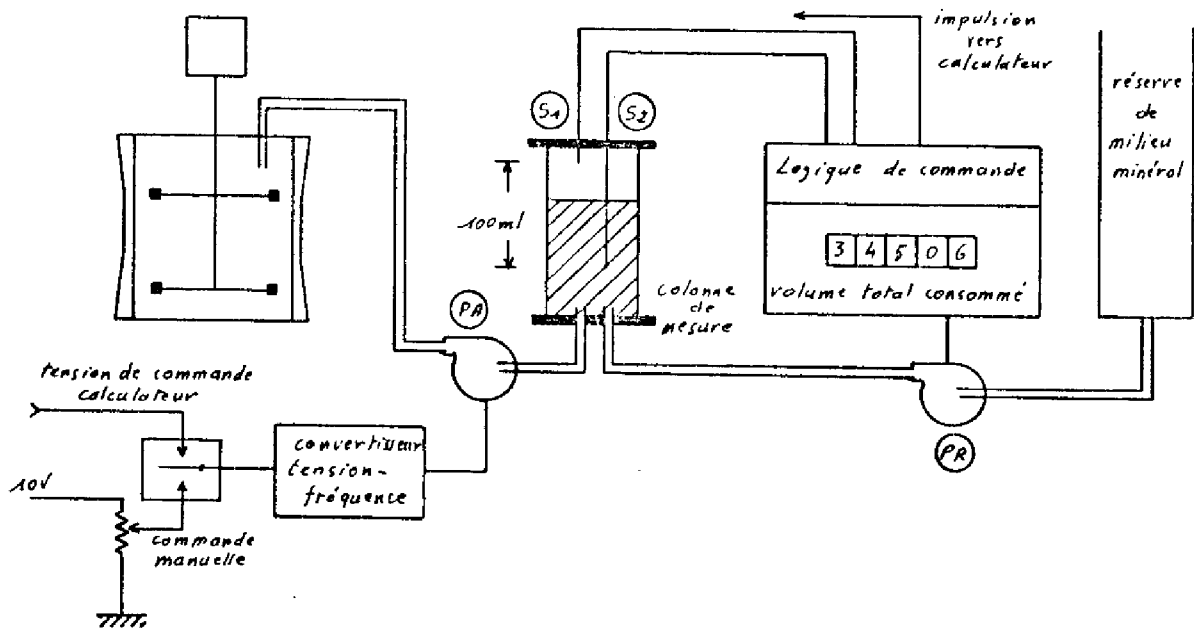


Figure IV.2

On réalise la détection du niveau de milieu minéral dans une colonne de mesure dans laquelle prélève la pompe d'alimentation du fermenteur : PA. Deux sondes S1 et S2 (fils d'acier inoxydable) déterminent entre elles un volume de 100 ml. Une pompe PR assure un remplissage très rapide de la colonne lorsque le liquide ne fait plus contact électrique avec S2 et s'arrête lorsque le contact est rétabli avec S1 ($Q_{\text{remplissage}} \gg Q_{\text{MM}}$).

Le calculateur détermine le débit par calcul du temps écoulé entre deux impulsions délivrées par la logique de commande lors de chaque remplissage de colonne. Un compteur mécanisant ces impulsions affiche en permanence la quantité de milieu consommé depuis le début de l'essai.

La précision sur la mesure est de moins de 2 ml soit une erreur relative de mesure inférieure à 2 %.

IV.3.2. Débit d'hydrocarbure

- Commande

La pompe utilisée et la commande sont analogues à celles du milieu minéral.

- Mesure

La faible valeur des débits à mesurer et la non conductibilité de l'hydrocarbure nous ont conduit à réaliser le dispositif apparaissant sur la figure IV.3.

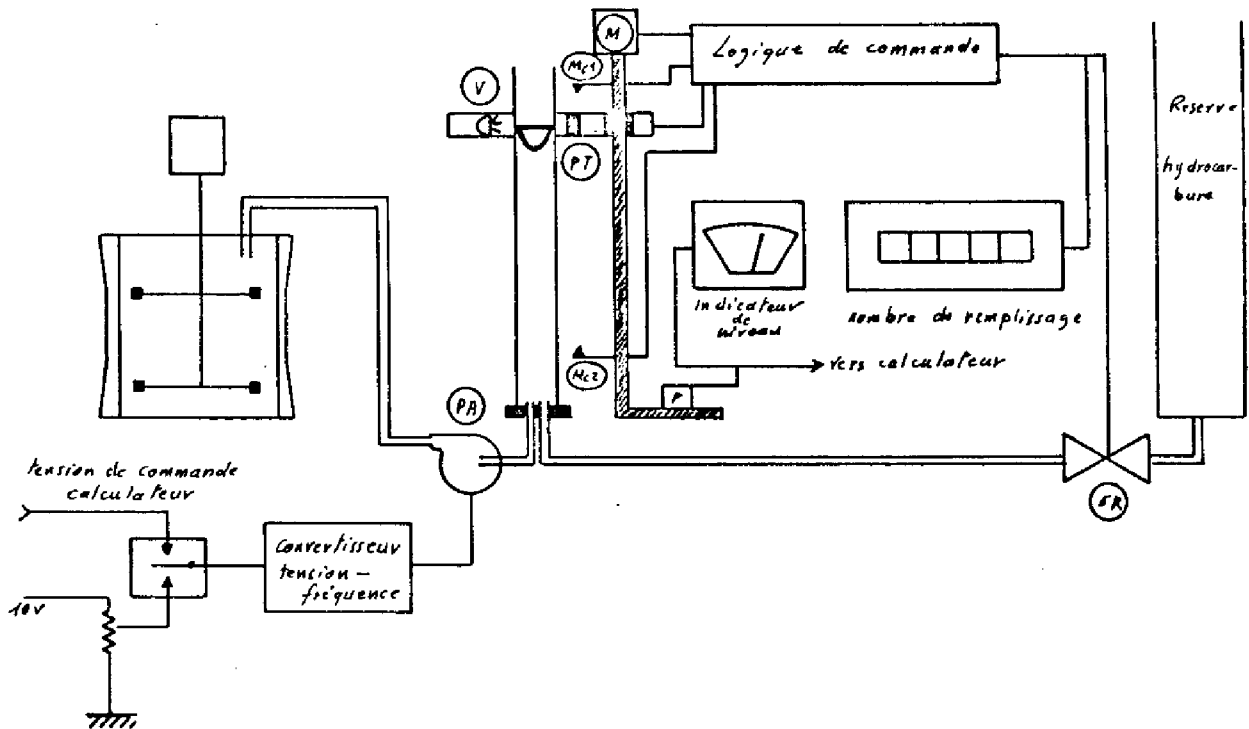


Figure IV.3

La pompe d'alimentation (PA) prélève l'hydrocarbure dans une burette de contenance 20 ml. Un flotteur opaque (F) permet de repérer le niveau dans la burette. Son déplacement est suivi par un élément mobile supportant un voyant (V) et un phototransistor (PT) situés de part et d'autre de la colonne : lorsqu'une

intensité lumineuse supérieure à un seuil est détectée par le phototransistor, un moteur continu abaisse l'élément mobile qui se recale alors face au flotteur. Un potentiomètre multitours est relié mécaniquement à l'élément mobile et délivre un signal électrique proportionnel à la hauteur d'hydrocarbure dans la burette. Lorsque l'élément mobile atteint le niveau bas (20 ml consommés), la logique de commande remonte l'élément mobile jusqu'au niveau haut et actionne l'électrovanne de remplissage (ER) de la burette en un temps négligeable devant la durée de consommation de 20 ml.

Le volume de 20 ml est étalonné et deux microcontacts (MC1) et (MC2) permettent de détecter les niveaux haut et bas.

Le calculateur a accès à la tension délivrée par le potentiomètre (P) et peut calculer le débit d'hydrocarbure à tout instant ; la précision de la mesure est de 0,5 ml.

IV.3.3. Volume de milieu réactionnel

Un capteur de pression différentielle (SCHLUMBERGER) fournit un signal proportionnel à la différence de pression entre le fond du fermenteur et l'air au-dessus du liquide. Nous avons réalisé une carte régulateur tout ou rien qui permet le filtrage de cette tension afin de supprimer des oscillations dues à l'agitation mécanique, l'amplification pour adapter le niveau aux entrées analogiques du calculateur et la commande du relais actionnant l'électrovanne de vidange du fermenteur.

IV.4 VARIABLES D'ETAT

IV.4.1. Mesure de la concentration en biomasse

Nous avons opté pour la méthode de mesure par densité optique (turbidimétrie) ; le calcul de la concentration est basé sur l'évaluation de l'atténuation d'un faisceau lumineux à travers une cellule de mesure contenant du milieu de fermentation.

Nous avons utilisé un turbidimètre à photomultiplicateur (OPTICA) sur lequel nous avons apporté les modifications suivantes :

- augmentation du volume de la cellule de mesure pour éviter les colmatages
- adjonction d'un réglage manuel du zéro électrique
- sortie calculateur haut niveau.

Nous avons constaté qu'il fallait s'entourer de très nombreuses précautions pour obtenir des résultats corrects avec ce type d'appareil (c'est certainement la phase la plus délicate de ce travail d'instrumentation). Nous citerons les plus importantes, qui nous ont conduit à élaborer le dispositif séquentiel d'analyse représenté sur la figure IV.4 :

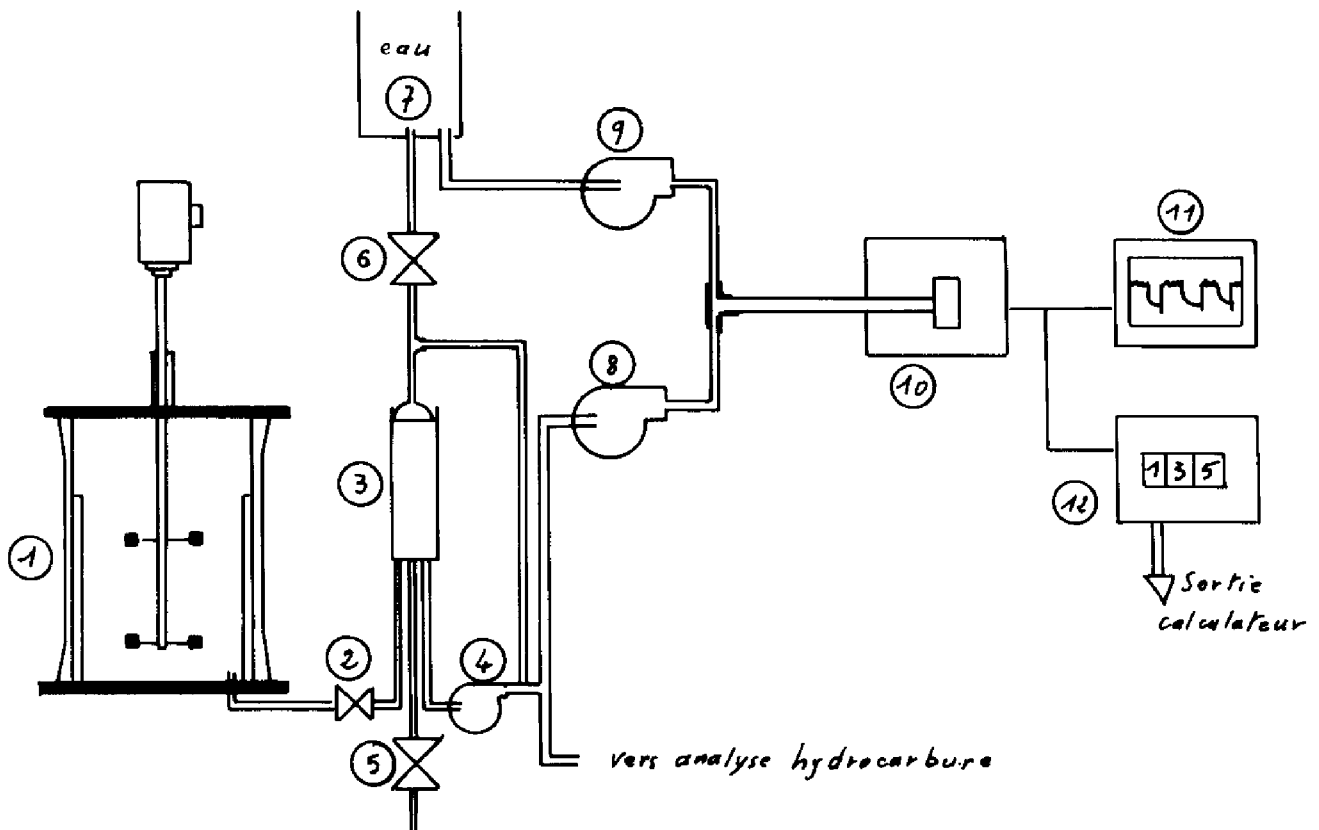


Figure IV.4

- * Pour travailler dans la zone linéaire de ce type de capteur (10), la biomasse mesurée ne doit pas excéder 1 g/l. Ce fait nous a amené à diluer le milieu de fermentation par de l'eau (7) dans un rapport 20/1 (2 pompes doseuses (8) et (9) sont utilisées pour obtenir une dilution précise).
- * Il est indispensable, pour ne pas perturber la dilution et la mesure, que le

milieu de fermentation soit dégazé. On ne peut prélever directement dans le fermenteur, car le milieu étant fortement aéré et agité, de nombreuses bulles d'air sont récupérées dans le circuit de mesure. Une colonne annexe de prélèvement (3) a été prévue pour permettre ce dégazage.

- * L'obtention d'un échantillon représentatif nécessite l'homogénéisation du prélèvement dans la colonne ; une pompe de recirculation (4) de très fort débit est mise en route lors de la mesure.
- * Le cycle d'analyse terminé, la colonne est vidée (5) puis rincée (6) ; la prise d'échantillon est effectuée par gravité à travers l'électrovanne (2).
- * Pour éviter que la biomasse dépose sur les parois de la cellule de mesure, on injecte de l'eau en permanence dans le circuit de mesure (9).

La figure IV.5 représente le diagramme de fonctionnement du dispositif séquentiel décrit plus haut. Un moteur à cames (CROUZET) de période 15 mn commande le système.

