

N° d'ordre 347

50376  
1912  
163

50376  
1972  
163

## **thèse**

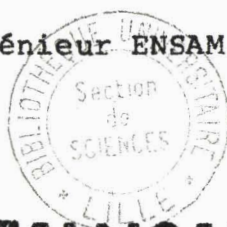
présentée à l'Université des Sciences  
et Techniques de LILLE I

pour obtenir le titre de DOCTEUR-INGENIEUR

Par

Michel BERTRAND

Ingénieur ENSAM



# **LA CRISTALLISATION CONTINUE DU SACCHAROSE MODELE ET SIMULATION**

Soutenue le 6 Novembre 1972, devant la Commission d'Examen :

MM. P. VIDAL, Président et Rapporteur  
L. POVY, Examineur  
J.J. BIMBENET, Examineur  
P. PITHOIS, Invité.



\*0300133593\*

### *Avant-Propos*

---

L'étude que nous présentons ici a été effectuée au Centre d'Automatique de l'Université des Sciences et Techniques de Lille en collaboration avec le Centre de Recherches de la Société Fives-Lille-Cail.

Nous remercions particulièrement Monsieur PITHOIS, Directeur du Centre de Recherches de la Société Fives-Lille-Cail qui malgré ses nombreuses charges a bien voulu accepter de faire partie de ce jury.

Monsieur BIMBENET, dont la compétence en matière de génie industriel alimentaire nous a permis de fructueux contacts, nous a fait le plaisir de participer à ce jury. Nous l'en remercions vivement.

Nous exprimons notre gratitude à Monsieur POVY pour l'intérêt qu'il nous a toujours témoigné.

Que Monsieur le Professeur VIDAL, qui a dirigé l'orientation de ces recherches et nous a souvent aidé de ses conseils, trouve ici l'expression de notre reconnaissance.

Nous ne saurions passer sous silence l'aide que nous ont apporté le personnel du Centre de Recherches de la Société Fives-Lille-Cail, notamment Monsieur WINDAL et Monsieur BENOIT, tant sur la plan matériel que sur celui de la documentation, pas plus que l'aimable coopération des responsables des usines où sont installés les premiers cristalliseurs continus.

Enfin, nous adressons nos remerciements les plus cordiaux à tout le personnel du Centre d'Automatique et plus spécialement à ceux qui ont collaboré à la réalisation de cet ouvrage, et à tous nos collègues chercheurs.

## INTRODUCTION

---

L'étude présentée ici, effectuée au Centre d'Automatique de l'Université de LILLE I en collaboration avec la Société Fives Lille Cail, a pour principal objectif de déterminer un modèle mathématique de la cristallisation du saccharose dans les conditions d'un fonctionnement industriel continu.

Le développement des fabrications continues en sucrerie permet maintenant d'envisager une automatisation plus poussée, mais pour parvenir à ce stade il est nécessaire de connaître les mécanismes qui régissent le déroulement du procédé.

La cristallisation, étape ultime de la fabrication, a ainsi suscité l'intérêt de nombreux chercheurs. Toutefois peu de travaux sont utilisables industriellement, les modèles issus de mesures de laboratoire se révélant non transposables à l'échelle macroscopique.

C'est à partir des résultats d'exploitation du cristalliseur continu Fives Lille Cail que nous avons élaboré un modèle de la cristallisation dégageant les paramètres fondamentaux de grossissement du cristal et de la dispersion granulométrique.

Nous avons cherché la réponse de ce modèle à diverses sortes de perturbations pouvant survenir au cours d'un fonctionnement réel et mis en évidence le rôle important de la régulation, afin de maintenir constantes les caractéristiques du produit fini.

## CHAPITRE I

---

|                             |
|-----------------------------|
| LA CRISTALLISATION DU SUCRE |
|-----------------------------|

### I.A. PRESENTATION DU PROBLEME

#### I. GENERALITES

Malgré l'importance qu'elle a pris pour la vie quotidienne, la cristallisation du sucre est restée un phénomène mal connu sur le plan théorique et sa réalisation industrielle a fait largement appel à l'empirisme.

C'est au XVII<sup>e</sup> siècle que l'on s'est avisé que l'on pouvait produire des cristaux de sucre en chauffant le jus extrait de la canne à sucre. Il suffisait ensuite après refonte de cristalliser des sirops à forte concentration en sucre dans des moules pour obtenir des pains de sucre directement livrables au consommateur.

On devait au début du XIX<sup>e</sup> siècle appliquer le même procédé à la betterave sucrière.

Dans l'exploitation industrielle qui suivit, la cristallisation proprement dite est longtemps demeurée la partie la plus artisanale, celle où l'habileté de l'opérateur humain, le cuiseur, était essentielle et où, l'automatisation apparaissait comme utopique.

L'examen des mécanismes de la cristallisation est destiné à mettre en évidence les raisons de ces difficultés.

#### II. NUCLEATION ET GROSSISSEMENT

Le "sucre" qui entre pour plus de 99 % dans la composition du sucre raffiné de canne ou de betterave est le saccharose.

Une solution pure de saccharose est caractérisée par un certain rapport sucre/eau (en masses). Il existe un rapport sucre/eau tel qu'un cristal introduit dans la solution ne croît ni ne décroît. La solution est alors dite juste saturée. Si, à la même température, le S/E d'une solution est supérieur au  $(S/E)_{\text{sat}}$ , la solution est sursaturée ; dans le cas contraire, sous saturée.

Nous adopterons ici  $\frac{S/E}{(S/E)_{\text{sat}}}$  comme définition de la sursaturation.

La valeur de  $(S/E)_{\text{sat}}$  dépend d'après les lois des équilibres chimiques, de la pression et de la température du bain.

En réalité l'influence de la pression est faible et on peut supposer que  $(S/E)_{\text{sat}}$  dépend uniquement de la température.

a) La courbe de solubilité de la figure -1- montre l'existence d'une importante zone métastable dans laquelle, pour une solution pure, on n'observe pas d'apparition de cristaux. A la température de 75°C, on peut ainsi atteindre des valeurs de la sursaturation de l'ordre de 1,5. Au delà, il y a formation de nuclei. Les agglomérats minuscules nés de la rencontre de quelques molécules ont alors atteint la taille critique au-delà de laquelle ils vont pouvoir grossir, conformément aux équations de la thermodynamique et notamment à celle de Gibbs Thomson.

Sur le plan expérimental on peut formuler un certain nombre de remarques. Les valeurs de la sursaturation de nucléation varient considérablement suivant certains paramètres et en premier lieu l'agitation.

D'autre part, la moindre impureté - jusque et y compris les poussières atmosphériques -, le plus petit choc thermique ou mécanique peuvent entraîner la nucléation à des valeurs de (S/E) beaucoup plus faibles que celles que l'on devrait théoriquement atteindre. On a pu ainsi provoquer la nucléation par introduction dans une solution sursaturée de cristaux d'une substance étrangère ou par un jet d'air comprimé. Mais, comme souvent lorsqu'il existe une large zone métastable, il s'agit là d'un processus difficilement contrôlable.

b) Qu'ils soient apparus par nucléation ou qu'ils aient été introduits artificiellement, les cristaux de saccharose présents dans une solution sursaturée vont grossir.

L'explication théorique de ce phénomène et même la simple détermination expérimentale de la vitesse de grossissement ont donné lieu à des travaux aussi nombreux que souvent divergents.

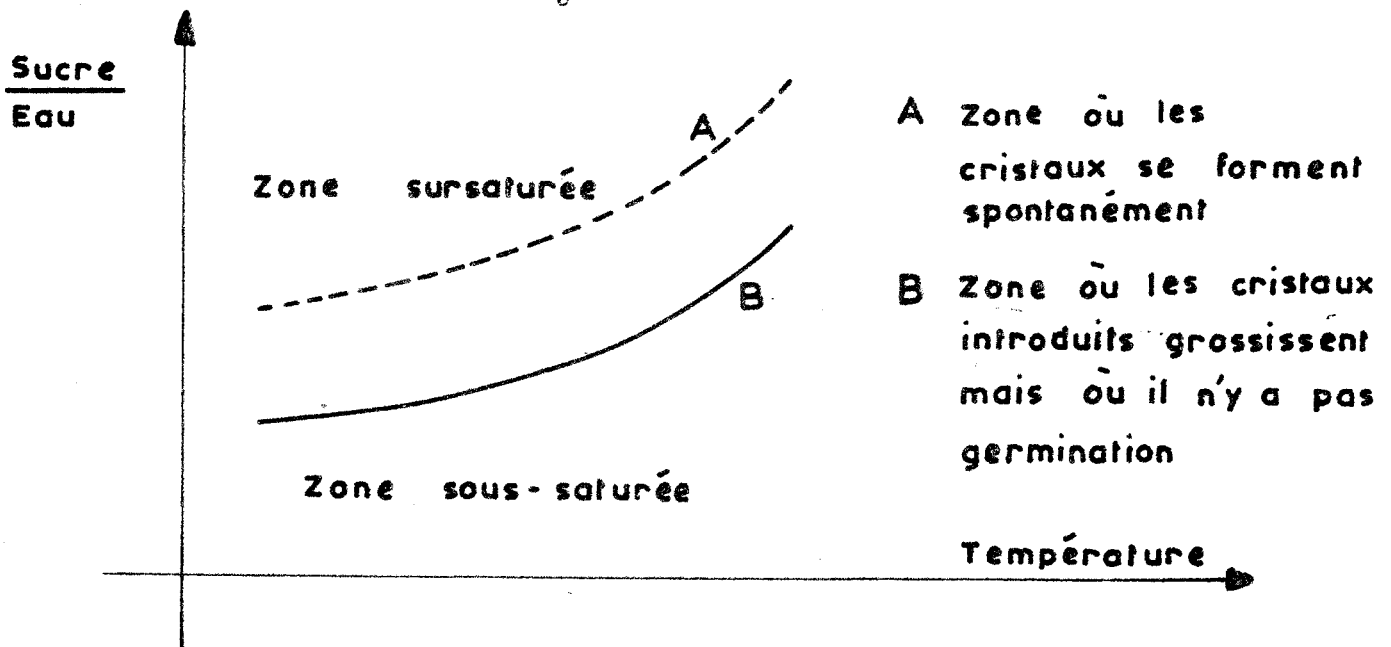


Fig 1 : Courbe de solubilité du saccharose dans l'eau (allure)

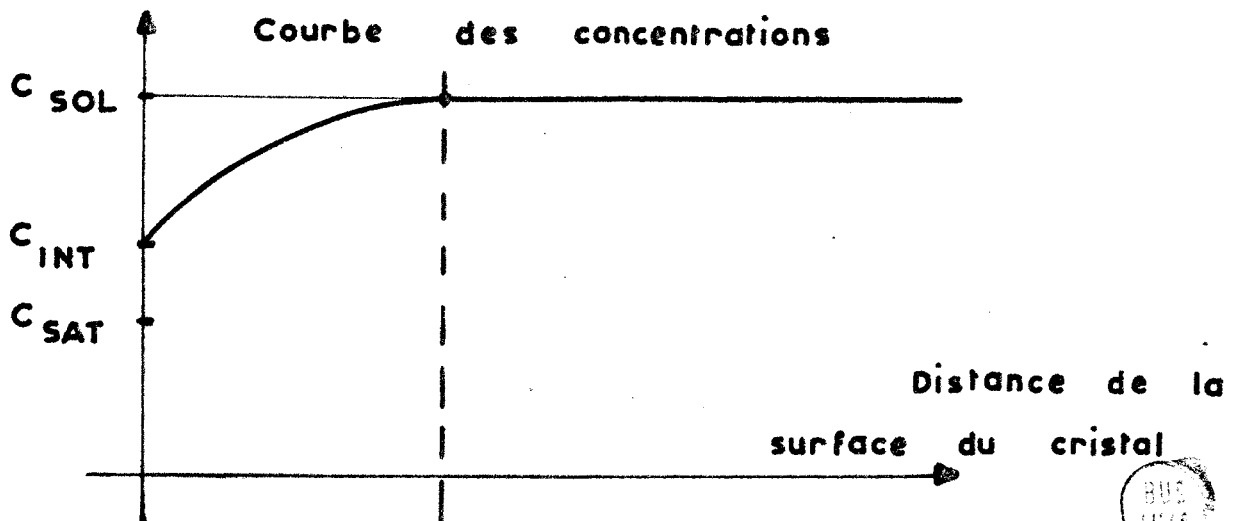
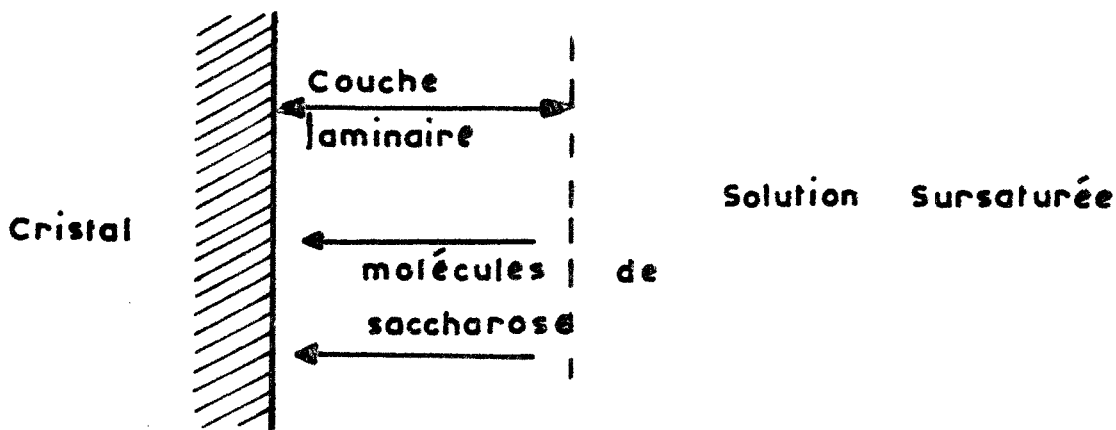