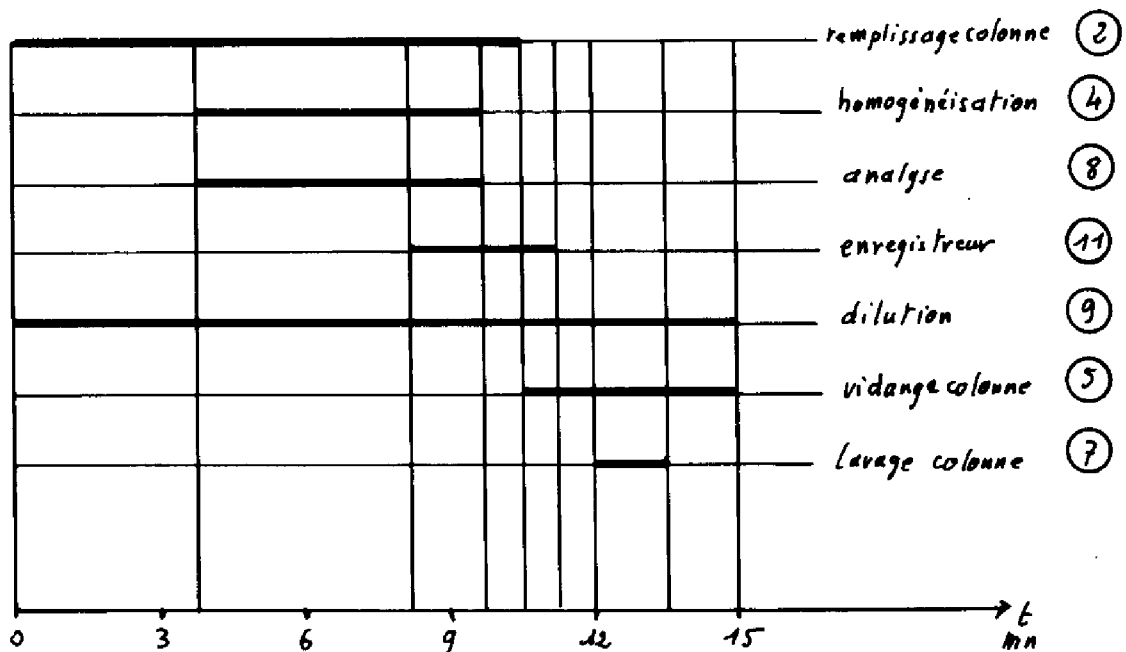


Figure IV.5

Le turbidimètre est couplé à un enregistreur (11) et l'on obtient les courbes apparaissant sur la figure IV.6 ; l'enregistreur n'est mis sous tension que pendant la fin du cycle pour mesurer la différence entre le signal délivré en cours d'analyse et celui obtenu avec de l'eau pure (ligne de base).

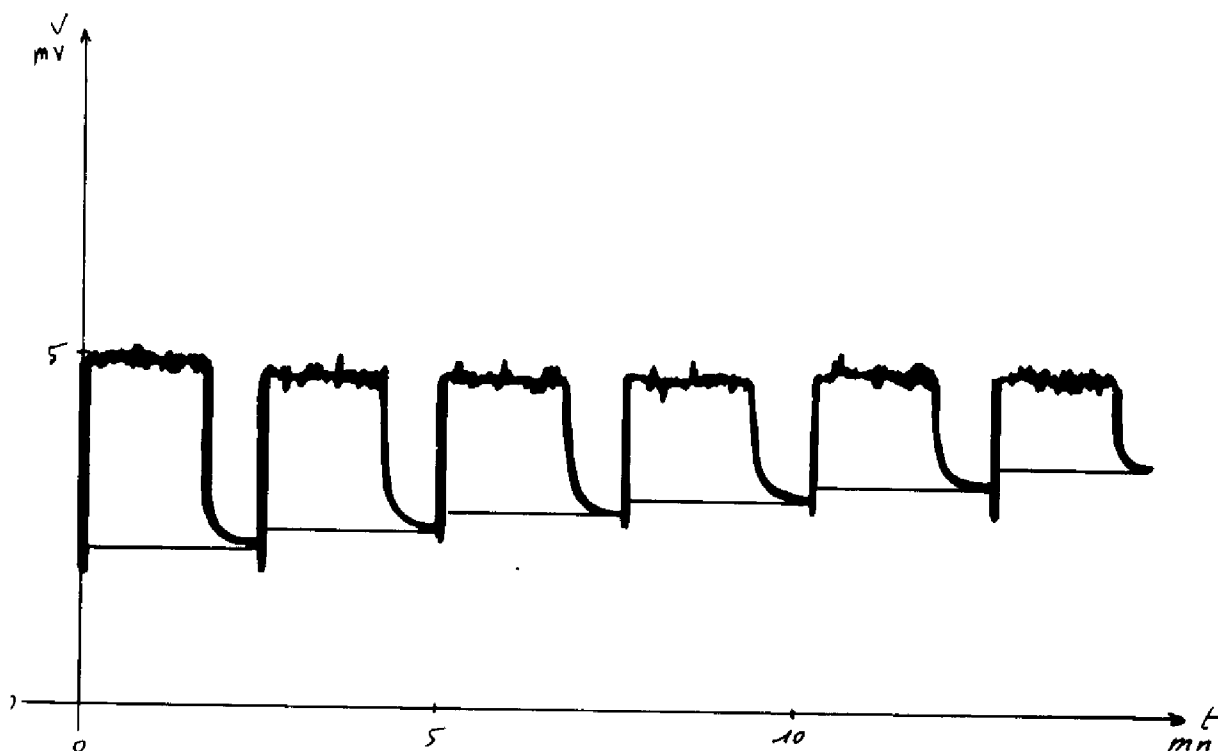


Figure IV.6

Nous avons conçu et réalisé un dispositif automatique permettant la mesure de la différence effective entre les deux signaux (12). On peut constater que le signal obtenu en présence de biomasse n'est pas constant mais soumis à des perturbations liées à la floculation de la biomasse et aux à-coups des pompes doseuses. Le principe de l'appareil, basé sur l'intégration du signal pendant 1 mn (convertisseur tension-fréquence et compteur) et l'élimination de la ligne de base pouvant varier si la cellule de mesure s'encrasse légèrement, apparaît sur les figures IV.7 et IV.8.

On mesure ainsi la concentration en biomasse avec une erreur relative inférieure à 6 %.

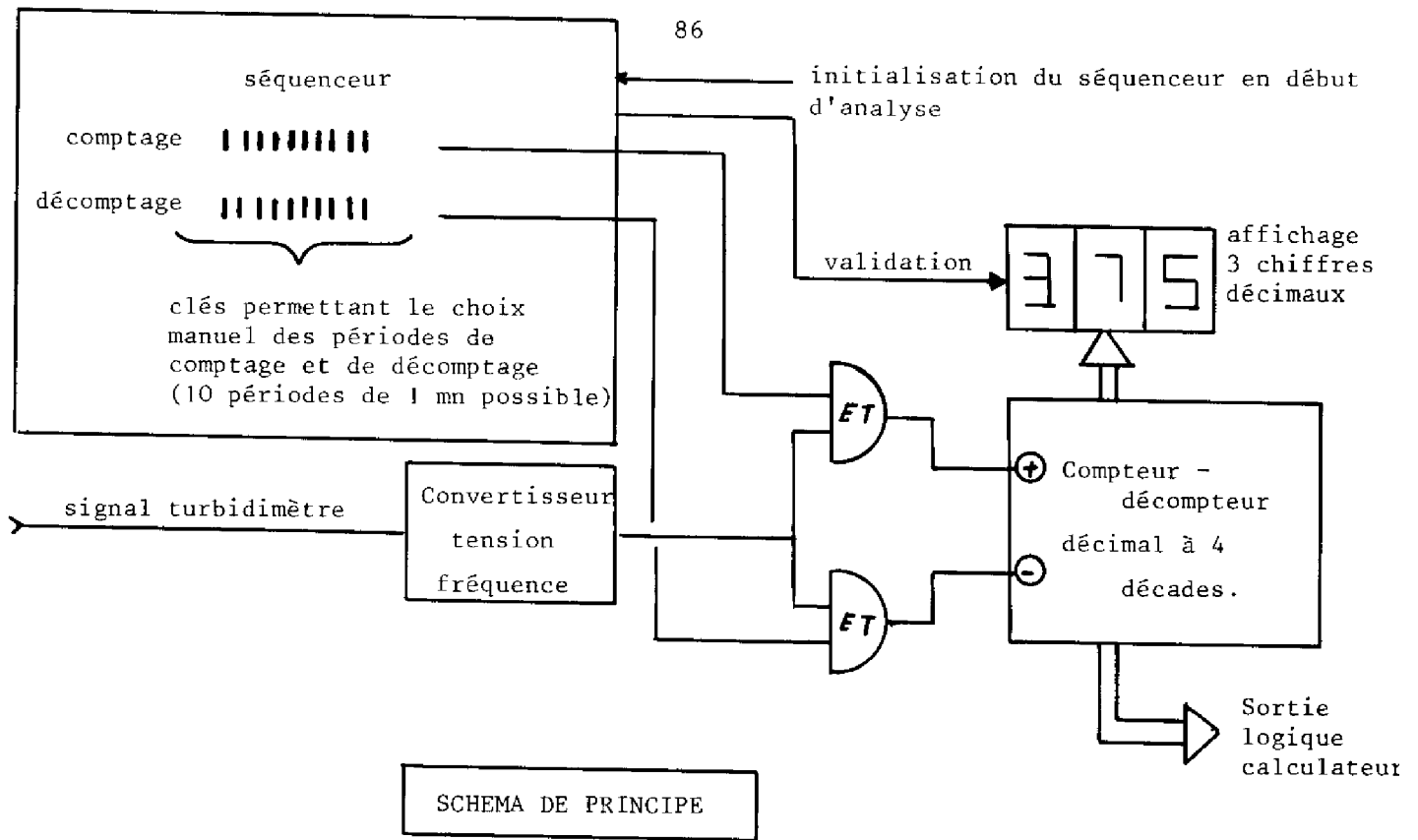
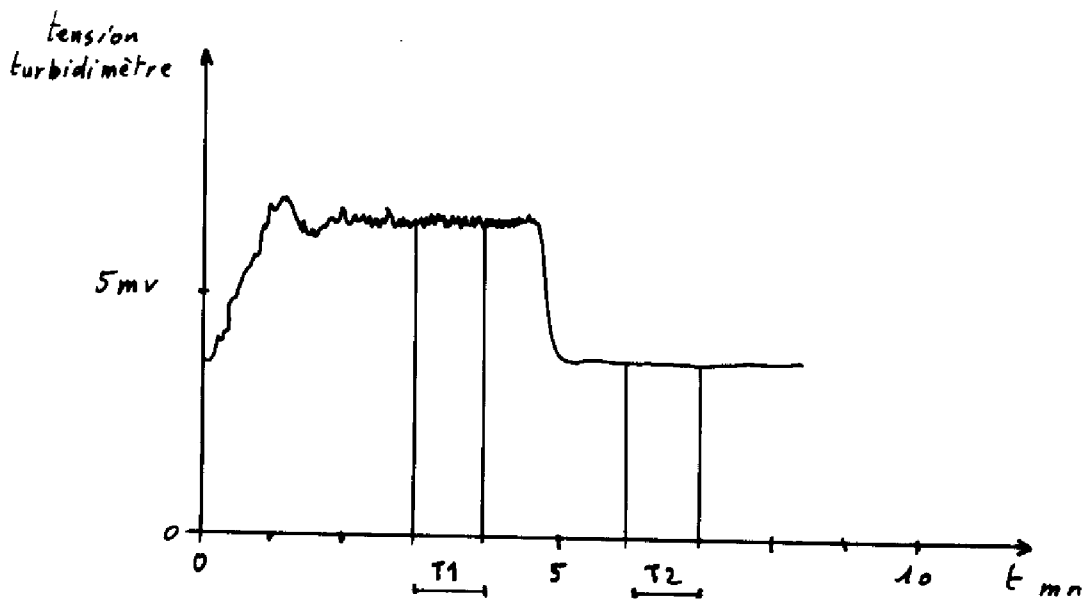


Figure IV.7



T_1 : période de comptage
 T_2 : période de décomptage

DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT A PARTIR DU DEBUT D'ANALYSE

Figure IV.8

IV.4.2. Mesure de la concentration en hydrocarbure

Nos partenaires biochimistes ont proposé une méthode d'analyse par chromatographie en phase vapeur (figure IV.9) [24]. L'échantillon de milieu de fermentation est injecté (12) dans la colonne de rétention (13) du chromatographe (11); l'hydrocarbure, vaporisé, est mesuré par un détecteur à ionisation de flamme (14). Le signal est enregistré (15) et est en outre disponible à haut niveau (0-15 V) pour être traité par ordinateur. Il se présente sous forme de pics de surface proportionnelle à la quantité d'hydrocarbure présent dans le fermenteur (Figure IV.10).

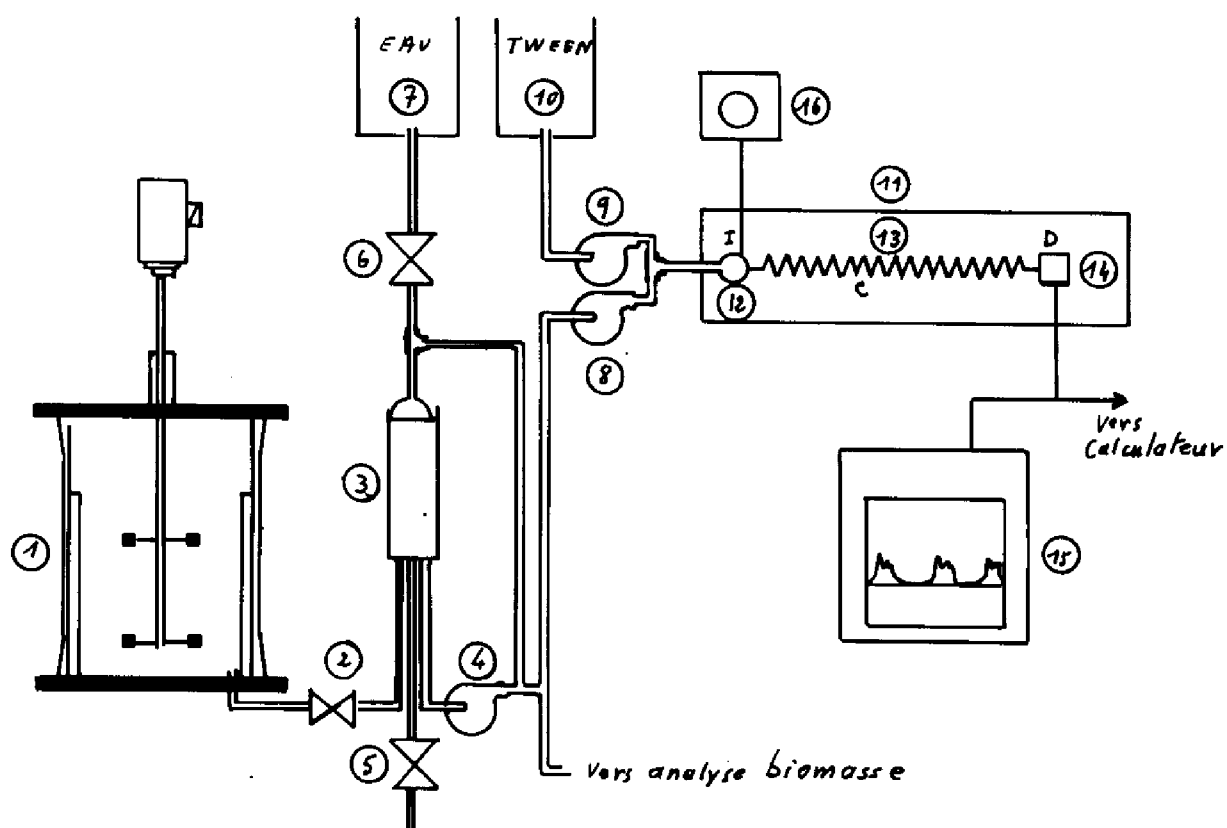


Figure IV.9

Les principaux problèmes que l'on rencontre lors de l'automatisation de cette technique sont les suivants :

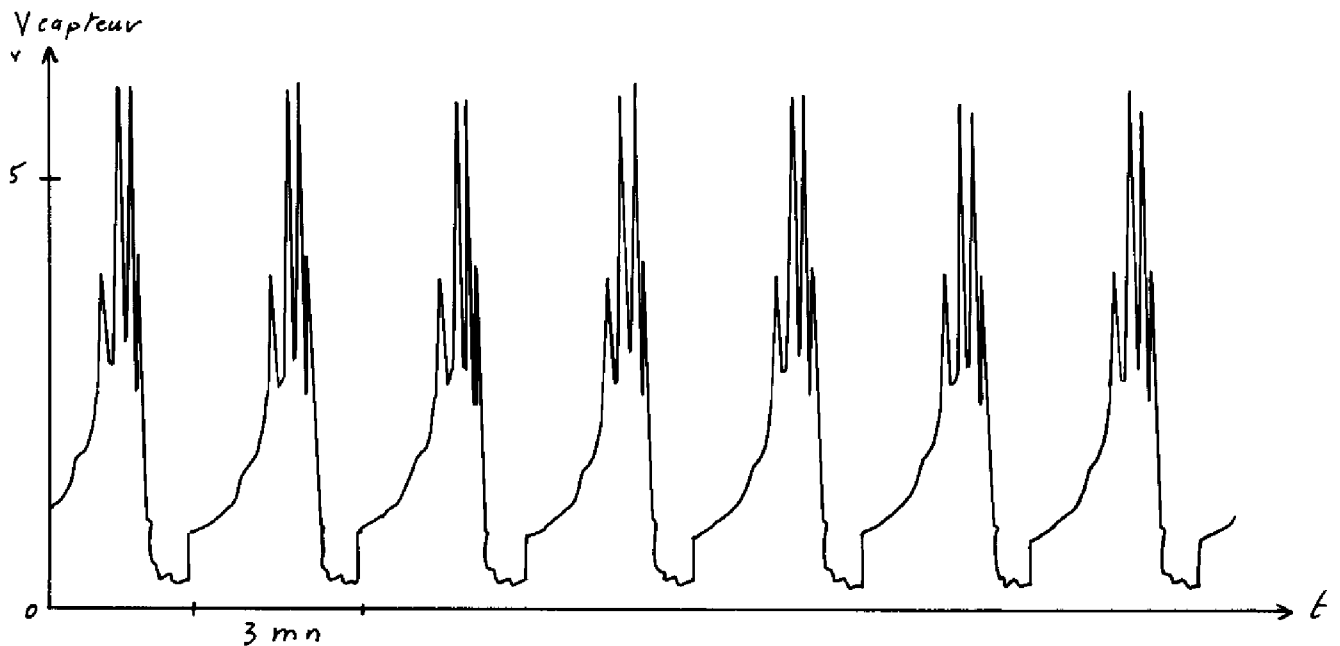


Figure IV.10

- Injection sur une gouttelette d'hydrocarbure

Les n-alcane étant insolubles dans l'eau, il est nécessaire de les émulsionner pour effectuer des analyses correctes. Nos partenaires biochimistes ont proposé de diluer le milieu de fermentation (8) et (9) par un tensio-actif (10) (TWEEN 80) dans un rapport 1/2.

- Injection sur une bulle d'air

Il est nécessaire, comme pour la mesure de la concentration en biomasse de dégazer l'échantillon. Le prélèvement est effectué dans la colonne que nous avons placée à cet effet pour l'analyse de X par densité optique.

- Durée du temps d'injection

Nous avons remarqué que la reproductibilité d'une analyse est très influencée par ce facteur. La durée d'injection a été fixée à 1 seconde avec une minuterie électromécanique de précision (16) (CROUZET).

On remarque sur la figure IV.9 toute la partie prélèvement et traitement de l'échantillon ((1) à (7)) qui est commune avec l'analyse de X ; la période de mesure est donc identique et de 15 mn.

La mesure ainsi obtenue est entachée d'une erreur relative de l'ordre de 8 %.

IV.5 VARIABLES ANNEXES

IV.5.1. Consommation NH_4OH - Temps de chauffe

Nous avons réalisé un bloc "Horloge-Compteurs" qui affiche sous forme de nombres décimaux de 4 digits :

- la durée de fonctionnement depuis le début de l'essai
 - le temps de mise sous tension de la pompe d'ammoniaque (NH_4OH) commandée par le régulateur : la demande de base peut être corrélée à l'activité biologique.
 - le temps de chauffe de la résistance commandée par le régulateur de température.
- Nous verrons dans le chapitre V que cette grandeur peut aussi être un moyen de mesure de l'activité biologique.

Les chiffres décimaux apparaissant sur le bloc peuvent être lus par le calculateur. Un multiplexeur interne permet de réduire le nombre de lignes logiques de liaison avec le calculateur (Figure IV.11).

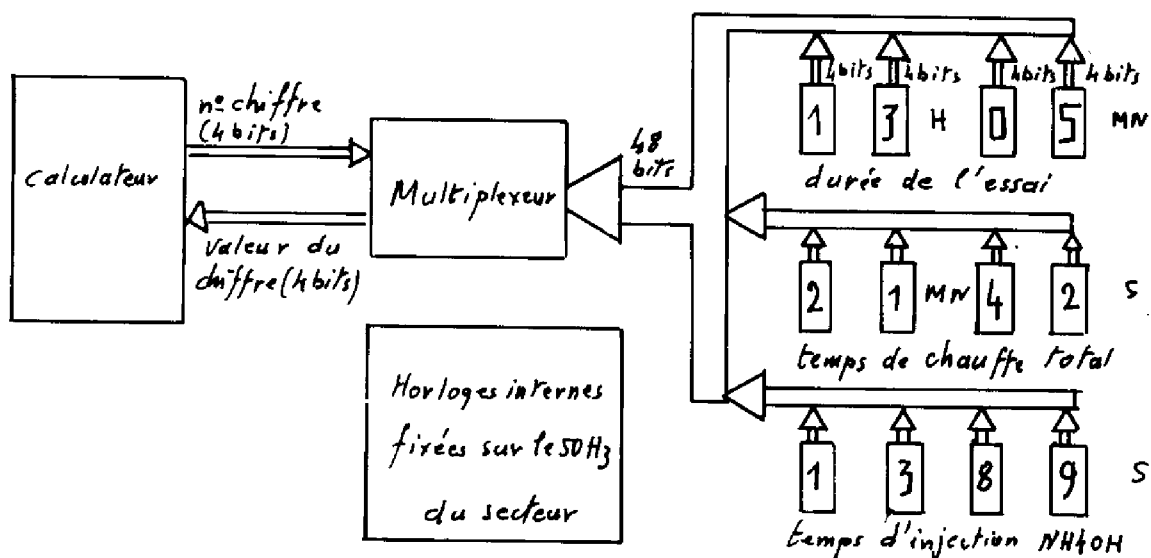


Figure IV.11

Remarque : ce dispositif s'est surtout avéré utile au début de nos travaux, lorsque le calculateur n'était pas disponible de façon continue.

IV.5.2. Mesure de la concentration en CO_2 dans les gaz de sortie du fermenteur

La concentration en CO_2 est une variable intéressante car représentative de la dégradation du substrat par réaction biologique (§I.4). Nous avons utilisé une technique de mesure par chromatographie, l'appareillage étant disponible à l'origine sur le processus. Nous avons réalisé un amplificateur à gain variable pour le signal délivré par le catharomètre en bout de colonne. Le gain peut être affiché manuellement ou par l'intermédiaire du calculateur pour obtenir la meilleure précision sur la lecture. Le signal apparaît sous forme de pics (Figure IV.12).

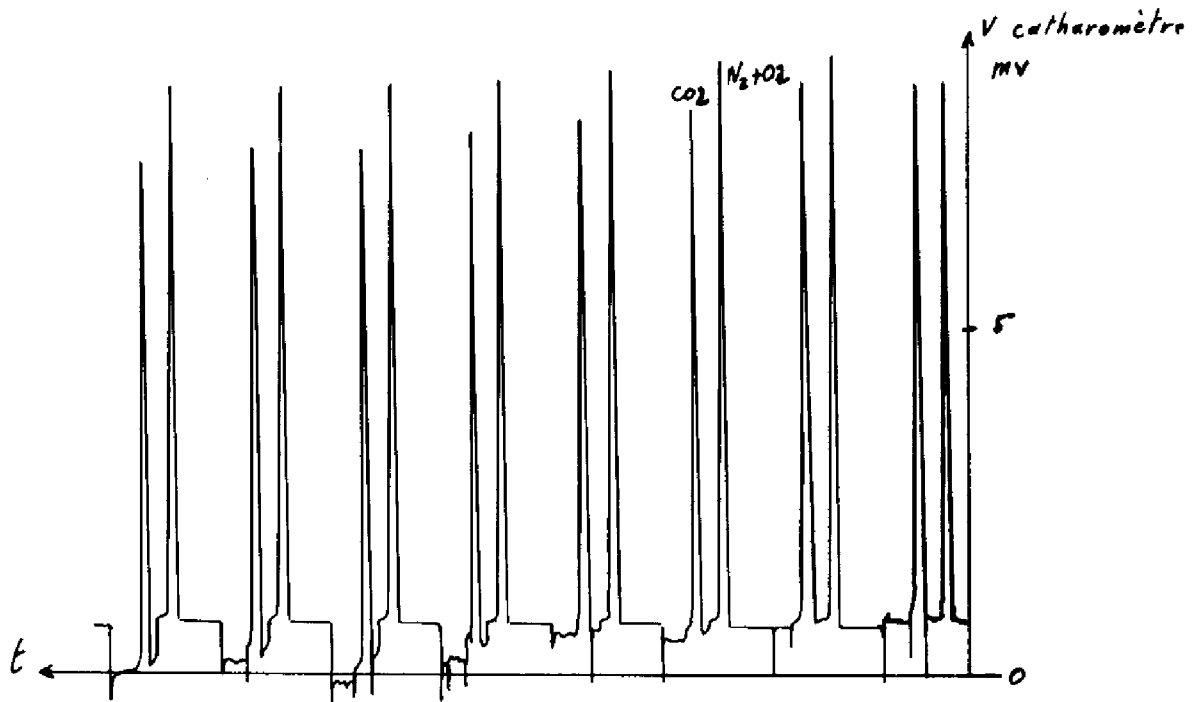


Figure IV.12

La commande de la prise d'échantillon et de l'injection dans la colonne est effectuée toutes les 15 mn par le moteur à cames qui régit déjà le séquençement des analyses de X et de S.

Cette technique de mesure nécessiterait, pour conduire à des résultats valables, une régulation de l'aération ; nous ne nous sommes pas préoccupé de ce point, l'air étant envoyé en excès dans le fermenteur et d'autres capteurs permettant la connaissance de l'activité biologique.

IV.6. CONCLUSION

Nous avons passé sous silence les nombreux problèmes pratiques que nous avons rencontrés dans la mise en oeuvre des fermentations et qui ont parfois rendu inexploitable des dizaines d'heures d'expérimentation :

- contamination du milieu de fermentation,
- mousses intempestives,
- colmatage des canalisations,
- parasites nombreux sur le secteur, en semaine,
- orages nocturnes désarmant les disjoncteurs rendus très sensibles pour une plus grande sécurité dans la mise au point de l'installation,
- etc...

La liste serait longue et ces phénomènes, rarement contrôlables et soumis le plus souvent à la loi de l' "ennui maximum" (panne du samedi soir après une semaine de fonctionnement normal), ont été à l'origine de bien des heures d'observation, de test et de surveillance. (★)

Nous estimons cependant avoir atteint les buts que nous nous étions fixés puisque les variables, état-commande, sont accessibles avec une précision acceptable et que nous sommes parvenu à conduire des expérimentations pendant plusieurs périodes de 2 mois sans interruption. Signalons pour terminer que l'unité pilote peut fonctionner sans intervention manuelle pendant plus de 48 heures.

(★) Nous tenons à remercier sur ce point nos collègues techniciens du L.G.B. de l'I.N.S.A.T. pour leur concours toujours désintéressé lors de ces expérimentations, tant diurnes que nocturnes.



CHAPITRE V

MESURE DE L'ACTIVITE BIOLOGIQUE PAR BILAN THERMIQUE

V.1 INTRODUCTION

La mesure de la concentration en microorganismes peut être effectuée, à l'échelle d'une unité pilote, par densité optique (§IV.4.1.) moyennant certaines précautions. Par contre, avec des fermenteurs de grand volume, on effectue des analyses ponctuelles qui ne sont pas forcément représentatives de l'ensemble du milieu de fermentation. De plus, dans certains cas industriels (substrats solides, liquides non miscibles ou colorés), cette technique n'est pas applicable.

Nous avons proposé [25] une nouvelle méthode d'analyse, globale, qui pallie ces inconvénients. Elle permet de déterminer l'activité biologique (et par calcul X) par mesure de la chaleur de réaction en considérant le fermenteur comme un calorimètre et en faisant le bilan de tous les transferts de chaleurs avec le milieu extérieur.

Nous décrirons dans ce chapitre les moyens mis en oeuvre pour réaliser ce capteur ainsi que les premiers résultats obtenus sur notre unité pilote.

V.2. PRINCIPE DU DISPOSITIF

Le bilan thermique d'une fermentation peut s'écrire :

$$C_M \frac{d\theta_f}{dt} = \frac{dQ_c}{dt} - \frac{dQ_R}{dt} - \frac{dQ_f}{dt} \quad (62)$$

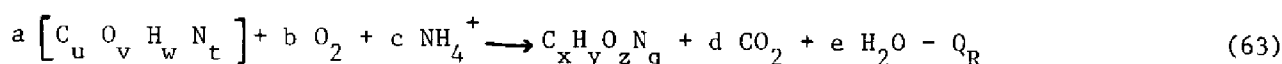
avec θ_f : température du milieu de fermentation

C_M : capacité calorifique de l'ensemble milieu de fermentation-fermenteur

Q_c : somme des quantités de chaleur apportées au système par tout phénomène physique

Q_f : pertes thermiques

Q_R : chaleur de la réaction biologique, exothermique, qui dans le cas d'une fermentation sur n-alcanes s'écrit :



Si on régule la température θ_f du milieu de fermentation, l'équation (62) devient :

$$C_M \frac{d\theta_f}{dt} = 0$$

d'où :

$$\frac{dQR}{dt} = \frac{dQc}{dt} = \frac{dQf}{dt} = K \mathcal{A} \quad (64)$$

On peut ainsi avoir accès à l'activité biologique \mathcal{A} , quantité très importante (§. I.2.), si on connaît K (par étalonnage) et si on mesure $\frac{dQc}{dt}$ et $\frac{dQf}{dt}$.