Fig 2 Le transfert de matière de la solution vers le cristal (schéma de principe)

On admet généralement que le grossissement d'un cristal est dû à l'action combinée de deux facteurs. (Réf. 2, 3, 4, 17, 22)

- une diffusion, c'est-à-dire un transport de matière de la solution vers la surface du cristal (fig. 2). Cette diffusion obéit à la loi de Fick

$$\frac{dm}{dt} = K_d \cdot S \cdot (C_{SOL} - C_{INT})$$

$C_{SOL}$  concentration de la solution.  
 $C_{INT}$  concentration à l'interface.

$dm$  : quantité de sucre transférée pendant le temps  $dt$

$S$  : surface du cristal

$K_d$  : coefficient de diffusion.

$K_d$  est proportionnel à la température absolue, inversement proportionnel à la viscosité et à l'épaisseur de la couche limite (Einstein).

En fait au lieu de concentrations, c'est d'activités qu'il faudrait parler mais celles-ci étant pratiquement non mesurables, nous nous bornerons à la forme énoncée plus haut.

- une réaction de surface qui correspond au réarrangement des molécules dans la couche externe du réseau cristallin.

Cette réaction, en 1ère approximation est de la forme :

$$\frac{dm}{dt} = K_T \cdot S \cdot (C_{INT} - C_{SAT})$$

$C_{SAT}$  concentration de la solution saturée.

$K_T$  constante caractérisant la **vitesse** de la réaction.

L'ensemble de ces deux équations permet de définir une résistance au grossissement qui conditionne donc la vitesse de cristallisation.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{K_d} + \frac{1}{K_T}$$

$K$  coefficient global du transport de matière.

On peut écrire alors :  $\frac{dm}{dt} = K \cdot S \cdot (C_{SOL} - C_{SAT})$

On voit ainsi que la vitesse de cristallisation est proportionnelle à  $C - C_{\text{SOL SAT}}$ , donc à la sursaturation.

La part respective de la diffusion et de la réaction de surface dans la résistance au grossissement varie avec la température ; l'influence de la diffusion augmentant avec celle-ci.

D'après les travaux de Schliephake, elle interviendrait pour plus de 80 % à 75°C.

#### c) Influence des impuretés.

Nous n'avons jusqu'ici envisagé que le cas correspondant à des solutions pures. A quelques exceptions près, la présence d'impuretés tend à diminuer la vitesse de grossissement des cristaux. Les impuretés diminuent la solubilité du sucre et augmentent la viscosité des solutions, facteur défavorable de la diffusion.

Certaines impuretés ont un effet particulièrement néfaste. Citons le raffinose, les oligosaccharides, les sels non organiques de calcium et de potassium en particulier.

d) La vitesse de dissolution du sucre n'est pas la même que la vitesse de grossissement. Elle est supérieure à celle-ci pour une différence de concentration identique. On cherchera donc à éviter toute sous saturation dans le processus de cristallisation.

### III. LES CONDITIONS INDUSTRIELLES

Les betteraves arrivant à l'usine contiennent 16 à 17 % de saccharose. Après une série d'opérations (voir fig. 3), c'est un sirop contenant de 60 à 70 % de matières sèches qui va alimenter les cristalliseurs. L'impossibilité d'extraire tout le sucre en un seul passage conduit à une cristallisation fractionnée, avec recyclage des produits non cristallisés (Réf: 1,2,3). Le taux d'impuretés s'élève alors considérablement, et la vitesse décroît alors de plus en plus. La partie des matières sèches qu'on n'a pu cristalliser forme les mélasses important sous-produit de la sucrerie.

La cristallisation s'opère dans des chaudières à cuire (fig. 4) appareils travaillant sous vide à des températures qui peuvent aller jusque 90°. Ces appareils disposent généralement de systèmes mécaniques destinés à favoriser l'agitation. L'opération se conduit usuellement de la façon suivante :

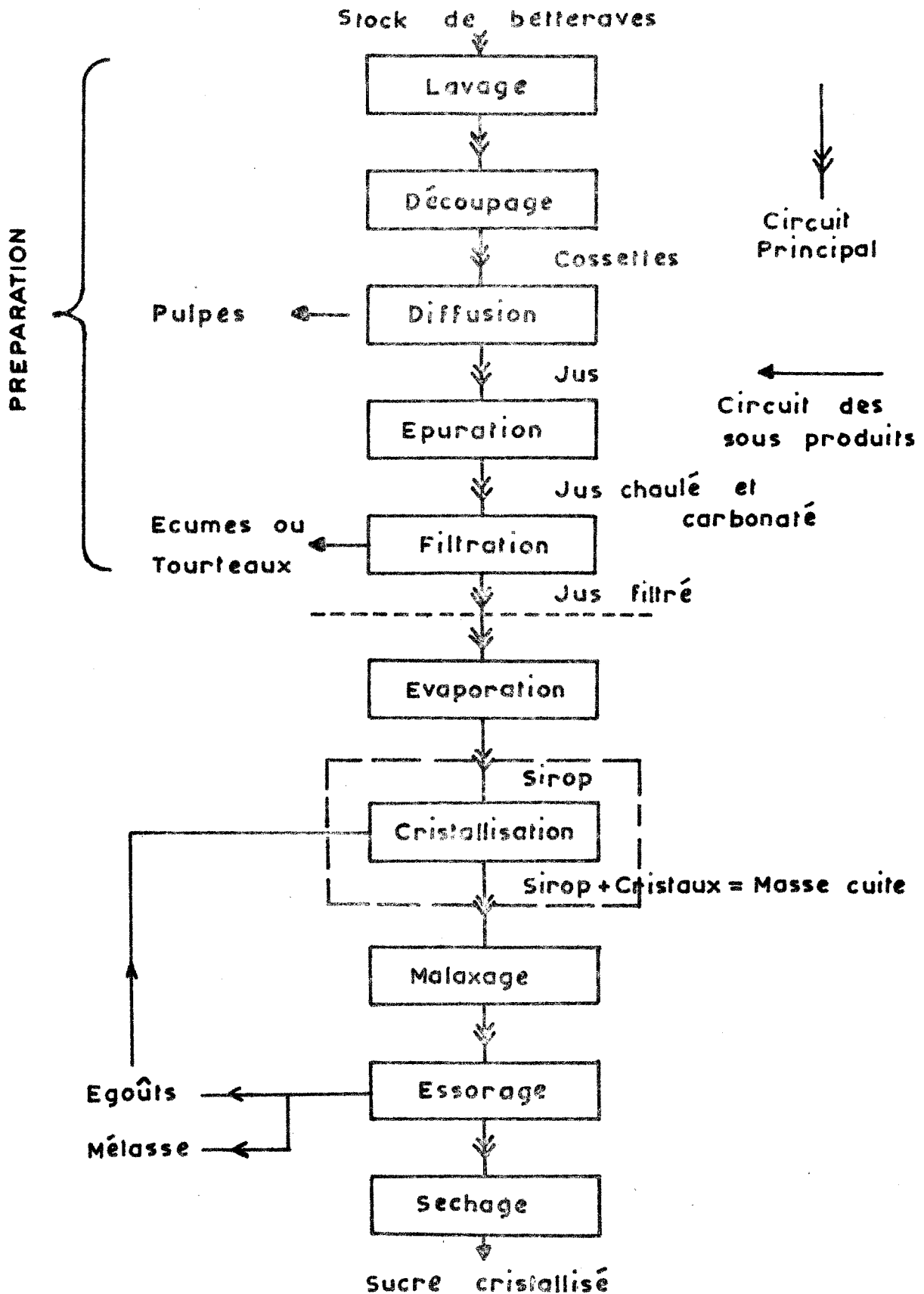


Fig 3 . Schéma des opérations effectuées en sucrerie



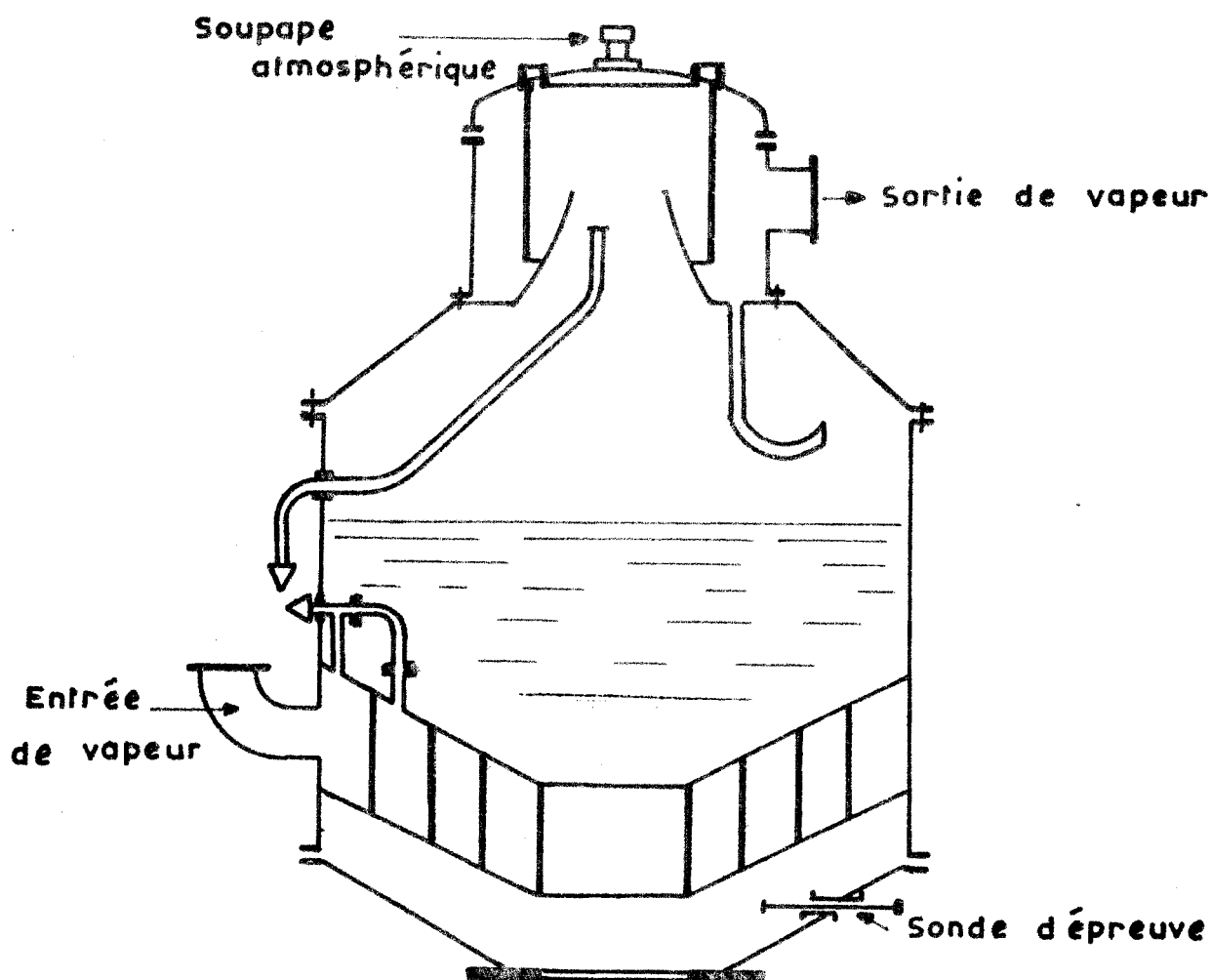
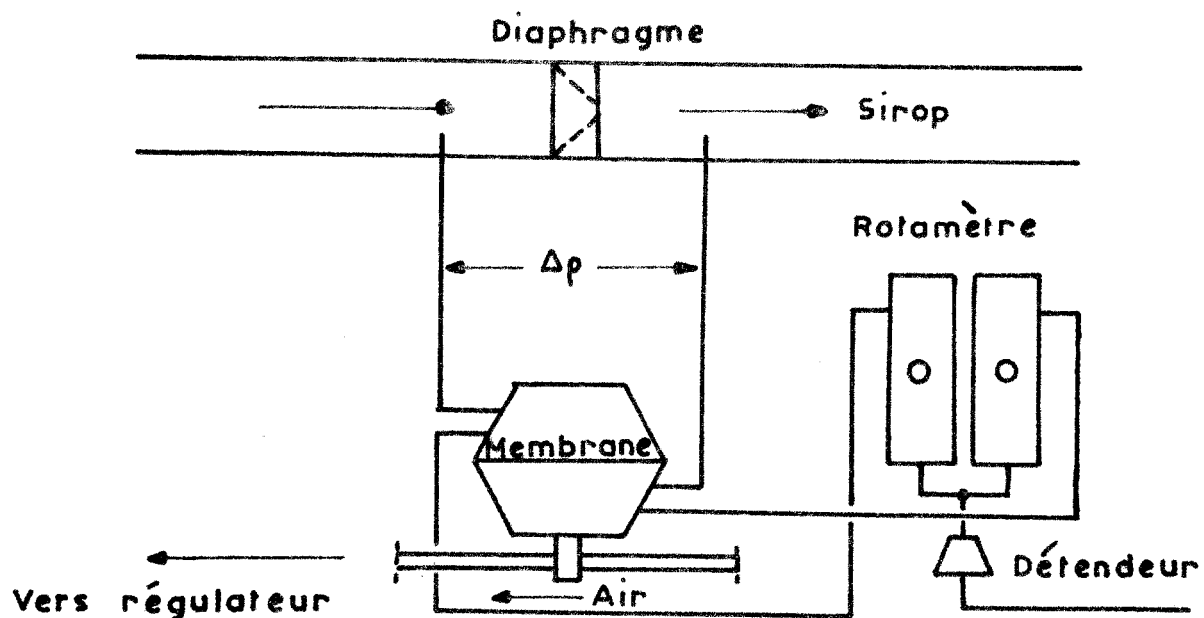


Fig 4 : Schéma d'une cuite discontinue (Coupe)



Les purges et système d'épuration ne sont pas représentés

Fig 8 schéma de principe d'une mesure de débit par diaphragme et membrane

- le cuiseur introduit une petite quantité de sirop qu'il porte à une forte concentration. Il provoque alors l'apparition de cristaux.- le grainage - dans ce sirop par un petit choc thermique, par l'introduction d'un peu de sirop froid ou par ensemencement avec de la poudre cristalline. Il forme ainsi un "pied de cuite". Ceci doit se réaliser le plus rapidement possible parce que d'une part, il s'agit d'un temps mort et parce que d'autre part, on risquerait d'obtenir des cristaux de taille très différente. L'habileté du cuiseur est largement mise à contribution pour apprécier le nombre de cristaux formés, qui conditionne le bon déroulement ultérieur de la cristallisation. Lorsque le grainage est terminé, le cuiseur réduit la sursaturation en chauffant davantage.

- il remplit alors la chaudière de sirop ; celle-ci contient donc une suspension de cristaux dans une solution de sucre, suspension qu'on appelle masse cuite. Il doit alors maintenir la sursaturation à une valeur constante telle que les cristaux formés puissent se développer sans toutefois risquer la formation de nouveaux germes.

- quand les cristaux ont atteint une taille suffisante, il vidange l'appareil. Celui-ci doit alors être nettoyé avant une nouvelle cristallisation.

Les conditions industrielles sont très éloignées de celles régnant dans les essais de laboratoire ; on a toujours affaire à des solutions impures, à des températures élevées, avec en fin d'opération une quantité de cristaux qui dépasse 50 % de la masse totale ; de surcroît ces conditions évoluent au cours du temps et la masse cuite n'est pas toujours homogène.

#### IV. LA CRISTALLISATION CONTINUE - SON INTERET - LES PREMIERES TENTATIVES

a) la discontinuité de la cristallisation classique entraîne des tirages importants et irréguliers de vapeur, une perturbation dans l'atelier d'évaporation (où est prélevée la vapeur) et un surdimensionnement des chaudières. La cristallisation continue supprime cet inconvénient. D'autre part, elle élimine les temps morts (formation du pied de cuite, nettoyage des cristalliseurs). Enfin en diminuant la part de l'opérateur humain et le nombre d'appareils nécessaires à une sucrerie, elle favorise la régularité de la production tout en réduisant l'encombrement de l'installation.

b) ceci explique que des recherches aient été très tôt entreprises pour construire des cristalliseurs continus. L'addition continue de sirop entraînant une augmentation de la quantité de masse cuite tout au long de l'appareil, on s'est vite aperçu que celui-ci devrait avoir une section croissante -

ou des compartiments de longueur croissante - pour obtenir une vitesse uniforme de la masse cuite d'un bout à l'autre.

Plusieurs prototypes furent construits sur ce principe, par exemple ceux de G. Willaime et de G. Truffaut en France.

Mais c'est en 1967 que la cristallisation continue devait entrer véritablement dans le domaine industriel avec l'apparition du cristalliseur Fives-Lille-Cail.

Après une campagne au cours de laquelle diverses mises au point furent effectuées, le prototype capable de fonctionner plus de trois semaines sans interruption est passé en production industrielle, et l'appareil a été commercialisé.

## I.B. LE CRISTALLISEUR CONTINU FIVES-LILLE-CAIL

### I. PRINCIPE ET FONCTIONNEMENT

Dans la cristallisation continue, les opérations de grainage, alimentation en sirop, grossissement et extraction ne se font plus l'une après l'autre, mais simultanément. Un germe cristallin entrant dans l'appareil, grossit régulièrement pendant 2 heures environ et est ensuite entraîné vers les malaxeurs.

Le cristalliseur (fig.5,6) est divisé en plusieurs compartiments, ce qui a pour effet de diminuer la dispersion granulométrique. Le dimensionnement a été effectué pour que le temps de séjour moyen d'un cristal soit le même dans chaque compartiment. (Réf. 14).

Un compartiment reçoit la masse cuite du compartiment précédent par un orifice percé au bas de la cloison de séparation et du sirop provenant du répartiteur. Ce sirop est à 70° Brix environ, c'est-à-dire qu'il contient 70 % de matières sèches à une pureté de 95 (95 % de sucre).

A l'entrée du cristalliseur arrivent :

- un sirop à forte teneur en sucre (80° Brix) préparé par le concentrateur.

- un magma préparé par un petit malaxeur qui se vide dans le cristalliseur à une fréquence d'un cycle/minute en moyenne . Ce magma se compose de masse cuite broyée additionnée d'un peu d'eau. C'est lui qui fournit les germes de la cristallisation.

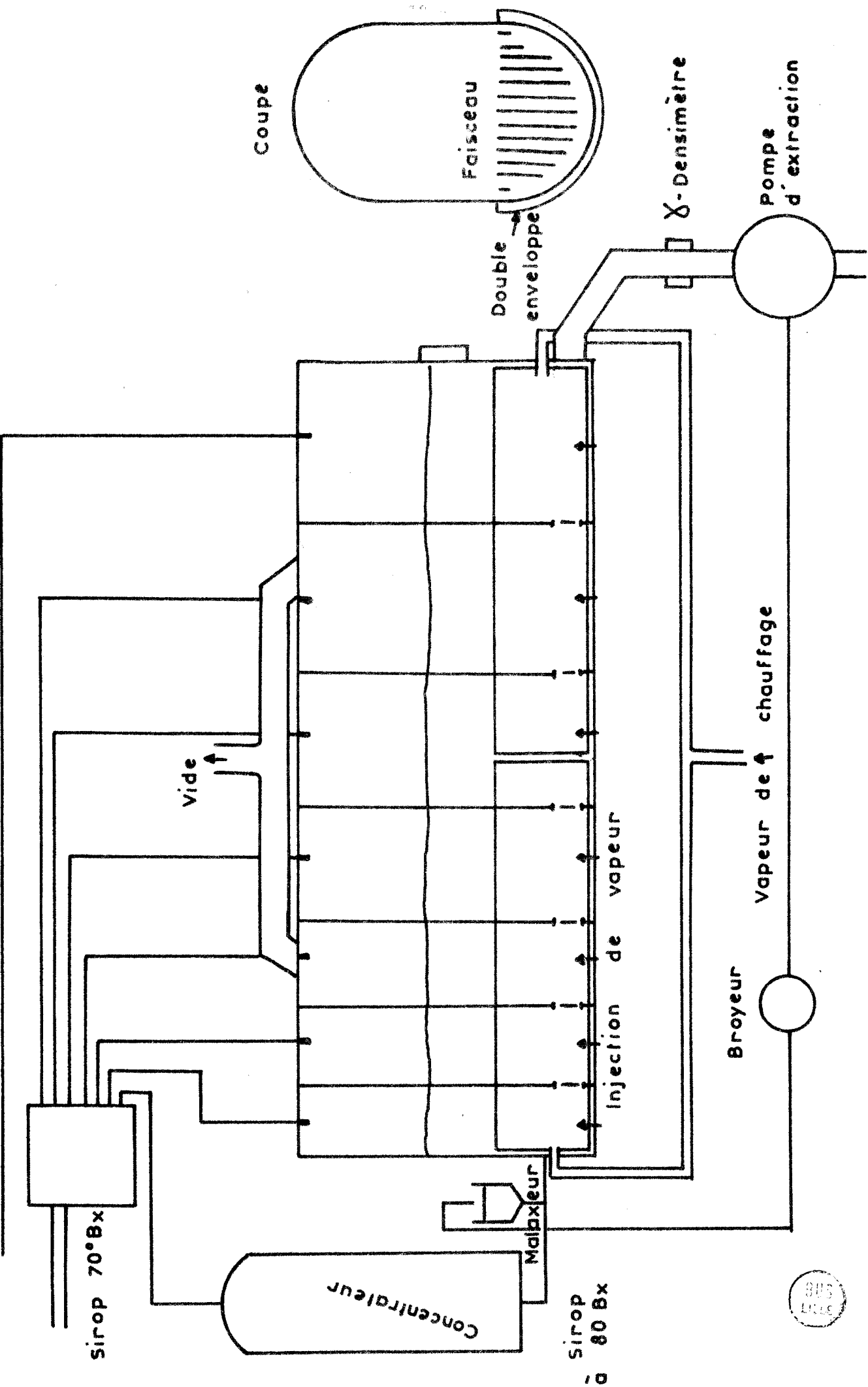


Fig 5 - Le cristalliseur continu Fives-Lille Cail (schéma Général)

Les calories nécessaires pour évaporer l'eau excédentaire sont apportées par de la vapeur provenant du 2<sup>ème</sup> corps de l'évaporation qui alimente deux faisceaux de plaques chauffantes.