Les premières études ont été faites à partir de la régulation tout ou rien décrite au §. IV.2 par mesure du temps de chauffe de la résistance pendant des intervalles d'une heure. Les courbes apparaissant sur les figures V.1 et V.2 ont été obtenues en fermentations discontinue et continue respectivement.

Pour pouvoir déterminer les échanges de chaleur à chaque instant, nous avons conçu une régulation de température continue de type P.I. et envisagé le capteur dont le schéma de principe est représenté sur la figure V.3.

On remarque sur ce schéma :

- le dispositif permettant la régulation de température du fermenteur (on a sur le pilote une unité de refroidissement et de chauffage pour des raisons de précision de cette régulation et, dans certains cas, de conditions de fonctionnement à très faible activité biologique ; bien entendu, pour un fermenteur industriel, seul le circuit de refroidissement subsisterait).

- le bloc de calcul analogique réalisant la somme des quantités de chaleurs

* soustrées par le circuit de refroidissement

$$\frac{dQ}{dt} \text{ rf} = k_{Rf} \cdot D_R \cdot (\theta_e - \theta_f)$$

D_R : débit de fluide réfrigérant dans le serpentin

θ_e : température du fluide en entrée du serpentin

θ_f : température du fluide en sortie du serpentin

* apportées par le chauffage

* perdues par les parois ; nous les avons supposées proportionnelles à la différence de température entre le milieu de fermentation θ_f et le milieu extérieur θ_a , soit :

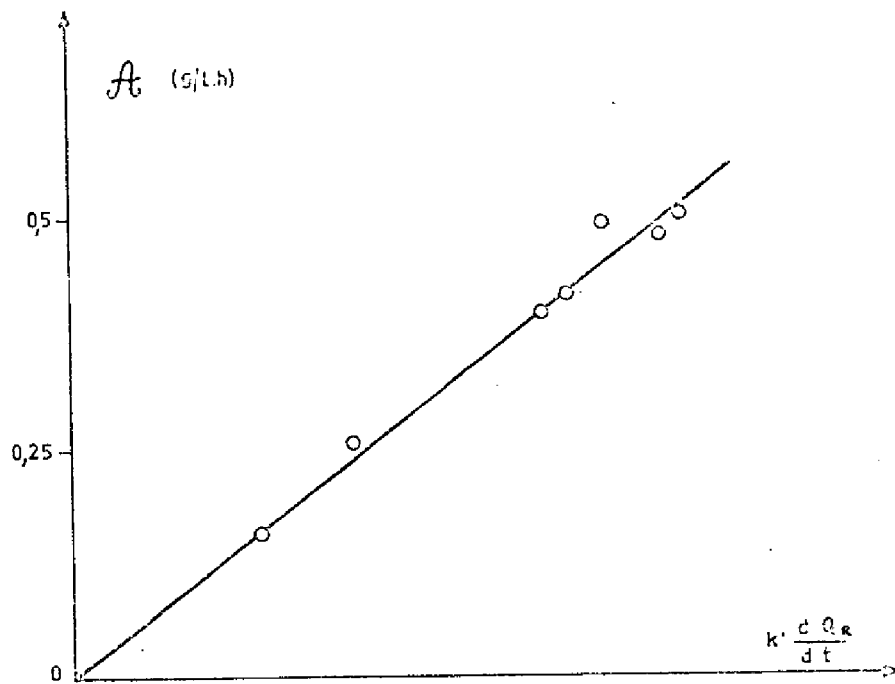


Figure V.1

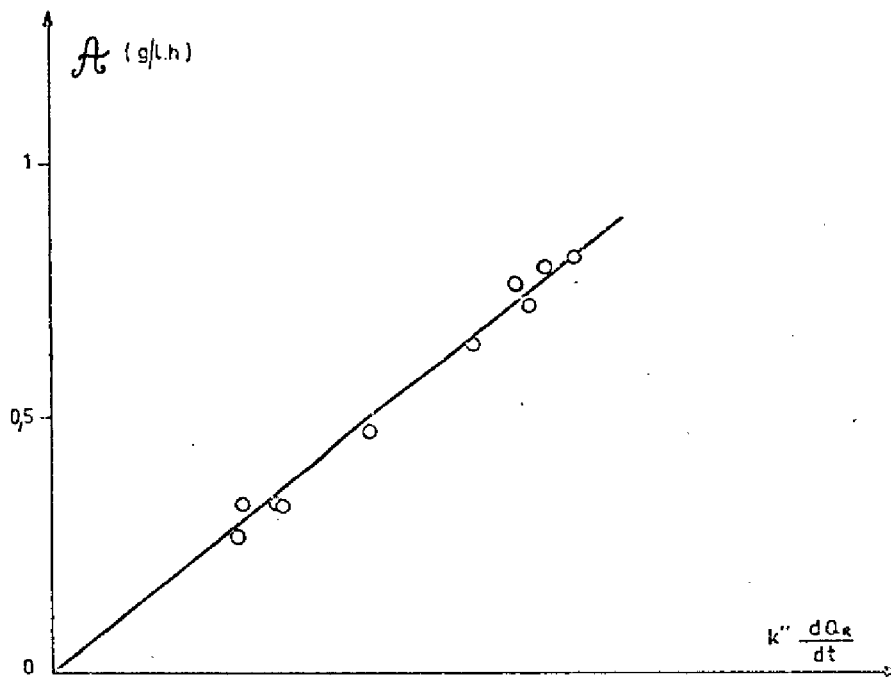
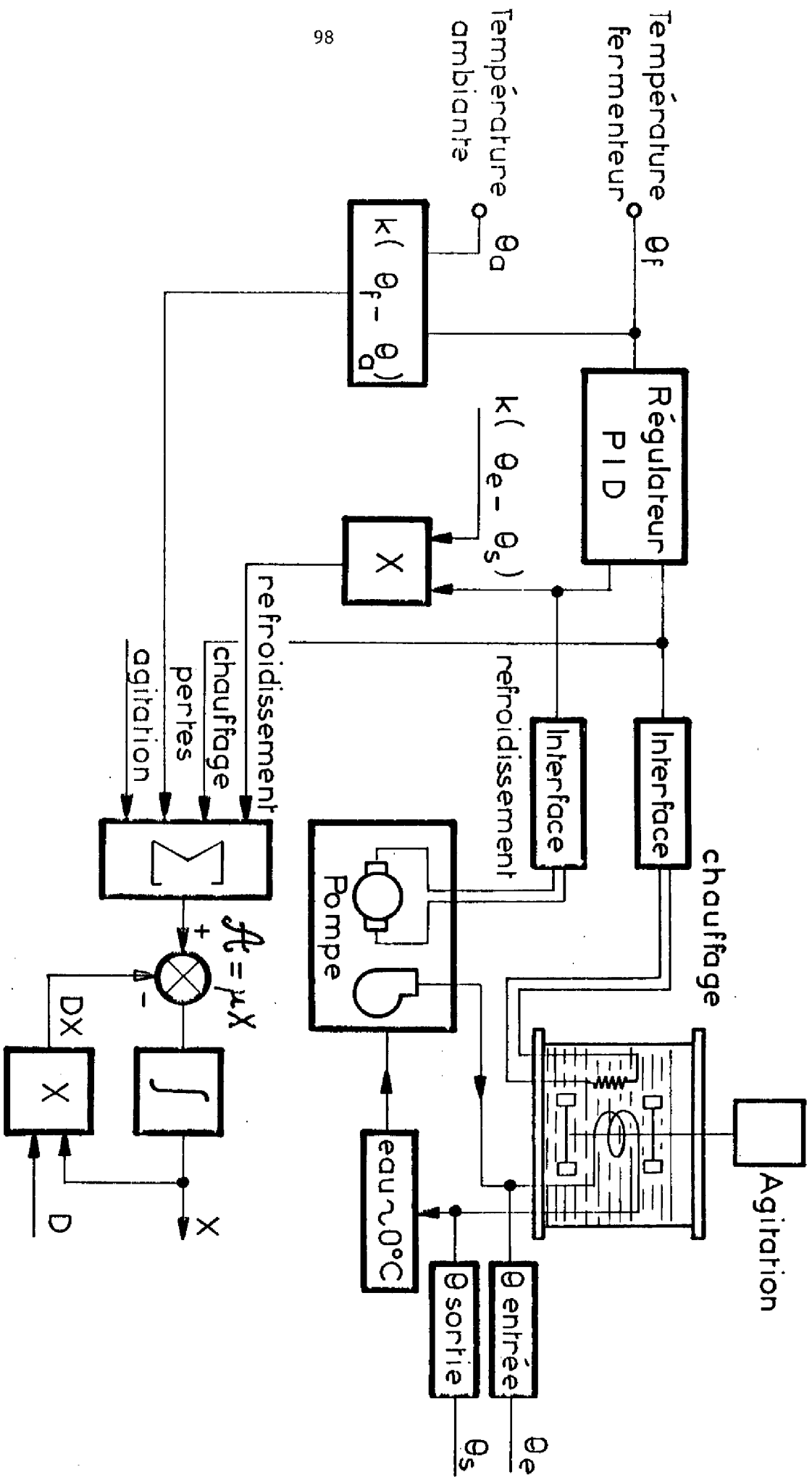


Figure V.2



$$\frac{dQ_f}{dt} = K_p (\theta_f - \theta_a) \quad (66)$$

* apportées par l'agitation

A la sortie du sommateur, en tenant compte du coefficient K ($\frac{dQR}{dt} = K A$), on peut déterminer l'activité biologique et par intégration de l'équation :

$$\frac{dX}{dt} = A - D X$$

On a une mesure de X.

V.3 MESURE DES DIFFERENTES COMPOSANTES DU BILAN THERMIQUE

Les opérations élémentaires (additions, multiplications, intégrations) qui figurent dans le schéma de principe précédent peuvent être réalisées de façon analogique ou par calculateur si le fermenteur est conduit numériquement.

Par contre, il est nécessaire de disposer d'un certain nombre de capteurs élémentaires permettant les mesures :

- des températures : du fermenteur (θ_f), du fluide du circuit de refroidissement à l'entrée (θ_e) et à la sortie (θ_s) du fermenteur et ambiante (θ_a).
- du débit de la pompe de refroidissement
- de la puissance d'agitation
- de la puissance de chauffage (cas particulier de notre installation).

La mesure des débits et de la puissance de chauffage ne posent pas de problème particulier ; nous décrirons ci-dessous la façon dont nous avons résolu ceux concernant la température , la puissance d'agitation et les pertes thermiques (*).

(*) J.B. POURCIEL (LAAS-UPS) a pris une part active à la réalisation pratique de cette étude, ainsi que 4 élèves-ingénieurs de l'E.N.S.E.E.I.H.T., Messieurs THOUVENIN, REINERT, SUBARROQUE et PEYROUTON ; nous les remercions ici pour leur collaboration.

V.3.1. Capteurs de température

Ce sont des capteurs de haute précision permettant d'apprécier le vingtième degré en absolu et des variations du centième de degré, d'excellente linéarité dans leurs plages d'utilisation : ils sont basés sur la variation de la tension de polarisation en direct de la jonction base émetteur d'un transistor [26].

V.3.2. Puissance d'agitation

Deux méthodes ont donné des résultats comparables.

La première est basée sur l'élévation de température du fermenteur contenant de l'eau initialement à température ambiante ; les pertes étant alors négligeables, on déduit la puissance fournie (Figure V.4.).

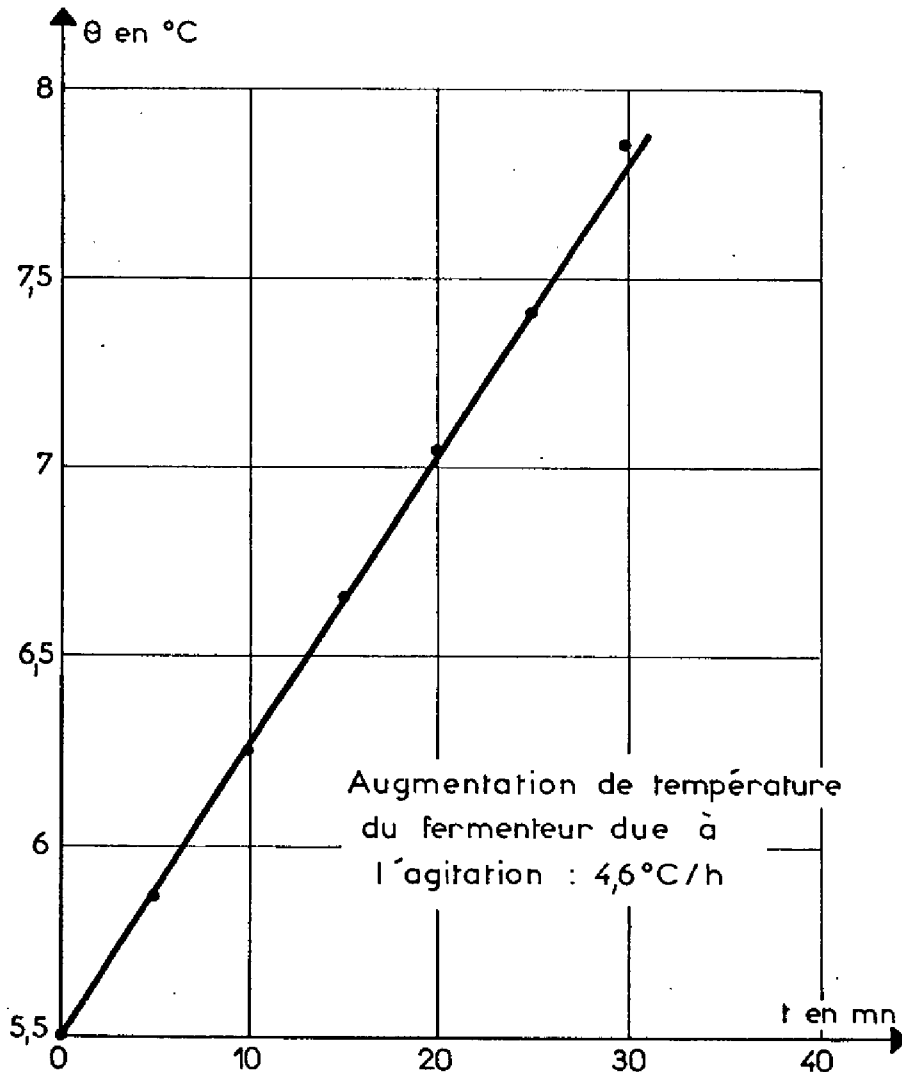


Figure V.4.

La deuxième est basée sur la mesure, par wattmètre, de la puissance absorbée par le moteur et de la vitesse de rotation. Connaissant la courbe de rendement du moteur en fonction de la vitesse, on en déduit la puissance fournie par agitation.

Ces deux méthodes ont donné respectivement pour notre fermenteur :

282 kCal/h et 294 kCal/h soit $9,4 \text{ kCal.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$ et $9,8 \text{ kCal.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$.

Par ailleurs, nous avons fait varier artificiellement la viscosité de 1,02 et 1,34 et mesuré une variation correspondante de la puissance fournie de $9,4 \text{ kCal.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$ à $9,6 \text{ kCal.l}^{-1}.\text{h}^{-1}$. Or, au cours d'une fermentation, la viscosité varie de bien moins que 30 %. Par exemple, pour des fermentations sur n-alcane, elle varie de 1,27 à 1,43 centipoises (soit 13 %) lorsque X varie de 15 à 25 g/l (la formule proposée par G. GOMA étant $\eta = 1,037 + 1,56.10^{-2} X$).

La puissance d'agitation a donc été considérée comme une constante ; elle est entrée, par l'intermédiaire d'un potentiomètre multitours, sur le sommateur.

V.3.3. Pertes thermiques

On peut écrire, dans la plage des températures où le fermenteur est utilisé :

$$\frac{dQ_f}{dt} = K_p (\theta_a - \theta_f) \quad (67)$$

Le coefficient des pertes K_p pouvant être considéré comme constant (caractéristique de la structure du réacteur), il est identifié, sans réguler la température de la façon suivante : le fermenteur étant rempli d'eau, le moteur d'agitation tournant seul et la puissance d'agitation P_a étant mesurée comme nous l'avons indiqué, la température se stabilise à une température θ_{f_0} . On a alors l'égalité :

Pertes = chaleur apportée par agitation

soit :

$$K_p (\theta_{f_0} - \theta_{a_0}) = P_a \quad (68)$$

θ_{a_0} : température ambiante lors de l'expérience.

Nous avons ainsi obtenu :

$$K_p = 0,22 \text{ kcal. l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

V.3.4. Pertes par évaporation dans les gaz d'aération

Nous ne les avons pas fait apparaître dans le schéma de principe du capteur, car nous avons montré que cette composante était négligeable sur notre unité pilote. Par contre, en milieu industriel et en particulier avec les fermenteurs de type air-lift, il serait nécessaire de la prendre en compte ; un capteur d'humidité est d'ailleurs à l'étude dans ce but au laboratoire.

Un calcul théorique permet de chiffrer cette composante du bilan thermique ; nous avons fait l'hypothèse que l'air était saturé en eau à la sortie du fermenteur et avons employé les lois classiques de physique concernant les chaleurs d'évaporation. On obtient l'équation :

$$Q_{\text{évap}} = K_{\text{ev}} \cdot [\text{VVM}] \cdot \left[1 - \frac{x}{100} \right] \quad (69)$$

$Q_{\text{évap}}$ exprimée en $\text{kCal.l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$

VVM : volume d'air par volume de fermenteur et par minute

x : humidité de l'air en entrée exprimée en %

K_{ev} : constante du fermenteur

Dans notre cas : $K_{\text{ev}} = 1,14 \cdot \text{kCal.l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{mn}$

Cette quantité de chaleur est donc négligeable sur notre fermenteur ($[\text{VVM}] = 0,35 \text{ mn}^{-1}$)

V.3.5. Ordre de grandeur des différentes composantes du bilan thermique

Nous indiquons ci-dessous l'ordre de grandeur des diverses quantités de chaleur intervenant dans le bilan thermique de notre fermenteur de 30 l et exprimées en $\text{kCal.l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$:

$Q_R = 11,46$ chaleur dégagée par la réaction lorsque l'activité biologique est de $\mathcal{A} = 1,2 \text{ g.l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ avec un rendement de 0,8.

- $Q_{\text{agitation}} = 9,4$ Pratiquement constante en cours de fermentation
 $Q_{\text{pertes}} = 0,22 \Delta \Theta$ pertes par les parois
 $Q_{\text{évaporation}} = 0,4(1 - \frac{x}{100})$ x humidité de l'air en entrée exprimée en %. Quantité de chaleur négligeable.

V.4. RESULTATS

V.4.1. Suppression des bruits sur le bilan thermique

L'installation du capteur sur le fermenteur nous a montré que le signal, image de l'activité biologique, tel qu'il est représenté sur la figure V.3., était fortement bruité.

La figure V.5. montre le schéma-bloc du régulateur P.I. de température. Autour du régime permanent, on constate de très petites variations de Θ_f ($5 \cdot 10^{-2}$ °C) dues certainement à une légère hétérogénéité du milieu de fermentation (chauffe et refroidissement ponctuels). Elles sont amplifiées par le gain proportionnel B et répercutées, par l'intermédiaire de Ω sur le sommateur effectuant le calcul du bilan thermique.

Nous avons filtré ces bruits en substituant le signal de sortie de l'intégrateur I au signal Ω à partir des considérations suivantes : les puissances intervenant pour modifier la température sont :

- variable de commande : puissance de refroidissement
- perturbations : activité biologique
 puissance d'agitation
 pertes par évaporation et par les parois.

Supposons que l'activité biologique varie seule, sous forme d'un échelon (Figure V.6) ; elle sera compensée par le refroidissement. La puissance de refroidissement est essentiellement modifiée par le débit, commandé par l'erreur entre la consigne et la température réelle ($\mathcal{E} = [\Theta_f] - \Theta_f$). Pour que la régulation soit bonne, il faut que le facteur proportionnel soit c important, d'où un signal très bruité au sommateur faisant le bilan thermique (nous avons sur la figure V.6 représenté le bruit équivalent à l'ensemble des bruits affectant le processus, ramené à la sortie).

Si on prend au contraire le signal à la sortie de l'intégrateur, il est filtré. Compte tenu de la qualité de la régulation, la durée du transitoire t_r est courte : on peut donc considérer que ce signal est une image satisfaisante sur les plans théorique et pratique de la puissance de refroidissement et donc de l'activité biologique, dans le cas que nous venons d'examiner où tout est constant par ailleurs.

V.4.2. Résultats obtenus

Nous ne disposions pas d'un intégrateur analogique de haute précision et avons été amenés, pour effectuer la régulation P.I., à utiliser la calculateur numérique P.D.P. 8 (Chapitre VI). Ce calculateur relié à l'ensemble du processus, nous a permis d'enregistrer en parallèle les variations de X mesurées par densité optique. Elles apparaissent sur la figure V.7.

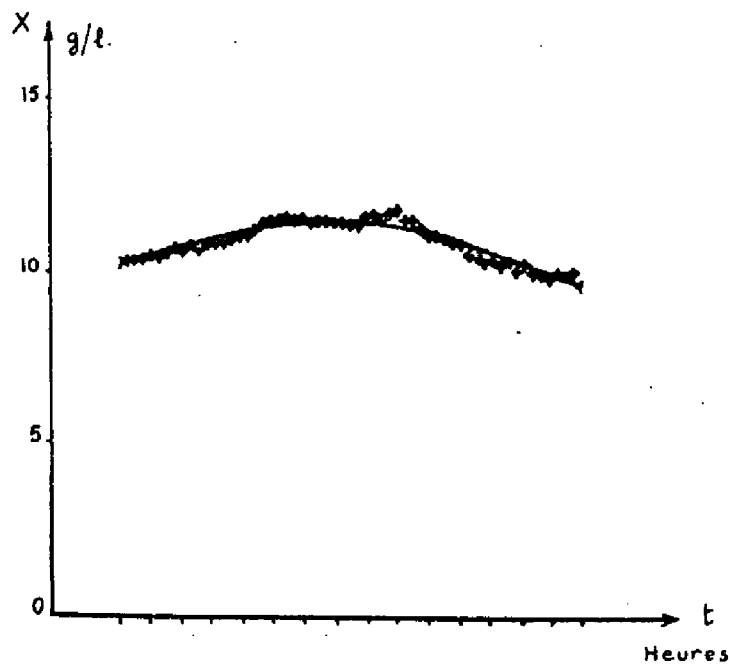


Figure V.7

Ces valeurs ont été lissées par un polynôme de degré 5 (cf. § II.2.2.) et ont permis le calcul de $\mu(t)$ et $\mathcal{R}(t)$ reconstitués (figures V.8 et V.9).

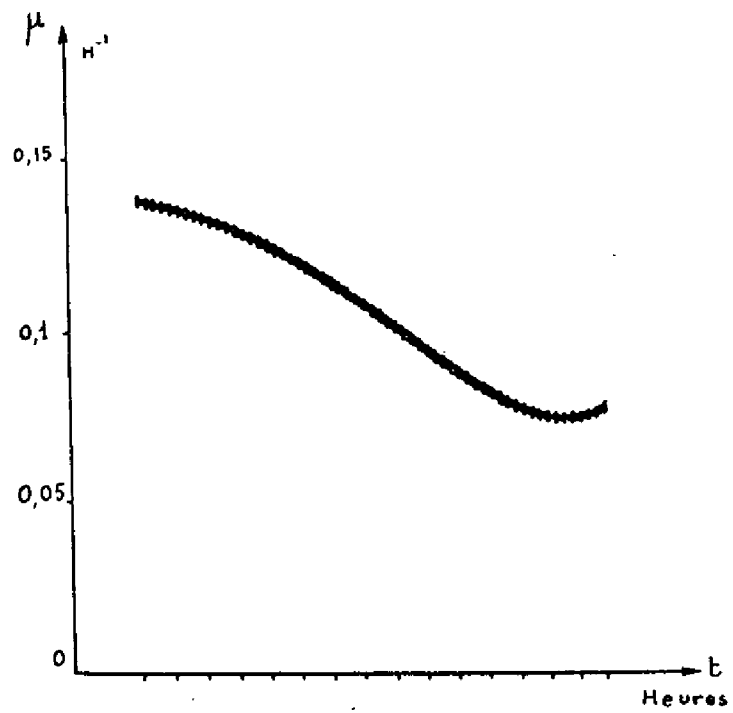


Figure V.8

La figure V.10 représente le signal issu du capteur.

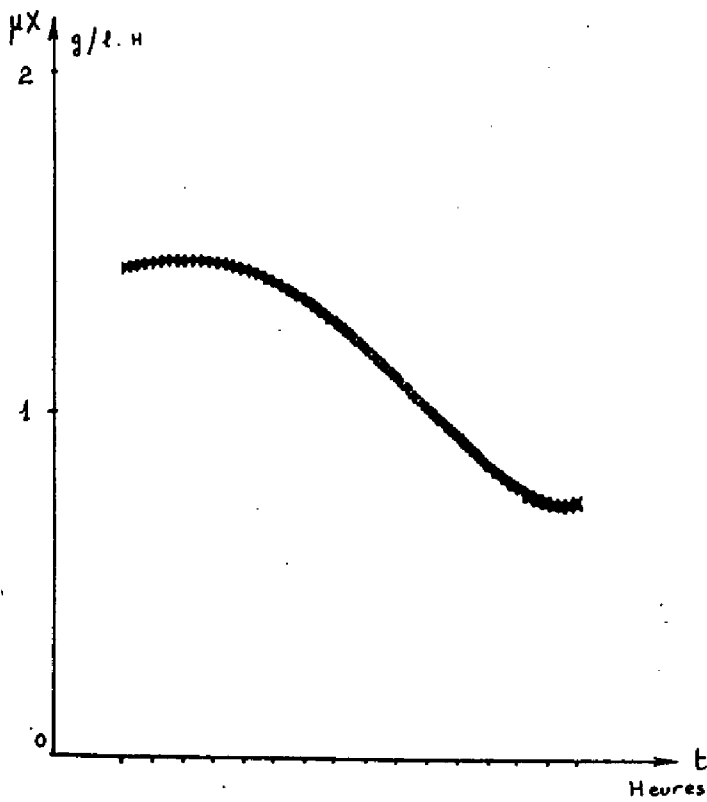


Figure V.9

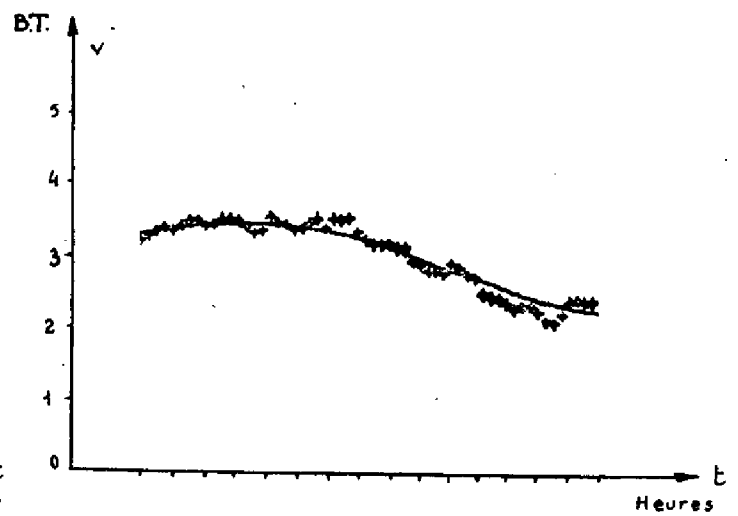


Figure V.10

Les valeurs obtenues ont été lissées pour obtenir la courbe V.11 représentant μX en fonction du signal délivré par le capteur.

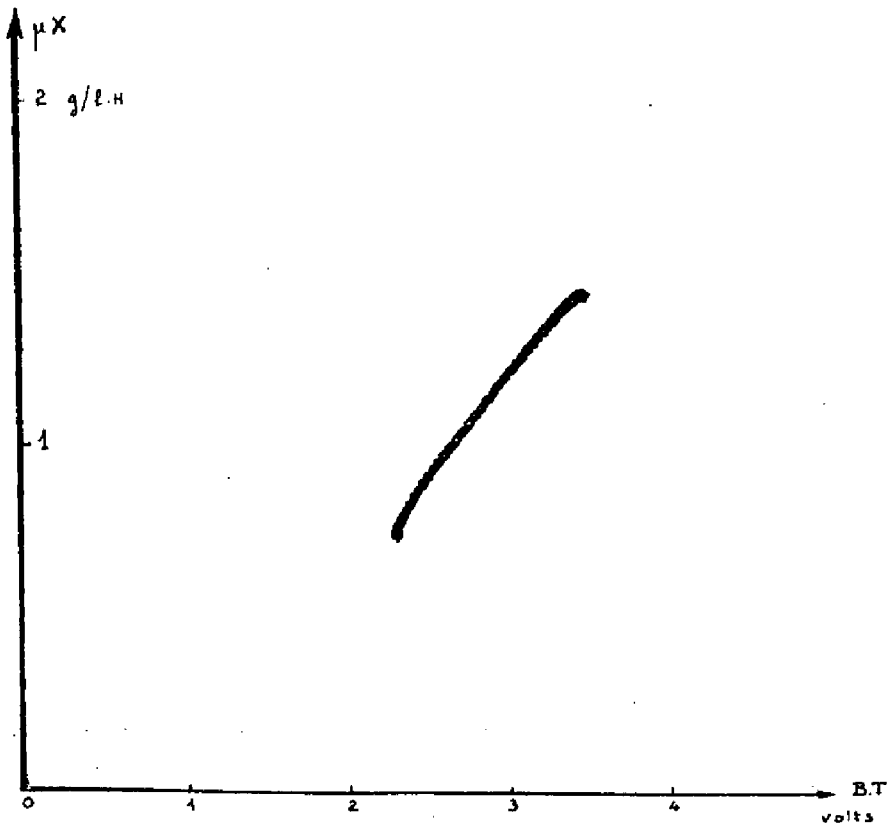


Figure V.11

On peut noter que la droite de régression de X sur le bilan thermique ne passe pas par l'origine. Nous n'insisterons pas sur ce point qui est spécifique à notre montage car, pour des questions de linéarité, nous avons introduit des seuils sur les commandes de chauffe et de refroidissement ; pour $\eta = 0$, les seuils n'ayant pas été étalonnés avec précision, on enlève des calories au milieu de fermentation (seuil de chauffe $<$ seuil de refroidissement).