L'extraction de la masse cuite du 7<sup>ème</sup> compartiment est assurée par une pompe rotative placée au-dessous de l'appareil. Celle-ci sert en même temps à maintenir un niveau constant dans l'appareil.

Pour assurer une bonne agitation de la masse cuite, la vapeur du concentrateur est injectée au fond de chaque compartiment. Le contenu du cristalliseur étant porté à l'ébullition, cette vapeur sert exclusivement à réaliser une circulation forcée.

L'installation est soumise à un vide de 54 cm de mercure, ce qui permet d'abaisser la température d'ébullition et d'évacuer aisément l'eau évaporée.

Afin d'éviter le contact entre la masse cuite et une paroi froide, ce qui créerait une zone de forte sursaturation avec risque de nucléation et d'encrassement de la virole l'appareil est muni d'une double enveloppe chauffante utilisant les gaz incondensables des faisceaux.

Ce système assure ainsi le dégazage du faisceau tout en récupérant des calories.

## II. REGULATION (*Voir figure 7*)

La description ci-dessous concerne le prototype installé en sucrerie et qui nous a servi de référence.

L'appareil possède deux types de régulations :

- Les régulations principales qui régissent le déroulement du processus.

- Les régulations secondaires dont le rôle consiste à maintenir constants certains paramètres de fonctionnement.





Les régulations principales sont :

- la régulation du débit de sirop vers le répartiteur. Celui-ci est asservi au débit de vapeur de chauffage par un opérateur proportionnel.
- la répartition des débits vers le concentrateur et les six premiers compartiments. Le sirop entrant dans le répartiteur s'écoule par des orifices à section réglable. La forme de ces orifices assure un écoulement régulier et la précision de la répartition est de l'ordre de 1 % .
- la régulation terminale. Un densimètre à rayons  $\gamma$  constitué d'une pastille de césium et d'une chambre d'ionisation à hélium est installé sur la tuyauterie d'évacuation. Il fournit un signal proportionnel à la densité de la masse cuite extraite du cristalliseur, signal qui après conversion électrique-pneumatique attaque un régulateur P.I.D. commandant la vanne de débit de sirop vers le septième compartiment.

Outre ces régulations fondamentales, l'appareil possède :

- une régulation de niveau : si le niveau de la masse cuite tend à augmenter, la vitesse de la pompe augmente réciproquement.
- une régulation de niveau dans le concentrateur
- une régulation de vide dans le concentrateur
- une régulation de vide dans le cristalliseur
- une régulation de niveau dans le malaxeur de grainage qui commande la vidange de celui-ci au moyen d'une vanne tout ou rien.
- une régulation du débit de vapeur : une vanne automatique assure un débit affiché.

Toutes ces régulations sont effectuées par des systèmes pneumatiques P ou P.I.

L'ensemble est conçu pour qu'on puisse modifier la production simplement en agissant sur le débit de vapeur.

L'action sur le répartiteur quant à elle modifie le déroulement de la cristallisation même.

### III. MESURES

a) des capteurs permettent de mesurer directement

- le débit de vapeur
- les débits de sirop
  - vers le concentrateur
  - vers le répartiteur
  - vers le septième compartiment.

Ces mesures se font à l'aide d'un système diaphragme et membrane (figure 8) qui délivre un signal pneumatique. La mesure du débit de vapeur est d'une précision médiocre. D'autre part les valeurs lues sur les cadrans des appareils de contrôle n'ont souvent qu'une valeur relative et doivent être corrigées pour obtenir une indication absolue.

- le vide dans le cristalliseur
- le vide dans la calandre du concentrateur
- le niveau dans le concentrateur
- le niveau dans le cristalliseur ( la mesure est faite dans le septième compartiment).

- la température dans les deux premiers compartiments. Toutefois cette mesure est particulièrement délicate ; elle se fait à l'aide des sondes gainées contenant un thermocouple qui est enfoncé dans la masse cuite. Or l'inertie thermique de la gaine est importante et surtout tout objet introduit dans la masse cuite constitue une amorce de cristallisation. Aussi les sondes doivent-elles être fréquemment nettoyées.

- la densité du produit fabriqué. Elle est donnée par le  $\gamma$  densimètre. Il est prudent de ne considérer ses indications qu'en valeur relative et de les étalonner à l'aide des résultats d'analyses effectuées au laboratoire.

- la pression de vapeur au faisceau.

b) Il est en outre possible d'effectuer des prélèvements d'échantillons de masse cuite dans tous les compartiments ; l'analyse de ces échantillons au laboratoire fournit alors :

- le brix de la masse cuite (déterminé par réfractométrie avec une précision de  $\pm 0,1^\circ$  Brix)

- le brix de l'eau mère (solution à l'exclusion des cristaux)

- le rendement en cristaux
- la granulométrie

Ces analyses nécessitent le transport de l'échantillon du cristalliseur au laboratoire. Malgré les précautions prises, il est difficile d'empêcher la modification des conditions régnant au sein de l'échantillon quand il change de température et de pression. D'autre part la séparation de l'eau mère et des cristaux par filtration sur une trompe à vide ou par centrifugation est une opération délicate qui demande des manipulations assez longues. Les grandeurs ainsi déterminées ne peuvent donc servir directement dans la régulation.

c) Il est par contre impossible de mesurer directement

- le temps de séjour réel d'un cristal (Cf. supra l'étude de la dispersion)

- la vitesse relative des cristaux par rapport à la solution environnante ; celle-ci constitue un facteur important de la vitesse de cristallisation.

- les variations locales de température. Nous les supposons toutefois faibles à cause de la bonne agitation et du chauffage des parois.

- les paramètres de l'écoulement notamment autour des plaques chauffantes.

- le nombre de cristaux présents dans un compartiment. Des essais de dénombrement à partir de photographies ont été effectuées, mais la représentativité de la goutte microscopique photographiée est douteuse.

- la compacité de la masse cuite, c'est-à-dire la pseudo-viscosité de l'ensemble liquide plus cristaux ; là encore, c'est le problème de l'encrassement des capteurs qui est primordial.

d) Outre les grandeurs énumérées au a), on peut connaître par des mesures périodiques.

- la quantité de semence introduite dans le malaxeur.
- le débit de sortie.

Une série d'expériences ont d'autre part permis d'obtenir un ordre de grandeur de la vitesse de circulation de la masse cuite.

Les capteurs installés sur l'appareil nous permettent donc de connaître les entrées et sorties du procédé considéré comme un système isolé. En ajoutant à ces informations les indications fragmentaires que nous possédons sur l'évolution de la cristallisation au long des 7 compartiments, nous allons pouvoir déterminer un modèle approché du procédé.

## CHAPITRE 11

---

### DETERMINATION D'UN MODELE MATHEMATIQUE

#### 11.A. MODELE GLOBAL

Le but du modèle consiste à donner une représentation du régime permanent du cristalliseur donc à faciliter son optimisation et à étudier les réactions de l'appareil à des fluctuations de faible amplitude, volontaires ou accidentelles, autour de ce régime permanent.

Pour atteindre cet objectif, nous avons élaboré une première ébauche à partir d'éléments connus et nous l'avons ensuite perfectionnée en remplaçant les éléments inaccessibles par des "boîtes noires" issues d'hypothèses présentant une concordance suffisante avec la réalité.

#### I. HYPOTHESES GENERALES

Le premier point consiste à choisir les sorties du système. Nous avons tout d'abord pris :

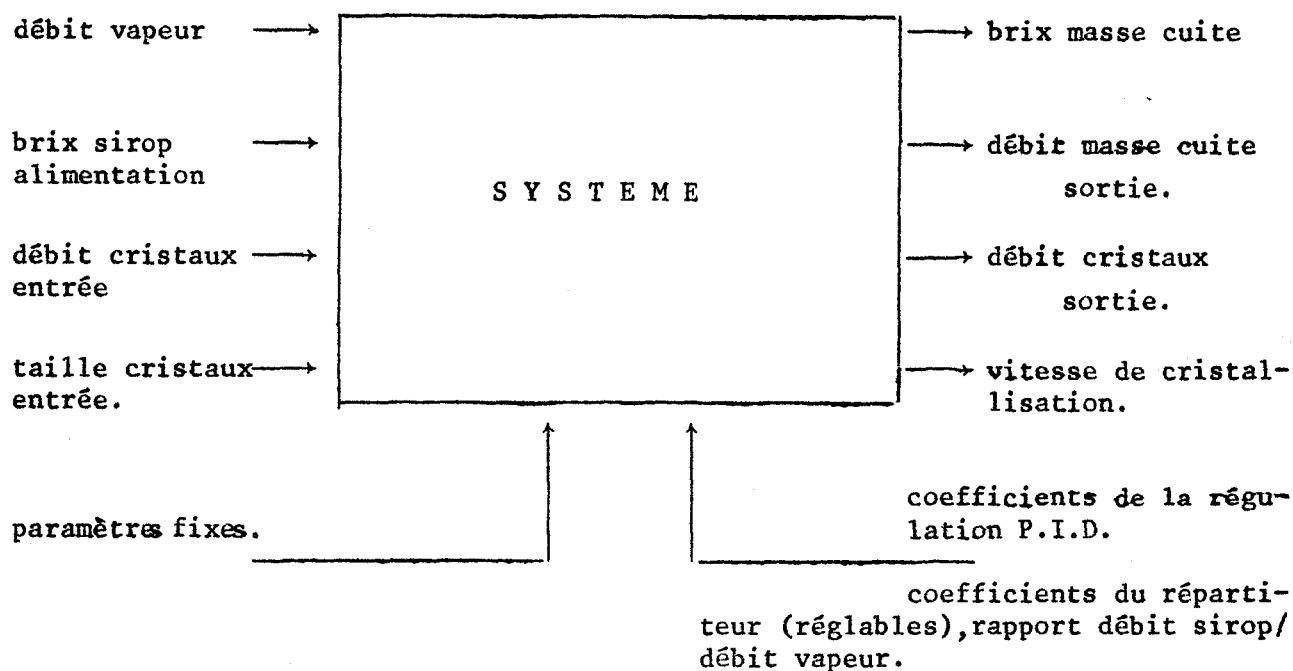
- le débit total de masse cuite
- le débit de sucre cristallisé (remplacé dans certains cas par le rendement massique en cristaux)
- le brix
- la vitesse de cristallisation, unité de surface).

Ces grandeurs sont calculables pour chaque compartiment et permettent de définir complètement l'état du système sauf la dispersion des cristaux autour de leur taille moyenne (coefficient de variation). Ce problème sera examiné au 2 B.

Les entrées accessibles sont imposées par la conception même de l'appareil. Ce sont :

- le débit de vapeur qui commande le débit de sirop vers le répartiteur.
  - le brix du sirop d'alimentation
  - la taille des cristaux de semence et leur débit
- Trois paramètres du système sont réglables : les actions du répartiteur, les coefficients de la régulation de brix finale, la proportion débit sirop / débit vapeur.

Pour parvenir au schéma simplifié de la figure ci-dessous, nous avons adopté un certain nombre d'hypothèses simplificatrices.



a) Le vide est maintenu constant c'est-à-dire que la régulation est parfaite. En réalité il peut subsister de légères oscillations autour de la valeur affichée. Quant à un changement important de la consigne, ce cas est à écarter puisque le vide a été choisi pour obtenir une température convenable d'ébullition de la masse cuite.

b) Le niveau est constant : La régulation par la vitesse de rotation de la pompe assure son maintien avec une précision supérieure au 1 %. Une simulation admettant cette valeur de débattement a montré que l'écart sur les résultats entraîné par une telle variation était négligeable.