V.5. CONCLUSION

Les résultats que nous avons présentés ont été obtenus dans les dernières semaines de notre travail et sont donc en nombre limité. Cependant, nous les avons considérés assez satisfaisants et encourageants pour entreprendre la réalisation d'un capteur intégré faisant aussi la régulation de θ_f à partir d'un microprocesseur ; il est actuellement en cours d'étude au laboratoire.

Nous nous sommes pour notre part limité à la mise au point d'un appareillage et à son implantation sur un fermenteur d'un seul type (homogène avec agitation mécanique) pour démontrer la validité de la méthode que nous avons proposée ; on peut considérer que ce but a été effectivement atteint.

Dans le cadre de cette étude, J.B. POURCIEL a réalisé un bloc de mesure et de centralisation des températures intervenant sur un réacteur air-lift de grande dimension chez nos partenaires industriels. Il n'a pas été possible, à ce jour, de coupler comme prévu le dispositif au fermenteur et nous ne pouvons donc fournir d'indications qui auraient été très intéressantes sur les difficultés de mise en oeuvre et le comportement du capteur à l'échelle industrielle (en particulier sur les problèmes d'étalonnage des diverses composantes du bilan thermique qui constitue une phase décisive pour une bonne exploitation de l'appareil).

Enfin, nous avons constaté, bien que ceci n'ait pas donné lieu à des essais systématiques, que le capteur répondait très rapidement à des variations d'activité biologique. Ce résultat, s'il est confirmé par les prochaines séries d'expérimentations, serait bien sûr très intéressant car, ayant alors accès à l'activité biologique à chaque instant, il n'est pas exclu de penser que le capteur pourrait être utilisé comme outil de recherche par régulation extrême de l'optimum de critères qui, pour la plupart, font intervenir la productivité ($\mathcal{P} = DX$ en régime permanent).

CHAPITRE VI

COMMANDE DE L'UNITE PILOTE PAR CALCULATEUR NUMERIQUE

VI.1. INTRODUCTION

Il n'est plus besoin d'affirmer l'intérêt des calculateurs numériques dans la commande de processus, ils se sont déjà imposés dans de nombreux procédés industriels ; dans le cadre de ces études sur la fermentation, un des apports du calculateur est sa capacité de surveillance et de centralisation de données lors d'essais de longue durée. C'est ainsi un outil d'une grande utilité pour la phase modélisation en particulier. Mais le point essentiel est certainement sa contribution indispensable lors de l'optimisation du processus, par application des lois de commande que nous avons définies lors des études théoriques.

Nous décrirons dans ce chapitre les solutions que nous avons adoptées pour le couplage et la commande de l'unité pilote à l'aide de deux calculateurs : le premier, disposant d'un environnement en périphériques important nous a permis de nous familiariser avec de nombreux aspects de la commande en temps réel (logiciel, couplage de périphérique, etc...). Cependant, il n'était pas disponible de façon permanente et nous avons opté pour une solution plus modeste, bien que suffisante pour notre processus, qui présente l'avantage de pouvoir être utilisée en permanence.

VI.2 COUPLAGE DE L'UNITE AU CALCULATEUR C 90-10

VI.2.1. Description du système

Le calculateur C 90-10 (C.I.I.) situé au département de Génie Electrique de l'I.N.S.A.T. (soit à environ 200 m de l'unité pilote) dispose d'une mémoire centrale de 16 K mots de 12 bits ; il est couplé aux périphériques suivants :

- télétype
- lecteur perforateur rapide de ruban
- unité de disques
- 2 coupleurs d'entrées/sorties numériques et analogiques
- un système d'interruptions (9 interruptions externes).

Un moniteur de multiprogrammation [27 - 28] permet de s'affranchir des problèmes liés au traitement des interruptions (horloge, périphériques, externes) et prend en charge la gestion des programmes élémentaires écrits en langage d'assembleur (tâches) qui peuvent avoir les caractéristiques suivantes :

- périodiques : définies par un nom et une quantité représentant la période d'exécution en secondes.
- non périodiques : définies par un nom. Elles sont appelées par une autre tâche.
- non périodiques associées à une interruption : définies par le nom de l'interruption qui provoque son exécution.

Des sous-programmes généraux inclus au moniteur permettent en outre une utilisation simple des périphériques.

Le problème essentiel de l'utilisation de ce système avec notre unité était le dialogue avec le calculateur depuis l'unité pilote située dans un autre bâtiment, et reliée à celui-ci par des câbles blindés souterrains. Nous avons donc entrepris, dès le début de ces travaux, le couplage d'une console de visualisation (TEKTRONIX 4010-1) au calculateur.

VI.2.2. Couplage d'une console de visualisation

Nous n'exposerons pas ici tous les problèmes qui sont inhérents au couplage d'un périphérique de technologie TTL à un calculateur de la 2e génération (composants discrets). Le lecteur intéressé pourra trouver tous les détails de ce travail dans notre note interne au L.A.A.S. [29] ; les points essentiels apparaissent sur le schéma de la figure VI.1 et sont les suivants :

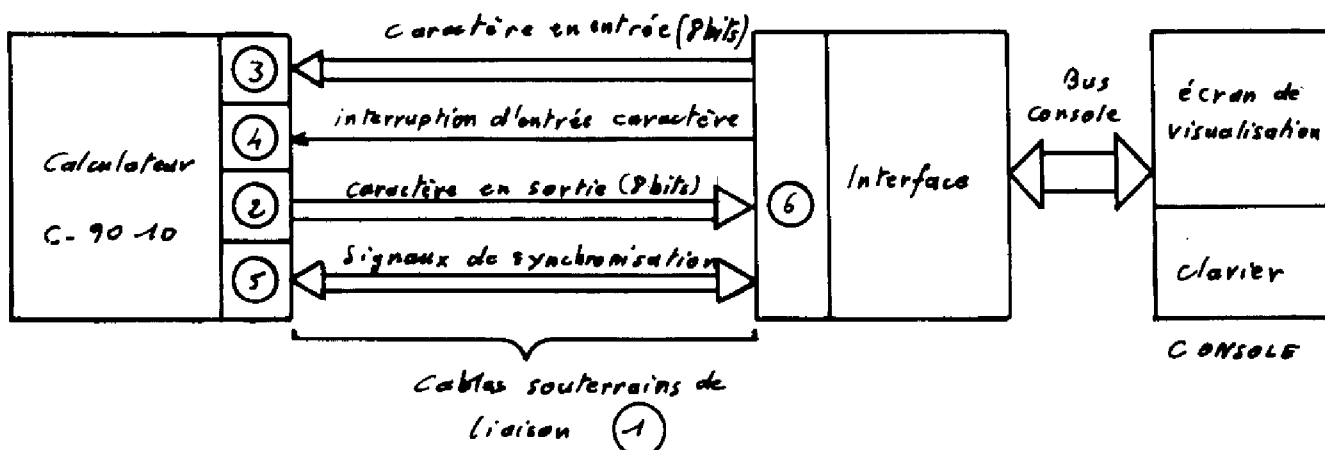


Figure VI.1

- La présence de câbles multiconducteurs de liaison (1) disponibles entre l'unité et le calculateur nous a incité à concevoir une transmission de type parallèle (caractères codés ASCII : 8 bits par caractère).

- L'envoi de caractères vers la console est effectué par le canal d'entrées/sorties W (2) auquel sont connectés les autres périphériques classiques.

- Par contre, il nous a paru indispensable de ne pas mobiliser le canal et ses sous-programmes de commande pour l'entrée des caractères à partir du clavier de la console. Nous avons utilisé une ligne d'entrées logiques séparée (3) associée à une interruption générée par l'interface lorsqu'un caractère est frappé sur le clavier ((4) système d'interruptions).

- Les signaux de synchronisation des échanges d'information sont ceux délivrés normalement par l'unité de commande du calculateur (5).

- Enfin, la longueur des câbles de liaison nous a amené à prévoir des adaptateurs de lignes (6), en particulier pour accroître la rapidité de la transmission des caractères.

En dehors de l'écriture de textes sur l'écran de la console, on peut indiquer, parmi les nombreuses possibilités offertes par cette extension du système :

- le tracé de courbes par adressage successif de points quelconques de l'écran (4 caractères ASCII représentant une adresse),

- la copie automatique de l'écran sur un reprographe électronique associé pouvant être commandé manuellement ou par l'envoi de 3 caractères spéciaux.

Pour terminer, signalons qu'après avoir modifié l'exécuteur FORTRAN, en particulier pour traiter l'interruption clavier en entrée et effectuer le transcodage caractères (ASCII - Code 9010), nous avons utilisé la console pour le programme conversationnel d'identification OFF-LINE (tracé des courbes de lissage, élimination automatique des points aberrants - cf. §. II.6).

VI.2.3. Commande numérique du processus

a - variables d'environnement :

Nous avons indiqué dans le chapitre IV que les régulations de variables

d'environnement (Θ_f , pH) étaient effectuées de façon analogique. Cette solution a été adoptée, car le calculateur n'était pas disponible de façon permanente pour ces travaux et qu'une perturbation importante sur ces variables peut avoir une conséquence grave sinon irréversible sur le comportement des microorganismes dans la suite de l'essai. Le calculateur a cependant accès à ces variables et peut alerter l'opérateur en cas de défaut de la régulation analogique.

b - variables de commande :

Les variables de commande D et F peuvent être représentées, nous l'avons vu au §. IV.3, par les débits respectifs Q_{MM} et Q_{HC} . Les pompes utilisées au début de cette étude étaient sensibles aux variations de pression en aval dues en particulier à de légers colmatages des canalisations (cristaux de sels minéraux par exemple). Ainsi, leur débit Q, théoriquement proportionnel à une tension de commande V_S :

$$Q = k V_S \quad (70)$$

devrait être en réalité représenté par la loi :

$$Q = k' V_S + P \quad (71)$$

(P : perturbation, k' voisin de k).

Nous avons appliqué la théorie classique de la transformée en z pour la régulation du débit d'hydrocarbure qui est mesurable à tout instant par le capteur suiveur de niveau décrit au §. IV.3.2.

Par contre, nous avons vu que le débitmètre de milieu minéral délivre une impulsion chaque fois qu'une quantité de 100 ml est consommée. On est donc en présence d'une information échantillonnée à des intervalles non réguliers : la théorie de la transformée en z ne s'applique donc pas. Le principe de la régulation que nous avons programmée est représenté sur la figure VI.2.

$$\text{Nous avons : } V_{MM}(t) = V_{MM}(t_i) \quad \text{pour } t \in [t_i, t_{i+1}[$$

(t_i , instant d'une mesure).

La régulation est de type intégral, soit :

$$V_{MM}(t_i) = \frac{1}{k} \left[Q_c + G_o \int_0^{t_i} e(\mathfrak{z}) d\mathfrak{z} \right] \quad (72)$$

que l'on peut approcher par :

$$V_{MM}(t_i) = \frac{1}{k} \left[Q_c + G \sum_{l=1}^i (t_l - t_{l-1}) e(t_l) \right] \quad (73)$$

d'où l'on tire :

$$V_{MM}(t_i) = V_{MM}(t_{i-1}) + \frac{G}{k} (t_i - t_{i-1}) e(t_i) \quad (74)$$

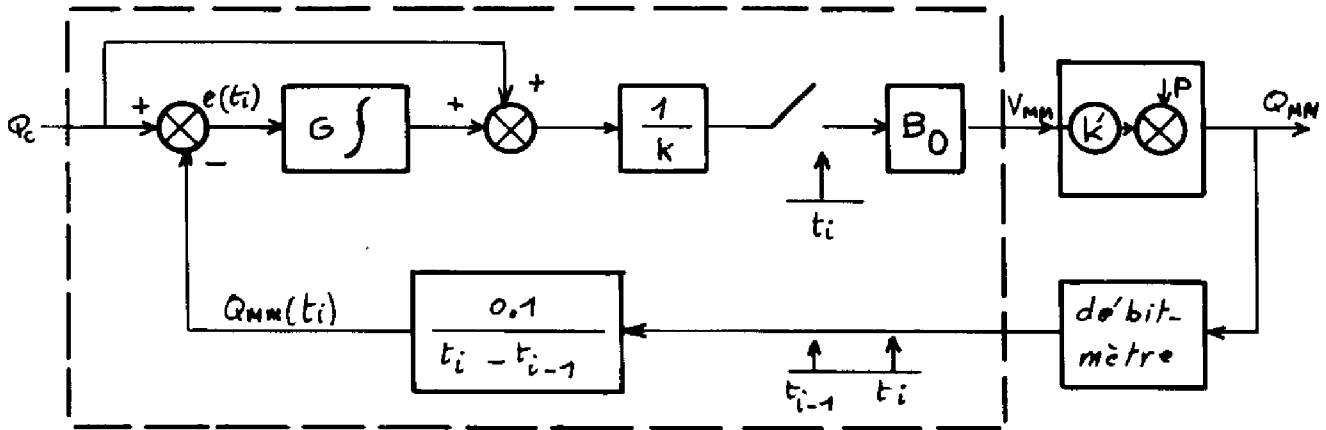


Figure VI.2

Choix du gain G :

On a :

$$e(t_i) = Q_c - Q_{MM}(t_i) = Q_c - (k' V_{MM}(t_{i-1}) + P)$$

$$e(t_{i+n}) = Q_c - Q_{MM}(t_{i+n}) = Q_c - (k' V_{MM}(t_i) + P)$$

d'où :

$$e(t_{i+1}) - e(t_i) = k' [V_{MM}(t_i) - V_{MM}(t_{i-1})] = -\frac{k'G}{k} (t_i - t_{i-1}) e(t_i) \quad (75)$$

soit :

$$e(t_{i+1}) = e(t_i) \left[1 - \frac{k'G}{k} (t_i - t_{i-1}) \right] \quad (76)$$

La convergence la plus rapide a lieu pour $\frac{k'G}{k} (t_i - t_{i-1}) = 1$ d'où, comme $k' \approx k$:

$$G = \frac{1}{t_i - t_{i-1}}$$

En définitive, la loi de commande, très simple mais suffisante que nous avons retenue pour cette application est :

$$\begin{cases} v_S(t_i) = v_S(t_{i-1}) + \frac{1}{k} e(t_i) \\ v_S(t_0) = \frac{Q_c}{k} \end{cases} \quad (77)$$

c - variables d'état

Nous avons vu que le dispositif de mesure de la concentration en biomasse traitait lui-même le signal délivré par le turbidimètre. Ce résultat est disponible sur une ligne d'entrées logiques qui est lue toutes les 15 minutes par le calculateur.

Le chromatographe de mesure du substrat résiduel délivre un signal $V_{HC}(t)$ comprenant une série de pics par analyse correspondant aux différents types d'hydrocarbure présents. Nous ne tenons pas compte du substrat global et nous ramenons donc à un cas simple d'exploitation de signal chromatographique.

Les différentes phases du programme sont les suivantes :

- mesure de la valeur LDB de la ligne de base du signal lors de l'injection
- intégration par méthode des rectangles du signal $V_{HC}(t)$

$$I = T \sum_{k=1}^N (V_{HC}(t_k) - LDB) \quad (78)$$

T : période d'échantillonnage (20 ms)

t_k : instant d'échantillonnage

N : nombre défini par la relation :

$$V(t_N) - LDB < \frac{V_{\max} - LDB}{100} \quad (79)$$

où V_{\max} est la valeur maximum du signal $V_{HC}(t)$ au cours de l'analyse.

- calcul de $S = \text{Att.} \cdot K \cdot I$

K : constante d'étalonnage

Att: atténuation programmée sur le chromatographe (communiquée au calculateur par l'intermédiaire de la console).

d - utilisation du calculateur

En dehors des programmes d'acquisition de données et de régulation des variables d'action, un logiciel d'exploitation a été élaboré ; la partie "commande par retour d'état" n'apparaît pas car, nous le verrons, nous avons été conduit à changer de calculateur au cours de nos travaux et elle a été programmée sur PDP 8.

Programme d'édition

Le calculateur édite périodiquement, ou à la demande de l'opérateur, un journal d'exploitation sur écran de visualisation. Une photocopie par reprographie électronique peut être commandée de façon automatique. Toutes les variables du processus apparaissent et permettent d'avoir une vue globale du système à tout instant.

Mise sur support de l'information

Il a été nécessaire, en vue de la modélisation et de la mise au point des programmes d'identification des paramètres de croissance, d'effectuer un traitement OFF-LINE des résultats d'essais sur pilote. Nous avons alors été amené à garder l'information constituée par l'évolution de l'état et des commandes sur un support physique. Le ruban perforé a été choisi, ce mode d'enregistrement permettant éventuellement le traitement OFF-LINE sur un autre calculateur.

Tracé des courbes

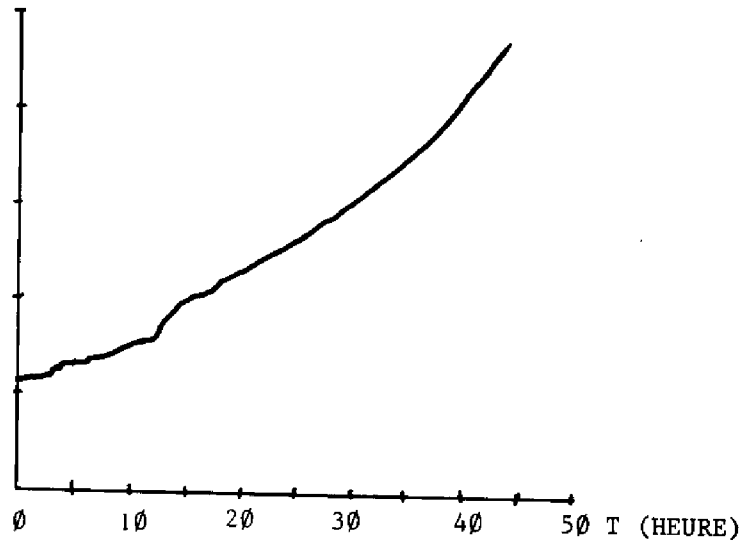
L'information est parallèlement enregistrée sur disques magnétiques ; ceci permet à l'opérateur de tracer sur écran de visualisation l'évolution de n'importe quelle variable du processus (état, commande, environnement, ...) depuis le début de l'essai en cours. Un exemple de tracé (consommation de l'ammoniaque) est représenté sur la figure VI.3.

Dialogue opérateur-calculateur

L'opérateur peut à tout instant générer une interruption à partir du clavier de la console de visualisation. Il a alors accès à un certain nombre de programmes conçus dans le cadre de ces travaux. Nous citerons en particulier :

- visualisation ou modification à partir du clavier de la configuration mémoire. Ceci permet la mise au point en temps réel des programmes d'exploitation du pilote (langage machine).

- tracé de courbes en temps réel
- modification des périodes d'exécution des tâches
- modification des consignes des régulations
- entrée de coefficients

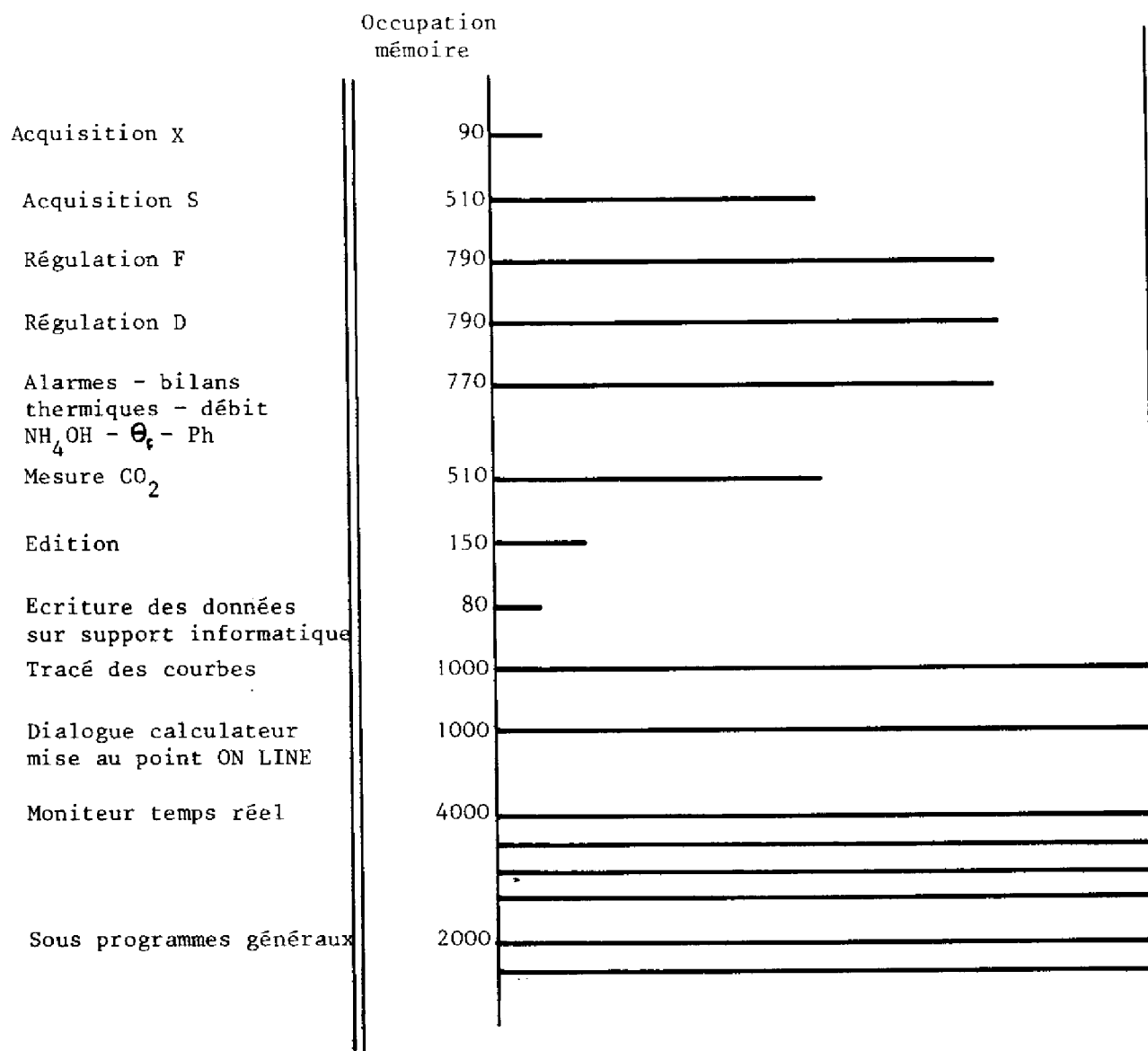


VARIABLE NC
 ECHELLE 11
 HEURE RELATIVE $\emptyset = 41H24MN$

Figure VI.3

Configuration générale de la mémoire centrale

Le tableau ci-après indique l'occupation mémoire respective de chaque tâche.



11690 mots utilisés sur 16 K = 16 384

soit encore 4 K mots disponibles.

VI.2.4. Limitations du système

Il est rapidement apparu qu'un tel système, malgré toutes ses possibilités (périphériques, taille mémoire, logiciel de base, ...) était mal adapté à nos études pour des raisons spécifiques à notre installation. Nous citerons les deux principales :

- le calculateur est utilisé pour la commande d'autres processus et pour l'enseignement. Pour ce dernier cas, en particulier, on ne peut envisager de fonctionner en multiprogrammation et il est donc impossible de conduire des essais de très longue durée.

- le fait que le calculateur ne soit pas situé dans le même bâtiment que le pilote rend la phase de test des programmes particulièrement malaisée (une erreur qui bloque le système nécessite la présence de l'opérateur au pupitre du calculateur pour la remise en marche).

Ainsi avons-nous opté, et cela a été rendu matériellement possible quelques mois avant la fin de cette étude, pour une commande par un minicalcateur plus modeste, mais situé sur le processus même et affecté à temps plein aux seules unités pilotes de fermentation.

VI.3 COUPLAGE DE L'UNITE PILOTE AU CALCULATEUR PDP-8

VI.3.1. Description du système

Le calculateur PDP-8 (DIGITAL EQUIPMENT), de technologie TTL, possède une mémoire à tores magnétiques de 12 K mots de 12 bits.

Il a été couplé (*) à une télétype associée à un lecteur perforateur mécanique de ruban, à un lecteur rapide de ruban perforé et à un ensemble de lignes d'entrées/sorties logiques et analogiques. Une horloge interne de période 20 ms a été réalisée à partir du 50 Hz fourni par le secteur.

Le calculateur étant situé à quelques mètres du fermenteur et des analyseurs, son couplage n'a pas posé de problème particulier.

(*) J.B. POURCIEL a réalisé l'essentiel de la partie Matériel (interfaces en particulier) de ce système et assuré notre formation aux techniques de programmation de ce calculateur. Nous le remercions à nouveau pour sa collaboration.

VI.3.2. Conception et réalisation d'un moniteur temps réel

La programmation d'un système en temps réel pouvant comprendre plusieurs travaux indépendants les uns des autres est grandement facilitée lorsque l'on dispose d'un moniteur temps réel assurant leur gestion dans le temps et le traitement des interruptions associées aux différents périphériques. Nous nous sommes donc penché en premier lieu sur ce problème. Les buts principaux que nous nous sommes efforcé d'atteindre dans la conception de ce programme sont les suivants :

- Adaptation sur un système à configuration très simple

La structure nécessaire pour l'utilisation du moniteur comporte une unité mémoire centrale de 8 K mots de 12 bits, une télécype d'entrée/sortie fonctionnant sur interruptions et une horloge temps réel (tout autre périphérique, notamment les dispositifs d'E/S analogiques ou numériques n'utilisent pas le système d'interruptions). L'occupation mémoire est réduite :

- Moniteur, Programme conversationnel	1 K
- Zone réservée pour les tâches	4 K
- Zone de textes alphanumériques, chargeur binaire	1 K
- Bloc de calcul flottant	2 K

- Travaux élémentaires nombreux mais rapides

Chaque tâche devra posséder un coefficient $\frac{\text{temps d'exécution}}{\text{période}}$ faible. Toutes les tâches sont périodiques, leur période d'exécution peut être comprise entre une période d'horloge (20 ms) et 4095 secondes. Il n'est pas nécessaire d'envisager l'appel d'une tâche par interruption avec un processus relativement lent comme l'unité pilote de fermentation.

En effet, on peut prévoir une tâche de période courte (20 ms) qui effectue une lecture d'états logiques sur une ligne d'entrée numérique et peut ainsi sélectionner différents travaux.

- Simplicité d'écriture et de chargement de tâches

La programmation d'une tâche est faite en langage assembleur PDP 8, et il est possible d'utiliser le bloc de calcul flottant. Les entrées/sorties de textes ou de variable sur télécype, les conversions binaire décimal (entier ou flottant) sont prises en charge par le moniteur. Une table horaire peut être consultée à tout instant par chaque tâche.

Le chargement binaire d'une tâche supplémentaire ou la modification des textes et des variables à convertir pour écriture sur télétype peuvent être effectués indépendamment du chargement du moniteur et des autres tâches.

- Possibilité de mise au point de programme en temps réel

Le contenu d'une mémoire quelconque peut être lu ou modifié à partir de la télétype à tout instant sans perturber le fonctionnement du système.

L'utilisation du moniteur a donné entière satisfaction. Il ne nous paraît pas intéressant de communiquer ici tous les détails (listings et organigrammes) de son fonctionnement. Le lecteur pourra en trouver une description précise dans notre note interne au L.A.A.S. [30] .

VI.3.3. Commande numérique de l'unité pilote

a - acquisition des variables

Le couplage tardif de ce calculateur sur l'unité pilote nous a conduit à nous limiter à l'acquisition des variables d'état et de commande pour atteindre l'objectif que nous nous étions fixé : l'application pratique de la commande par retour d'état.

Des algorithmes d'acquisition identiques à ceux élaborés sur le C 90-10 ont été utilisés pour les mesures de X et de S.

Par contre, les pompes d'alimentation en milieu minéral et en hydrocarbure ayant été remplacées par des pompes doseuses beaucoup plus fiables et de bonne précision, il n'a pas été nécessaire, comme cela avait été prévu avec le C 90-10, de réguler leur débit par calculateur. Nous avons seulement, pour contrôle, effectué le calcul de D et F à partir des capteurs de débit.