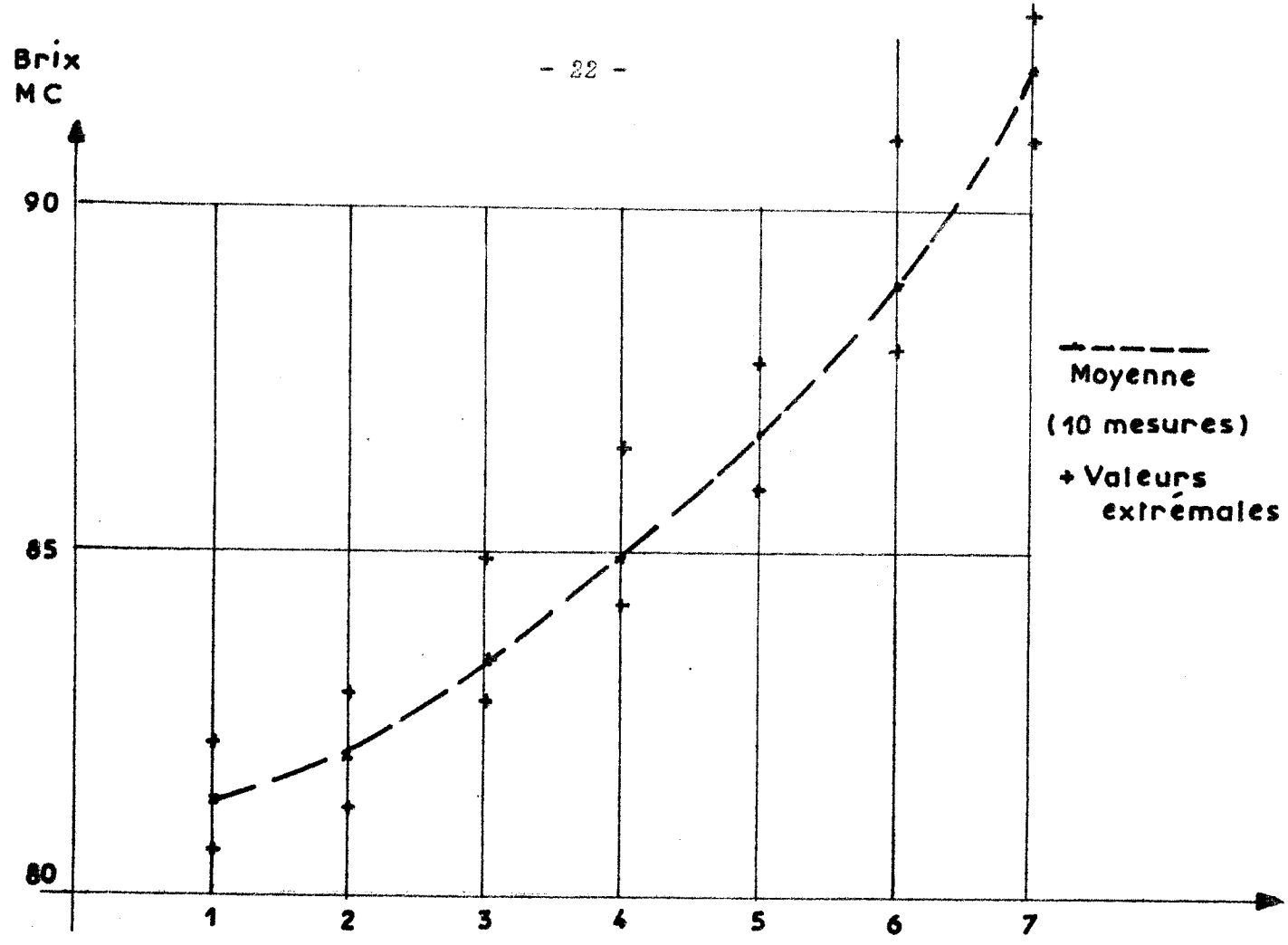


Fig 1 Evolution des Brix Masse Cuite

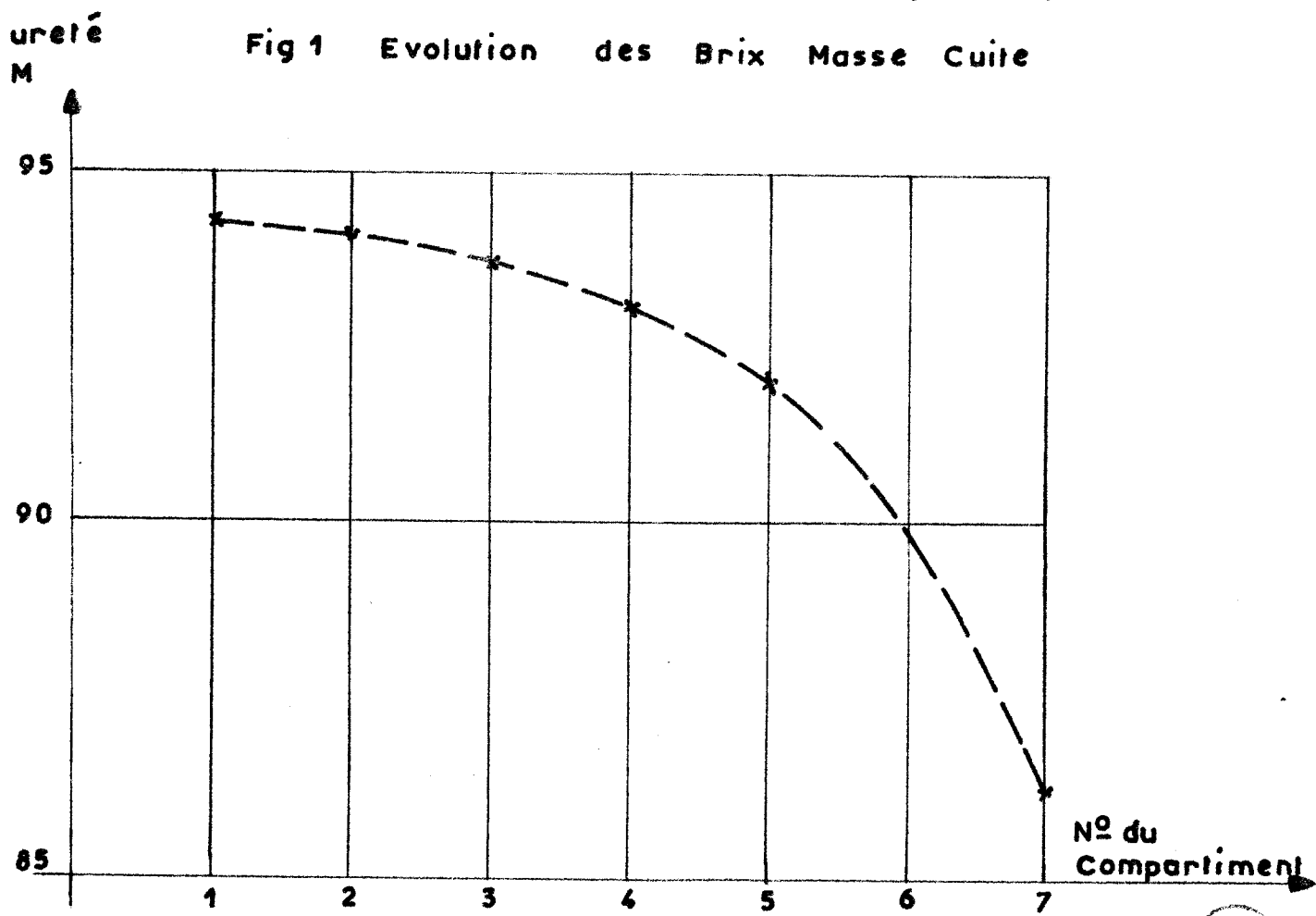


Fig 2 Evolution des Puretés Eau-Mère



c) L'échange thermique plaques chauffantes - masse cuite reste constant dans le temps. Il diminue en fait par suite de l'encrassement provoqué par un fonctionnement prolongé (3 semaines). On peut par contre noter que les coefficients d'échange thermique ne sont pas les mêmes pour tous les compartiments.

d) L'état de la vapeur de chauffage ne change pas. Ceci est vrai à moins d'incidents survenant au stade antérieur de la fabrication (évaporation) ou aux chaudières.

e) les impuretés sont considérées globalement alors qu'elles jouent un rôle différent suivant leur nature chimique. Nous avons supposé ici nous trouver en présence d'un groupe d'impuretés (bétaine notamment) fréquemment rencontrées dans les betteraves en Europe Occidentale et dont la composition varie assez peu, sauf cas exceptionnels (dégradations provoquées par un trop long stockage par exemple.)

## II. ANALYSE DES RESULTATS EXPERIMENTAUX

Le laboratoire de la sucrerie où est installé l'appareil pris comme référence détermine le brix de la masse cuite sortie et le coefficient de variation des cristaux une fois par poste de travail, tandis que les brix et les puretés dans chaque compartiment sont déterminés une fois par semaine environ. Un certain nombre d'analyses ont en outre été pratiquées par des organismes spécialisés, et on a procédé à un relevé statistique des perturbations susceptibles d'avoir amené la formation de nouveaux cristaux ou "fines".

De ces analyses on peut tirer :

- la courbe des brix par compartiment (figure 1). La précision sur une mesure de brix, déterminée en faisant analyser le même échantillon par plusieurs opérateurs, est de 0,1° Brix. On voit toutefois que la marge de fluctuation des brix d'un même compartiment est importante, mais l'allure générale de la courbe reste inchangée.

- la courbe des puretés (figure 2). Elle est établie avec une incertitude du même ordre que celle des brix, mais varie assez peu quelque soit le régime de l'appareil.

A partir des mesures de brix masse-cuite (BMC), de brix eau-mère (BEM), de pureté masse cuite (PMC) et de pureté eau-mère (PEM) on peut déterminer le rendement en cristaux par l'une des formules suivantes :

$$\eta (\%) = \frac{BMC (PMC - PEM)}{100 - PEM} \quad (A)$$

$$\eta (\%) = 100 \times \frac{BMC - BEM}{100 - BEM} \quad (B)$$

Les résultats donnés par ces formules sont rarement concordants en raison des erreurs de mesure sur PEM et BEM, et l'incertitude sur  $\eta$  est particulièrement importante dans les premiers compartiments où PEM est voisin de PMC et BEM assez voisin de BMC.

Exemples pris dans les mesures de trois journées.

| Compartiment N°                | 1   | 1   | 1   | 2    | 2    | 3    | 3    |
|--------------------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|
| Rendement par la formule A (%) | 9.6 | 8.5 | 6.1 | 11.1 | 10.2 | 18.5 | 12.6 |
| Rendement par la formule B (%) | 2.6 | 3.5 | 6.0 | 4.8  | 9.6  | 19.9 | 12.3 |

| Compartiment N°                | 4    | 4    | 5    | 6    | 7    | 7    | 7    |
|--------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| Rendement par la formule A (%) | 20.3 | 18.5 | 30.5 | 44.7 | 52.8 | 53.2 | 57.9 |
| Rendement par la formule B (%) | 16.7 | 18.6 | 29.9 | 47.4 | 56.6 | 54.6 | 57.9 |

Figure 3. Détermination du rendement en cristaux de la masse cuite.

- les rendements en cristaux : Pour ceux-ci on aboutit à des valeurs notablement différentes suivant la méthode utilisée (figure 3). De toute façon, nous pouvons affirmer que c'est la grandeur la plus sensible aux modifications pouvant intervenir dans la conduite du cristalliseur ; les variations étant particulièrement élevées dans les premiers compartiments. Ainsi

$$3 \% < \eta_1 < 7 \%$$

$\eta_1$  rendement dans le premier compartiment.

$$53 \% < \eta_7 < 59 \%$$

$\eta_7$  rendement dans le 7<sup>ème</sup> compartiment.

En ce qui concerne l'aspect des cristaux, il faut noter la quasi-inexistence d'agglomérats. Ceci tend à prouver la bonne agitation de la masse cuite, confirmant l'observation à l'oeil nu.

- l'expérience de plusieurs campagnes a permis de constater que le cristalliseur réagit bien à des variations même importantes de débit, ce qui est logique puisque sa régulation est basée sur ce paramètre. Par contre il encaisse très mal les perturbations sur le brix du sirop d'alimentation ou encore les chutes de vide.

Par "bien" ou "mal" réagir il faut entendre surtout qu'il se produit une modification importante des brix et sursaturation dans certains compartiments, accompagnée de la formation de "fines".

Une étude portant sur une soixantaine de cas a montré que l'apparition de "fines" était liée à l'existence de perturbations. Des essais ultérieurs au laboratoire ont établi que de nouveaux cristaux naissent quand la vitesse de cristallisation atteint un seuil critique ; ce qui n'est nullement incompatible avec les observations faites par l'utilisateur, car toute perturbation provoque des modifications au moins locales d'équilibre éventuellement accompagnées de survitesses de cristallisation.

Tels sont les principaux renseignements que l'on peut tirer des résultats des campagnes sucrières précédentes. Ils permettent de dresser une moyenne

de certaines grandeurs et apportent des indications sur les "tendances" de l'appareil devant certaines fluctuations. Toutefois sur un appareil de ce type il n'est pas possible de se livrer à des modifications de marche expérimentales et en particulier d'appliquer des méthodes du type Strejc. Aussi est-ce par des simulations partielles suivant diverses hypothèses que nous approximerons les éléments qui nous manquent en ce qui concerne la vitesse de cristallisation et l'évolution du coefficient de variation.

Afin de déterminer les hypothèses envisageables, il convient maintenant de passer en revue les études déjà effectuées sur la cristallisation du saccharose.

### III. LES THEORIES DE LA CRISTALLISATION. LEUR VALIDITE DANS LE CAS DE LA CRISTALLISATION CONTINUE.

Nous avons examiné au Chapitre I le grossissement d'un cristal plongé dans une solution pure non agitée de saccharose. Mais les conditions de la cristallisation continue sont très éloignées de ce contexte de laboratoire, et nous le verrons un peu plus loin, les vitesses sont très différentes.

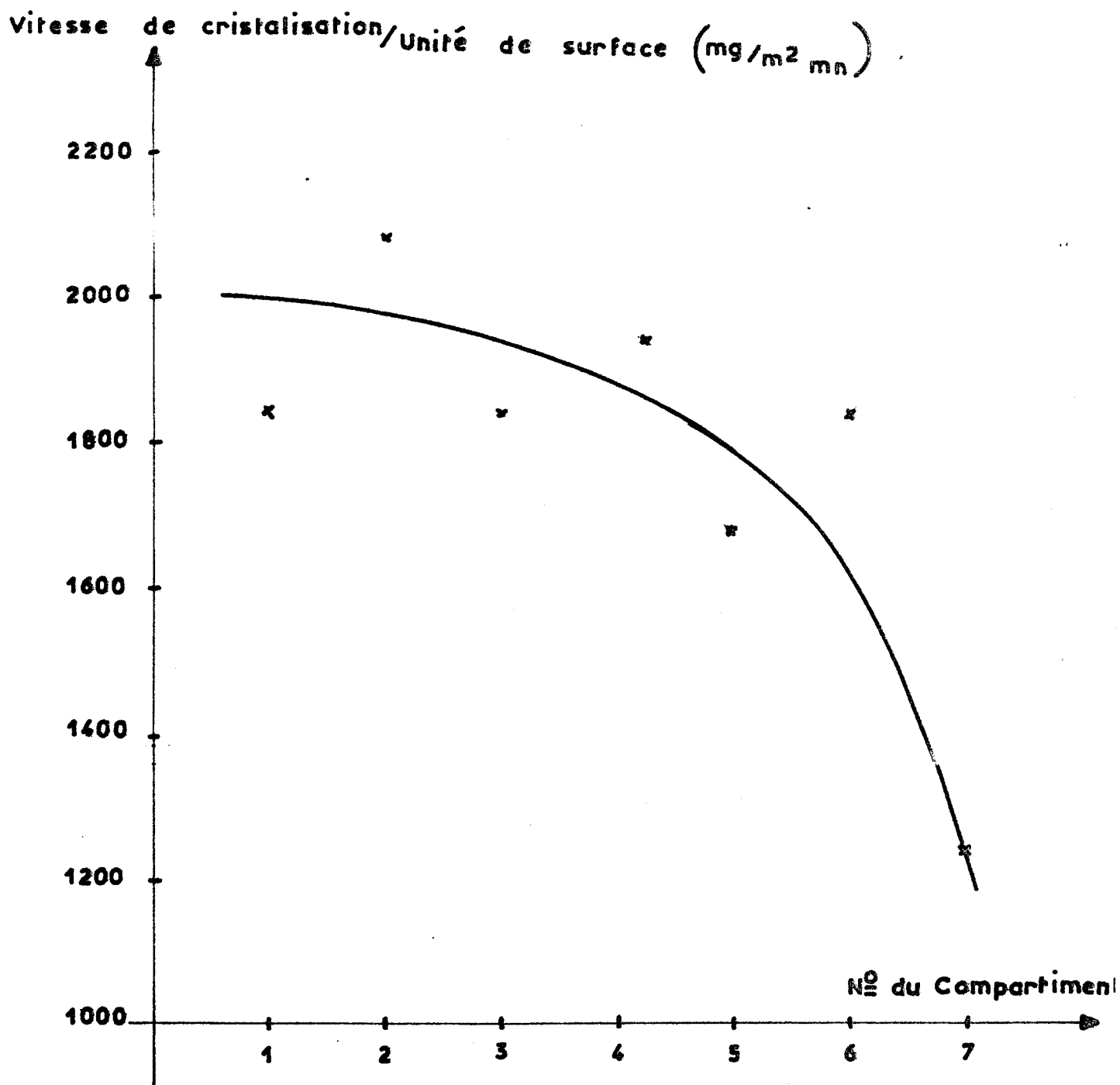
Pour avoir une base de comparaison avec les résultats théoriques, nous avons calculé la vitesse de grossissement moyenne dans les derniers compartiments, là où on peut connaître avec une erreur acceptable la taille moyenne des cristaux. En supposant qu'il ne se forme pas de "fines", la vitesse de cristallisation/unité de surface - mode d'expression généralement adopté - se déduit facilement de l'augmentation de la taille moyenne du cristal.

Pour des cristaux d'une ouverture moyenne de 0,65 mm en fin d'opération nous avons trouvé :

- 2 800 mg/m<sup>2</sup>/mn dans le 7<sup>ème</sup> compartiment
- 2 800 mg/m<sup>2</sup>/mn dans le 6<sup>ème</sup> compartiment
- 1 700 mg/m<sup>2</sup>/mn dans le 5<sup>ème</sup> compartiment. (cf. Figure 5)

Nous pouvons maintenant essayer d'utiliser plusieurs formulations proposées dans les ouvrages spécialisés.

a) La vitesse de cristallisation/unité de surface est de la forme  $v = K(\lambda - l)$  où K est un coefficient de vitesse,  $\lambda$  la sursaturation. C'est le cas où on néglige le rôle des impuretés. En utilisant les travaux de Smythe,



**Fig 4** Courbe des vitesses de cristallisation dans le cristalliseur continu  
Calculées d'après les travaux de Nakmanouitch  
et Zelikman



Doss et Ghosh, English et Dole pour la détermination de K, nous obtenons pour  $\lambda = 1,10$  des vitesses de l'ordre de 10 000 à 12 000 mg/m<sup>2</sup> mn ce qui est beaucoup trop élevé.

b) Une hypothèse souvent rencontrée et appliquée notamment pour les cristalliseurs discontinus indique que la vitesse de cristallisation est de la forme  $v = K K_p (\lambda - 1)$ ,  $K_p$  étant un coefficient qui décroît d'une manière non linéaire avec la pureté de l'eau-mère. Suivant les valeurs retenues pour  $K_p$ , nous arrivons aux résultats suivants :

$v = 1\,200$  mg/m<sup>2</sup>/mn dans le 7<sup>ème</sup> compartiment (d'après les courbes de Nakhmanovitch et Zelikman)

$v = 600$  mg/m<sup>2</sup>/mn d'après les courbes de Jvirblansky

$v = 1\,000$  mg/m<sup>2</sup>/mn d'après les courbes de Gerasimenko.

Toutes ces valeurs sont insuffisantes. De surcroît (figure 4) l'allure de la courbe des vitesses n'est pas du tout celle qu'on observe dans le cristalliseur continu. Cette hypothèse est elle aussi à rejeter.

c) Les mêmes résultats et la même remarque se retrouvent si au lieu de choisir la pureté comme paramètre de diminution de la vitesse on choisit le rendement en cristaux ou la viscosité (Réf.12)

De même si au lieu d'appliquer une loi linéaire pour la relation vitesse = f (sursaturation) on applique une loi du type De Vries

$$v = A \frac{(\lambda - 1)^2}{a(\lambda - 1)^2 + b}$$
 on se heurte à des difficultés analogues.

La plupart des travaux accomplis sur la cristallisation du saccharose l'ont été dans des conditions qui ne recoupent pas exactement celles de la cristallisation continue : température élevée, solutions impures, mélange liquide-cristaux-vapeur de plus en plus riche en cristaux dans les compartiments de queue; de telles conditions existent dans certains types de cristalliseurs classiques, mais elles ne représentent qu'un état transitoire difficile à isoler du reste de la cristallisation, alors qu'ici nous nous trouvons pour un compartiment donné devant un état stable.

Dans de telles conditions, les lois qui cernent au mieux le phénomène sont celles de la diffusion en milieu agité. Plusieurs constatations faites