Le calculateur délivre un bulletin d'analyse toutes les 15 minutes ou sur appel de l'opérateur à partir de la télétype ; nous en donnons ci-après un exemple :

HH: 0008	HR: 0025	MR: 0042
CHROMATO H.C. : 0423		
X : 0943 CG/L	BILAN THERMIQUE :	0292 CV
DEBIT MILIEU MINERAL :	0425 CL/H	
DEBIT HYDROCARBURE :	0742 * 0.1 ML/H	

b - commande modale

Rappelons les équations de la commande définie au §. IV.1. :

$$d = - \lambda_v \cdot \frac{x}{X}$$

$$f = - \lambda_o \left(\frac{S}{X} x - s \right)$$

$$x = X - \bar{X} \quad s = S - \bar{S} \quad d = D - \bar{D} \quad f = F - \bar{F}$$

Le calculateur ayant accès aux variables X et S, la commande a été écrite sous la forme suivante :

$$\begin{cases} D = \bar{D} - \lambda_o \left(\frac{X}{\bar{X}} - 1 \right) \\ F = \bar{F} - \lambda_o \bar{S} \left(\frac{X}{\bar{X}} - \frac{S}{\bar{S}} \right) \end{cases} \quad (80)$$

Les valeurs λ_o , \bar{D} , \bar{F} , \bar{X} , \bar{S} sont entrées en mémoire par le programme conversationnel du moniteur temps réel. Le calculateur fixe les taux de dilution et d'alimentation en substrat en délivrant deux tensions de commande vers les convertisseurs tension-fréquence associés aux pompes doseuses (cf. §.IV.3)

$$\begin{cases} V_{MM} = k_{MM} D \\ V_{HC} = k_{HC} F \end{cases} \quad (81)$$

Il est possible que le calcul conduise, dans certains cas, à des valeurs de D ou F négatives (échelon important). Nous avons introduit un test qui fixe dans ce cas la tension correspondante à zéro ; de même, elle ne pourra jamais être supérieure à 10 V (convertisseurs numériques analogiques).

L'organigramme de la commande ayant conduit aux résultats exposés au §. III.4.2. et apparaissant sur les figures III.11, 12, 13 est représenté sur la figure VI.4.

Il est intéressant de signaler que le programme correspondant occupe seulement 300 mots mémoire.

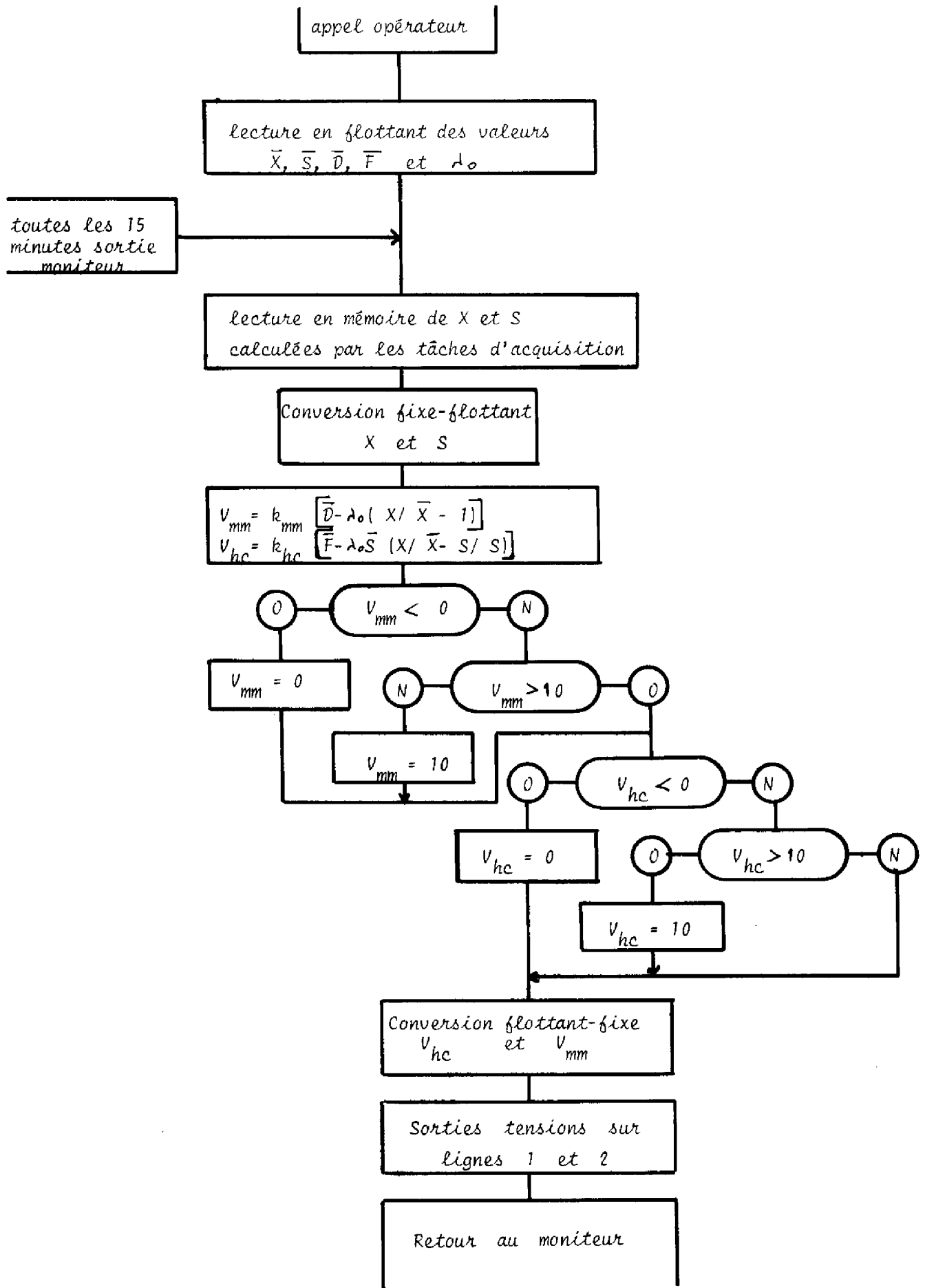


Figure VI.4

VI.4 CONCLUSION

La commande par calculateur nous a permis de mettre en application les lois élaborées lors de l'étude théorique. C'est ainsi que, ayant accès à la mesure des variables importantes du processus et pouvant fixer les variables de commande, le calculateur a pu accélérer de façon importante les régimes transitoires de la fermentation.

La mise en oeuvre de la commande par calculateur numérique ne nous a pas posé de problème particulier sur les plans algorithmique et programmation. Par contre, nous avons constaté à nos dépens que la présence d'un calculateur sur le processus et dans un milieu hautement parasité nécessitait de très grandes précautions d'utilisation (blindages, alimentation secteur indépendante, etc...) ; nous ne saurions trop conseiller au futur utilisateur d'être très vigilant sur ce point.

Enfin, le lecteur peut s'étonner de ne voir figurer que peu d'organigrammes et de listings concernant la commande en temps réel ; il nous a paru préférable d'indiquer seulement les grandes lignes et les principes adoptés, plutôt que d'entrer dans le détail de ce travail par un exposé toujours fastidieux et de peu d'intérêt (notre expérience nous a montré qu'il était bien souvent plus rapide et efficace de re-écrire, avec son style personnel, un nouveau programme plutôt que d'essayer de comprendre tous les détails d'un listing écrit par un autre programmeur, en particulier en langage d'assembleur).



C O N C L U S I O N

L'étude de l'automatisation de fermentations recouvre un domaine très vaste si l'on veut conduire un projet de sa phase initiale qui est la conception de l'unité et des capteurs à la réalisation d'un processus commandé en boucle fermée par ordinateur numérique. Il est très enrichissant pour le jeune chercheur de pouvoir mettre en application pratiquement l'ensemble des connaissances acquises dans l'enseignement supérieur ; ce point a été sans aucun doute le plus positif de notre travail.

Après avoir élaboré un modèle de croissance nouveau faisant intervenir la notion de saturation sur le substrat dans la croissance, nous avons développé une méthode d'identification originale à notre connaissance pour les processus de fermentation, basée sur des lissages polynomiaux ; des capteurs peu précis au début et le peu de temps disponible lors de la mise en service du ordinateur PDP-8 ne nous ont pas permis de l'appliquer en temps réel. Cependant, on peut penser, au vu de la validité des résultats obtenus OFF-LINE, que sa rapidité d'exécution et sa faible occupation mémoire la rendront compétitive sinon préférable à d'autres méthodes plus traditionnelles. Le calcul de l'optimum statique a été rendu possible quel que soit le critère par l'utilisation d'une méthode heuristique, le point essentiel étant maintenant de définir un critère ayant une réelle signification du point de vue industriel. La commande par retour d'état permet d'atteindre cet optimum en un temps bien inférieur à celui obtenu en chemostat. Cette dernière technique a été testée sur le processus réel et a permis en outre de vérifier la validité des mesures délivrées par les capteurs spécifiques que nous avons élaborés.

L'automaticien a pu se familiariser, par ce travail sur unité pilote, avec les nombreux problèmes théoriques et pratiques posés par la fermentation. Certains n'ont pu, faute de temps, donner lieu à une étude très approfondie et il nous paraît important que quelques points donnent lieu à des vérifications expérimentales complémentaires, ou à un développement théorique plus précis ; nous citerons ceux qui nous semblent essentiels :

- recalage en ligne sur l'optimum statique en cas de dérive ou de mauvaise identification des paramètres
- essais systématiques du capteur d'activité biologique par bilan thermique, en vue notamment d'une application éventuelle à l'optimisation par régulation extrémale
- modélisation de l'influence de l'oxygène dissous dans le cas d'une double limitation.

Nous formulons le souhait, pour terminer, que des relations plus étroites soient établies avec l'utilisateur afin de mieux "guider" le travail du chercheur et lui permettre d'avoir toujours en vue les limites réalistes pour la mise en application, à grande échelle, des lois de commande théoriques ; l'automatisation des unités pilotes n'est-elle pas, avant tout, la phase préliminaire à un développement industriel du processus ?

R E F E R E N C E S



- [1] The first european conference on computer process control in fermentation.
Publication des conférences.
INRA, Dijon, 3-5 septembre 1973.
- [2] J. BOUDON
Conduite numérique d'une unité de fermentation continue.
Thèse de Doctorat de 3e cycle, L.A.A.S., Toulouse III, 8 janvier 1975.
- [3] G. GOMA
Modèle mathématique de croissance de *Candida Lipolytica* sur n-paraffines.
C.R. Acad. Sci., 276, 3491-3494 (1973).
- [4] G. GOMA - D. RIBOT
Modélisation et identification des paramètres de la croissance en continu
de *Candida Lipolytica* sur n-alcanes.
A.F.C.E.T. Journées de Formation "Automatisation des Processus de
Fermentation", 12-13 mai 1975.
- [5] G. GOMA
Contribution à l'étude des fermentations sur hydrocarbures - transfert
de matière - lois de croissance.
Thèse de Doctorat d'Etat, L.G.B. Toulouse III, 29 novembre 1975.
- [6] G. GOMA - A. PAREILLEUX - D. RIBOT
Kinetics, mass transfert and growth parameters of hydrocarbon degradation
by yeasts.
4th International Symposium on Yeasts, Vienne, juillet 1974.
- [7] M. KANAZAWA
The production of Yeasts from n-paraffin
International Conference S.C.P., Mit, Massachussets, 1973.

- [8] D. BINET - J.P. DESMARQUEST - M. PERRUT
Modélisation d'une culture continue bi-étagée.
A.F.C.E.T., Journées de formation "Automatisation des Processus de
Fermentation", 12-13 mai 1975.
- [9] Y. SEVELY
Automatisation et optimisation d'un procédé de fabrication de protéines
en fermentation continue.
Rapport final de contrat D.G.R.S.T. Publication L.A.A.S. (à paraître).
- [10] P. PERINGER
De l'intérêt des modèles mathématiques appliqués à des procédés de
fermentation.
A.F.C.E.T., Journées de formation "Automatisation des Processus de
Fermentation", 12-13 mai 1975.
- [11] D. RIBOT - Y. SEVELY
Conduite numérique et optimisation d'un pilote de fermentation continue.
A.F.C.E.T., Journées de formation "Automatisation des Processus de
Fermentation", 12-13 mai 1975.
- [12] J.L. LESCOURET
Etudes sur la modélisation et la conduite optimale d'une unité de
fermentation.
Thèse de Doctorat de 3e cycle, L.A.A.S. Toulouse III, 19 avril 1974.
- [13] D. BOURDAUD - C. FOULARD
Identification and optimisation of batch culture fermentation process.
The first european conference on computer process control in fermentation.
I.N.R.A. Dijon, 3-5 septembre 1974.
- [14] A. LUKASIK
Identification de procédés de fermentation discontinue.
Thèse de Doctorat de 3e cycle, L.A.G. Grenoble, 21 juin 1974.
- [15] S. HERNANDO
Résolution par la méthode de Choleski des systèmes linéaires non symétriques
normalisés avec recherche du résidu quadratique minimum.
Revue du Cethedec, n° 36, septembre 1973.

- [16] J. VIGNES
Etude et mise en oeuvre d'algorithmes de recherche d'un extremum d'une fonction de plusieurs variables.
Thèse de Doctorat d'Etat, Paris, 27 février 1969
- [17] D. RIBOT
Etude et réalisation d'un programme conversationnel d'identification des paramètres d'une fermentation à double limitation.
Note interne L.A.A.S., juin 1976.
- [18] Y. SEVELY - J. BOUDON - J. QUEVEDO
Modélisation, identification, optimisation et conduite numérique d'une unité de fermentation continue.
3e Congrès National Informatique et Automatique, Madrid, Octobre 1975.
- [19] Y. SEVELY
Cours du D.E.A.
Université Toulouse III
- [20] T. TAKAMATSU - I. HASHIMOTO - S. SHIOYA - K. MIZUHARA - T. KOIKE - H. OHNO
Theory and practice of optimal control in continuous fermentation process.
I.F.A.C., 1972.
- [21] G. d'ANS - P.V. KOKOTOVIC - D. GOTTLIEB
A non linear regulator problem for a model of biological waste treatment.
I.E.E.E. Trans. on Aut. Control, Août 1971.
- [22] G. d'ANS - D. GOTTLIEB - P.V. KOKOTOVIC
Optimal control of bacterial growth.
I.F.A.C. 1972.
- [23] J. QUEVEDO
Thèse de 3e cycle, L.A.A.S. Toulouse III (à paraître).
- [24] G. GOMA - G. DURAND
Dosage de substances non miscibles par chromatographie en phase gazeuse : hydrocarbures dans l'eau.
Water Research, 5, 545-552. 1971.

- [25] G. GOMA - D. RIBOT
Procédé de mesure des chaleurs de réaction applicable à la détermination des paramètres de la croissance microbienne et des productivités des réacteurs biologiques.
Brevet (FRANCE) 75-14927. 1975.
- [26] Y. SEVELY - D. RIBOT - J.B. POURCIEL
Etude et réalisation d'un capteur de productivité en continu par mesures calorimétriques.
Rapport final contrat D.G.R.S.T. Publication L.A.A.S. n° 1392, mars 1976.
- [27] J.P. GOUYON
Moniteur de multiprogrammation en temps réel.
Note interne L.A.A.S., décembre 1969.
- [28] M. BENOIT
Utilisation en temps réel du calculateur C.I.I. 90-10 avec le moniteur EVARISTE.
Note interne L.A.A.S., février 1973.
- [29] M. BENOIT - D. RIBOT
Couplage d'une console de visualisation Tektronix 4010 avec le calculateur C.I.I. 90-10.
Note interne L.A.A.S., octobre 1973.
- [30] D. RIBOT
Etude et réalisation d'un moniteur temps réel adapté au PDP-8.
Note interne L.A.A.S., avril 1976.