$V$  mg/m<sup>2</sup>.mn

Fig 5 : Vitesses de cristallisation  
d'après les résultats  
experimentaux

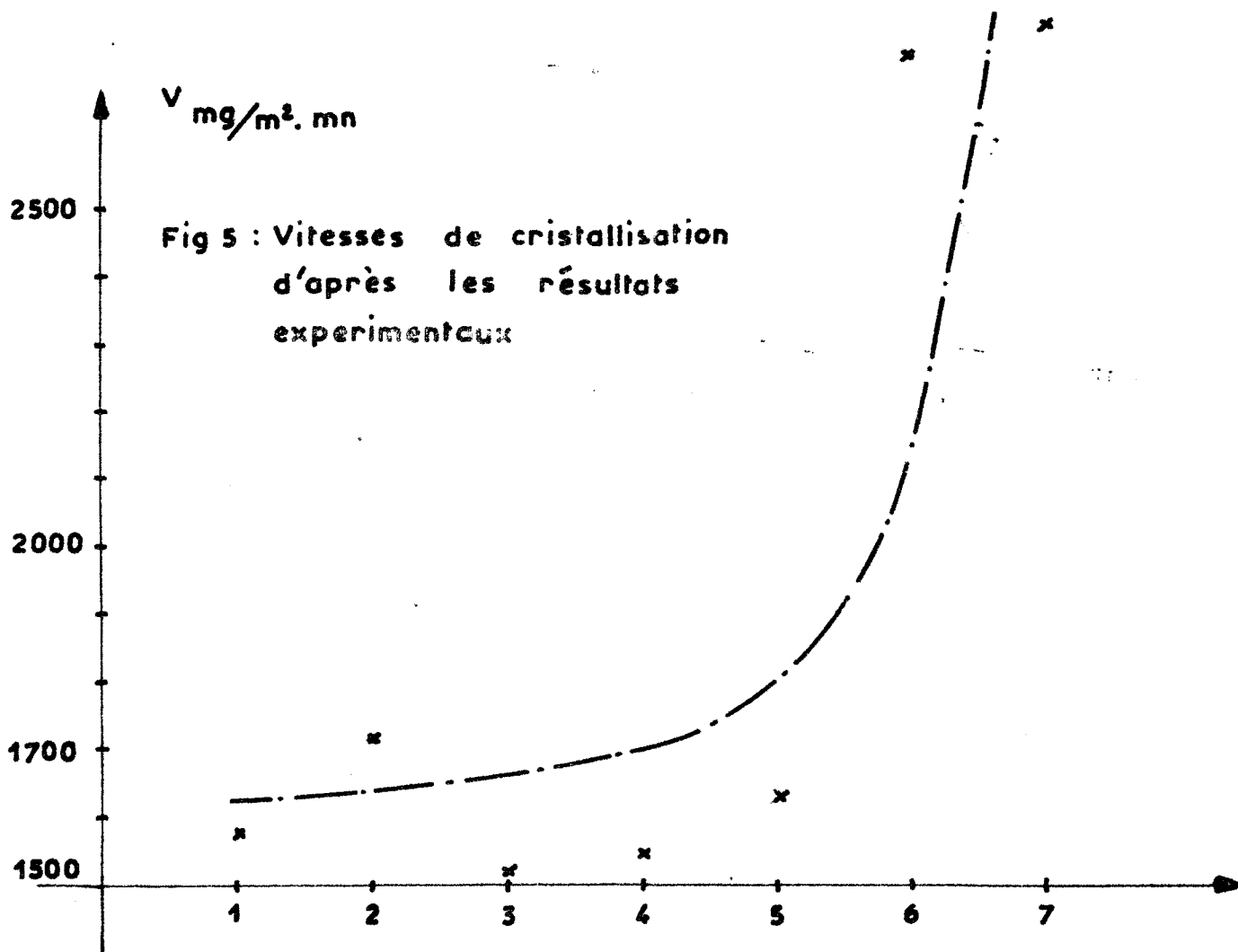
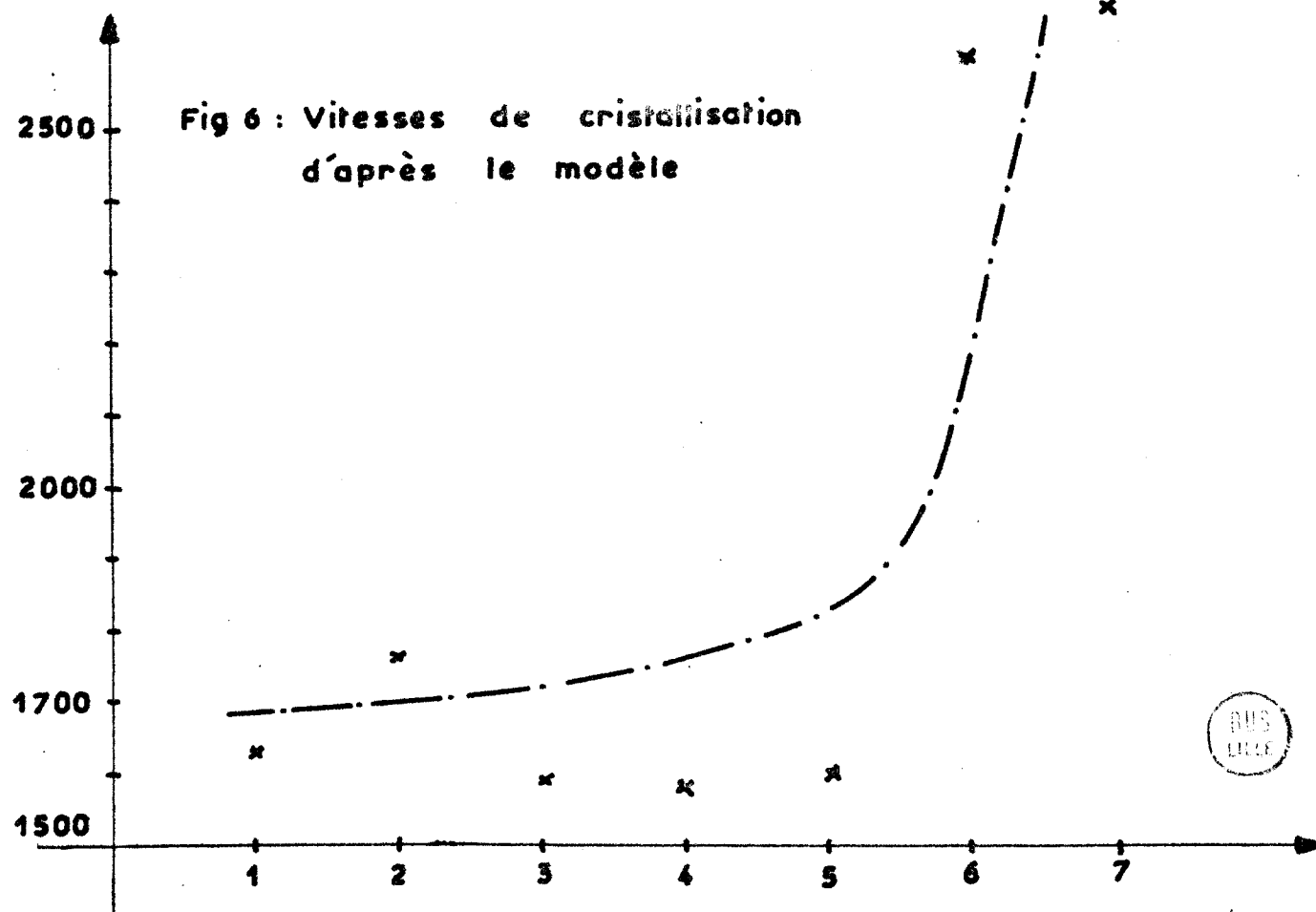


Fig 6 : Vitesses de cristallisation  
d'après le modèle



sur le cristalliseur continu militent en faveur de cette solution. Si la cristallisation est un processus diffusif, la couche limite, donc la résistance opposée au transfert de matière, doit diminuer quand la vitesse relative liquide-cristaux augmente. Or (figure 5) la vitesse de cristallisation augmente quand la taille des cristaux, donc leur poids, d'où leur vitesse croît. D'autre part, la répartition des cristaux par taille ne montre pas seulement une translation des ouvertures moyennes quand les cristaux grossissent, mais une modification de la forme de la courbe. Ceci constitue encore un indice en faveur de l'influence de la diffusion. Le rôle de l'agitation consiste donc à diminuer encore l'épaisseur de la couche limite, entraînant ainsi une augmentation de la vitesse de grossissement par rapport à la diffusion en milieu immobile.

Des travaux récents ont mis l'accent sur l'importance de la diffusion aux températures élevées. D'après Schliephake à 75°C, la diffusion contribuerait pour 83 % à la croissance d'un germe cristallin.

#### IV. MODELE DE CRISTALLISATION EN CONTINU.

Si nous sommes en présence d'un processus diffusif en milieu agité, nous pouvons écrire :

$$(\text{Sherwood}) = K (\text{Reynolds})^\alpha (\text{Schmidt})^\beta$$

$$\text{Soit } k \frac{d}{D} = K \left( \frac{u d}{\gamma} \right)^\alpha \left( \frac{\gamma}{D} \right)^\beta \quad (1)$$

k coefficient de transfert de matière par diffusion (homogène à une vitesse)

d "diamètre", c'est-à-dire ouverture moyenne du cristal.

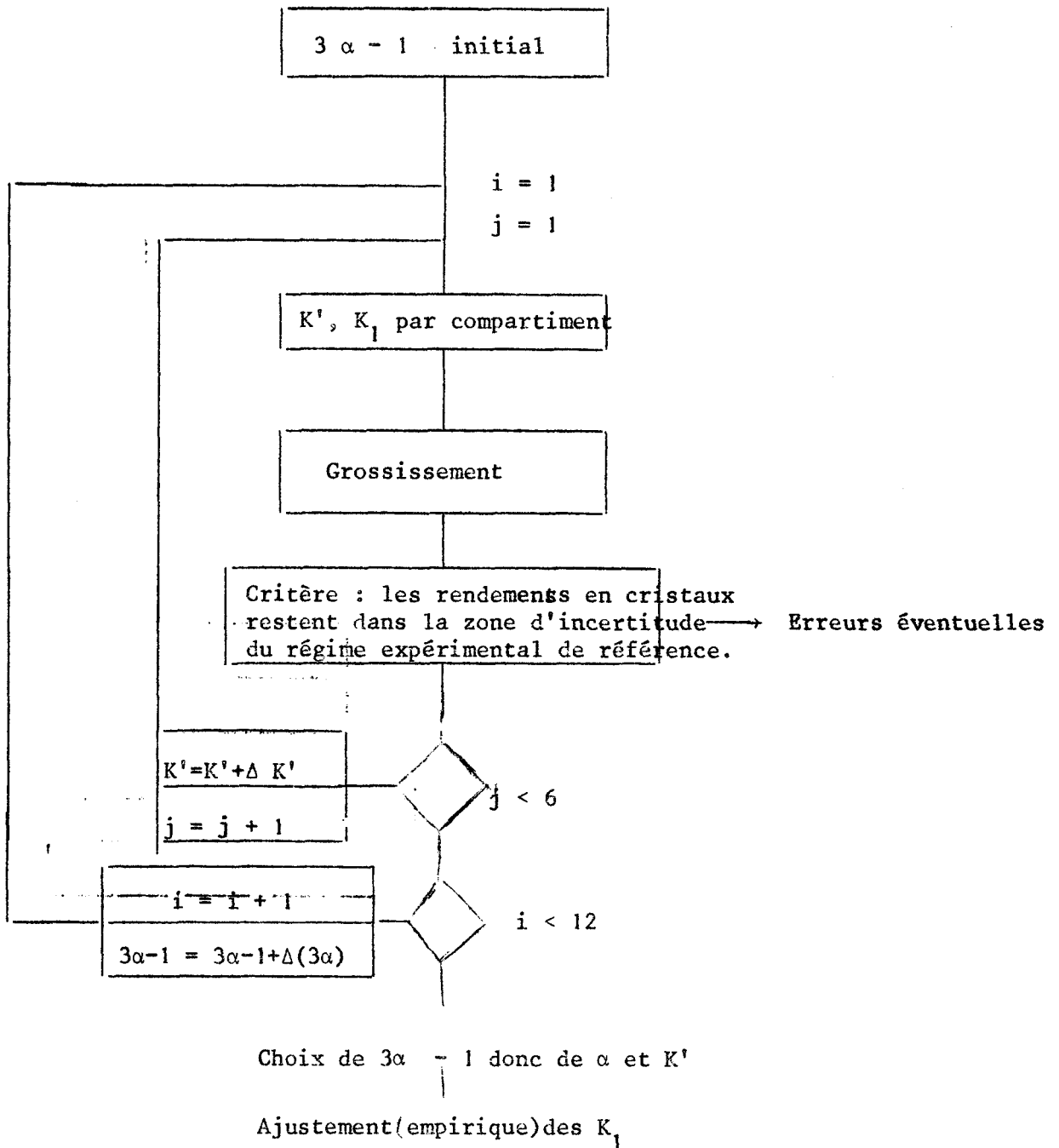
D coefficient de diffusion

$\gamma$  viscosité cinématique de la solution

u vitesse relative cristal/solution

K,  $\alpha$ ,  $\beta$ , constantes.

La solution étant fortement agitée, la vitesse des cristaux dans la solution est supérieure à la vitesse de décantation. Cette vitesse ne peut être uniforme (disposition des trous d'injection de vapeur, présence



Le nombre de cristaux présents dans un compartiment a été pris proportionnel au temps de séjour moyen d'un cristal.

Les tailles ont été ramenées à une taille de référence (0,3 mm) qui est sensiblement l'O.M. dans le 2<sup>ème</sup> compartiment.

$$K' \text{ initial} = 14\,000 \quad \Delta K' = 2000$$

$$3\alpha - 1 \text{ initial} = 0.7 \quad \Delta(3\alpha) = 0.05$$

Figure 7. Organigramme simplifié du programme d'identification.

Les résultats montrent que l'influence de  $\alpha$  - dans le domaine considéré - est assez faible et qu'une variation de  $K'$  de  $\pm 10\%$  n'entraîne également que des variations assez faibles des rendements. Il y a une certaine compensation possible des variations de  $K'$  et  $\alpha$ .

Détermination adoptée  $\alpha = 0,7$   $K' = 18000$

| Numéro du compartiment.               | 1   | 2   | 3    | 4    | 5    | 6    | 7    |
|---------------------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|
| Rendements avant ajustement des $K_1$ | 4.3 | 9.2 | 14.8 | 21.7 | 28.8 | 38.9 | 56.8 |
| Rendements après ajustement des $K_1$ | 5.1 | 9.8 | 15.0 | 22.0 | 29.0 | 39.4 | 57.1 |

Exemples pour d'autres valeurs :

|                                        |     |      |      |      |      |      |      |
|----------------------------------------|-----|------|------|------|------|------|------|
| $3\alpha - 1 = 0.8$<br>$K' = 20\ 000$  | 5.0 | 10.2 | 15.3 | 21.8 | 28.7 | 38.7 | 56.6 |
| $3\alpha - 1 = 1.2$<br>$K' = 14\ 000$  | 3.2 | 7.5  | 13.3 | 20.6 | 28.0 | 38.3 | 56.4 |
| $3\alpha - 1 = 0.95$<br>$K' = 14\ 000$ | 3.5 | 7.9  | 13.3 | 20.2 | 27.4 | 37.3 | 55.5 |
| $3\alpha - 1 = 0.95$<br>$K' = 16\ 000$ | 3.9 | 8.6  | 14.1 | 21.0 | 28.1 | 38.0 | 56.1 |

En cas de modification du  $K_1$  du 1er compartiment de 1,5 à 2, le rendement correspondant passe de 5 à 8 % environ, les autres subissent peu de modification.

Figure 8. Résultats du programme d'identification.

d'obstacles comme les plaques). Nous admettons toutefois qu'il existe une vitesse moyenne et que à un coefficient multiplicateur près, cette vitesse est la vitesse de décantation donnée par la loi de Stokes :

$$u = \frac{1}{18} d^2 (\rho_{CR} - \rho_{SOL}) \frac{g}{\eta}$$

avec  $\rho_{CR}$  masse volumique du cristal,  $\rho_{SOL}$  masse volumique de la solution,  $g$  accélération de la température,  $\eta$  viscosité dynamique de la solution.

C'est-à-dire qu'elle est proportionnelle à  $d^2$

La relation (1) devient alors :

$$k \frac{D^{\beta-1}}{K_1} = d^{3\alpha-1} \gamma^{\beta-\alpha} \quad \text{soit encore :}$$

$$k = K' d^{3\alpha-1} \gamma^{\beta-\alpha} \quad (3)$$

Nous n'avons pas jusqu'ici tenu compte de la présence de cristaux dans la solution. Pour cela, afin de diminuer le nombre de coefficients à déterminer, nous allons écrire la loi sous la forme

$$k = K' K_1 d^{3\alpha-1}$$

dans laquelle  $K_1$  est un coefficient qui tient compte simultanément de l'influence de la viscosité et des cristaux déjà formés, ces deux éléments étant difficilement dissociables car ils gênent tous deux la diffusion du saccharose à travers la solution. Pour déterminer  $\alpha, K'$  et le  $K_1$  par compartiment, nous avons établi un programme de simulation dont les résultats sont fournis ci-contre (figure 8). Après comparaison avec les résultats expérimentaux nous avons adopté les valeurs suivantes :  $\alpha = 0,7$

| Numéro du compartiment | 2    | 3    | 4    | 5    | 6    | 7    |
|------------------------|------|------|------|------|------|------|
| $K_1$                  | 1,00 | 0,95 | 0,92 | 0,80 | 0,66 | 0,62 |

Ces coefficients ont été ramenés à la base 1 pour le 2ème compartiment qui est le premier où les cristaux ont une taille suffisante pour que les hypothèses faites plus haut soient applicables.

Nous avons extrapolé un coefficient  $K_1 = 1,5$  pour le premier compartiment, bien que dans celui-ci la loi d'identification choisie ait peu de signification physique.

Il est à noter que les valeurs de  $\alpha$  données dans la littérature pour des processus diffusifs varient entre 0,5 et 0,8.

Nous pouvons maintenant donner une expression complète de la loi de cristallisation.

La quantité de sucre cristallisé formée par unité de temps est proportionnelle au coefficient de transfert de matière que nous venons de déterminer, à la différence de concentration  $C_{\text{SOL}} - C_{\text{SAT}}$ , et à la surface des cristaux préexistants. Elle est donc proportionnelle au degré de sursaturation, ou avec la définition que nous avons choisie pour  $\lambda$ , à  $\lambda - 1$ .

$$\text{Nous avons } CF_n = K' K_1 d^{1,1} (\lambda - 1) \cdot \sigma \cdot N$$

$CF_n$     quantité de cristaux formés dans le compartiment/unité de temps

$\sigma$        surface d'un cristal

$N$        nombre de cristaux dans le compartiment.

Pour le calcul de  $\lambda$ , nous avons pris comme  $(S/E)_{\text{SAT}}$  les valeurs des tables de Grut qui semblent bien adaptées pour les sirops traités par le cristalliseur de référence. Le choix d'autres valeurs (Herzfeld, Vavrinecz) entraîne seulement la modification d'un coefficient de proportionnalité et ne change en rien l'allure de la loi.

La surface d'un cristal est proportionnelle à la puissance 2/3 de son volume, donc de sa masse multipliée par un terme qui dépend de la forme du cristal. Les cristaux de saccharose sont monocliniques, mais présentent entre eux certaines différences de développement des faces.

Aussi à la formule de Kucharenko  $\sigma = 4,12 \sqrt[3]{p^2}$  ( $p$  poids du cristal), nous avons préféré  $\sigma = 4,5 \sqrt[3]{p^2}$  qui représente une moyenne des types usuels de cristaux.

Soit encore pour un cristal  $\sigma = 4,5 \left( \frac{C_n}{\rho_{CR} N} \right)^{2/3}$

$C_n$  quantité de sucre cristallisé dans le compartiment n

D'où finalement

$$\begin{aligned} CF_n &= 4,5 \left( \frac{C_n}{\rho_{CR} N} \right)^{2/3} K' K_1 d^{1,1} (\lambda-1) \\ &= 4,5 \left( \frac{C_n}{\rho_{CR} N} \right)^{2/3} \end{aligned}$$

#### V. LE MODELE GLOBAL - SES LIMITES

Outre la partie consacrée à la cristallisation proprement dite, le modèle va se fonder sur les lois suivantes :

- a) Constance de la quantité de masse cuite présente dans un compartiment. Cette hypothèse se déduit en fait de deux autres.

$\alpha$  le volume de masse cuite est constant autrement dit le niveau l'est aussi. C'est une des hypothèses générales (Chapitre 2A, 1)

$\beta$  la densité de masse cuite est inchangée. Pour cela il faut que le brix et le taux d'impuretés soit constant

Toutefois les variations susceptibles de se produire n'entraînent qu'une faible variation de la densité. Ainsi le passage du brix d'un compartiment de 84 à 85, ce qui est considérable, implique une variation corrélative de la densité de 1,445 à 1,454. Dans la pratique, on peut admettre que les fluctuations ne dépassent pas 0,5 %.

Il y a donc conservation de la masse ce qui s'écrit :

$$\frac{dM_n}{dt} = m_{n-1} - m_n + q_n - E_n = 0$$

- $M_n$  masse présente dans le compartiment n  
 $m_n$  débit de masse cuite sortant du compartiment n  
 $m_{n-1}$  débit de masse cuite sortant du compartiment n-1  
 $q_n$  quantité de sirop d'alimentation ajoutée dans le compartiment n  
 $E_n$  quantité d'eau évaporée dans le compartiment n

- b) Conservation des matières sèches

Nous écrirons de même

$$\frac{dS_n}{dt} = s_{n-1} - s_n + q_n b$$

- $S_n$  quantité de matières sèches présente dans le compartiment n  
 $s_n$  débit de matières sèches sortant du compartiment n  
 $s_{n-1}$  débit de matières sèches sortant du compartiment n-1  
 $b$  brix du sirop d'alimentation.

$\frac{dS_n}{dt} = 0$  en régime permanent mais peut devenir  $\neq 0$  si le brix ou le débit du sirop d'alimentation varie.

- c) Conservation du sucre cristallisé

$$\frac{dC_n}{dt} = c_{n-1} + CF_n - c_n \quad (= 0 \text{ en régime permanent})$$

- $C_n$  quantité de sucre cristallisé dans le compartiment n  
 $c_n$  débit de sucre cristallisé sortant du compartiment n  
 $c_{n-1}$  débit de sucre cristallisé sortant du compartiment n-1

avec  $CF_n = 4,5 \left( \frac{C_n}{\rho_{CR} N} \right)^{2/3} K' K_1 d^{1,1} (\lambda - 1)$  comme nous l'avons établi

précédemment.

- d) Critère de formation de "fines" (voir annexe C)

Différents critères ont été proposés pour expliquer l'apparition de nouveaux germes mais deux ont particulièrement retenu notre attention

Le premier est très simple mais n'explique pas pourquoi des "fines" se forment parfois dans le compartiment 7 où la sursaturation  $\lambda$  est assez faible. Le deuxième répond à cette objection et de plus est conforme aux essais menés en laboratoire sur des solutions pures à 75°C qui mettent en évidence un seuil critique de la vitesse de cristallisation. Nous avons étendu ce résultat au cas des solutions faiblement impures.

La taille des nouveaux cristaux ainsi formés est inférieure à celle des cristaux introduits dans l'appareil et qui y ont normalement grossi. Toutefois afin de simplifier le modèle nous avons supposé que le dépassement du seuil critique se traduisait par une augmentation du nombre des cristaux dans le compartiment considéré, augmentation qui se transmet peu à peu aux compartiments suivants. Nous avons supposé en outre que cette croissance était proportionnelle au dépassement de la vitesse limite.

Il s'agit là d'une approximation grossière, mais la notion de "prises de fines" est surtout qualitative et on ne peut au mieux qu'évaluer le pourcentage en masse des cristaux inférieurs à une taille donnée. Encore cette mesure n'intervient elle qu'un certain temps après le début de la formation.

- Constance de la quantité d'eau évaporée par compartiment (à débit de vapeur fixé). Les coefficients d'échange thermique et les tonnages d'eau évaporée qui leur sont liés sont déterminés par un programme auxiliaire basé sur les bilans globaux de consommation du cristalliseur et les brix dans chaque compartiment.

- Conservation des impuretés. Les impuretés contenues dans le sirop initial sont censées rester en totalité dans l'eau-mère. Cette hypothèse est largement justifiée par le fait que les impuretés sont parfaitement incristalisables.

- Densité des impuretés = densité du sucre (1,585). Cette hypothèse est destinée à faciliter le calcul des masses contenues dans les différents compartiments. Avec les taux d'impuretés usuels (5 à 7 %, moins

encore si l'appareil est utilisé en raffinerie) l'erreur commise est très faible.

- Homogénéité de la masse cuite. Cela signifie que les paramètres (brix, sursaturation, pureté, pourcentage de cristaux) sont identiques en tout point, qu'en particulier il n'existe pas de "zones mortes" pour l'écoulement de zones de surchauffe, de courants de densité différentes. La bonne agitation régnant au sein de la masse cuite permet de tenir cette assertion pour vraie et de négliger d'éventuelles perturbations locales.

- Pour l'étude des conditions générales de fonctionnement, nous ne tiendrons pas compte de la dispersion des cristaux, mais considérerons qu'ils ont tous la taille moyenne définie par analyse d'un échantillon et corrélativement qu'ils circulent tous à la même vitesse. L'évolution du coefficient de variation fera l'objet du Chapitre 2 B.

- L'introduction des régulations ne pose pas de problème particulier. Toutes les régulations montées sur le cristalliseur continu sont de type P, P I ou P I D avec quelquefois des retards. Nous avons introduit un test de saturation des vannes, d'alimentation en sirop et un de limitation d'extraction de la masse cuite.

Le modèle a été élaboré à partir des conditions du régime permanent. Cependant, avec quelques précautions, il peut-être appliqué au cas de perturbations importantes (bouchages, fuites au faisceau) et aux régimes transitoires tels que ceux qui se produisent lors du démarrage et de l'arrêt de l'installation.

Les restrictions à son emploi résident :

- dans la pureté des sirops. Les coefficients de la loi de cristallisation doivent être revus dans le cas de sirops de raffinerie (pureté > 99) ou de 2<sup>e</sup> et 3<sup>e</sup> jet (pureté < 90), ou encore dans celui où l'on se trouve en présence d'une forte teneur en impuretés spécifiques.

- Lors de certaines perturbations exceptionnelles, telles que des chutes importantes de vide.

- Dans certains types de fonctionnement par exemple en cas de grainage par injection d'air comprimé, qui ne permettent pas une détermination même approchée du nombre de cristaux ; ou bien lors de l'utilisation de semence trop fine, de magma trop peu concentré, parce qu'il se produit des dissolutions

au moins partielles des germes introduits.

## 2.B. ETUDE DE LA DISPERSION DES CRISTAUX

### 1. DONNEES INDUSTRIELLES

La granulométrie des cristaux de sucre, pour des raisons tant techniques que commerciales, occupe une place particulière dans les préoccupations des responsables de la fabrication et mérite de ce fait une étude particulière. Il importe en effet que les cristaux produits soient les plus réguliers possible. A défaut de pouvoir les obtenir tous identiques, on cherche à diminuer leurs imperfections (malformations ou formations incomplètes, agglomérats) et la dispersion des tailles. Le premier point est très bien rempli par le cristalliseur continu et nous ne nous y attacherons pas. Pour le deuxième, les sucriers définissent une ouverture moyenne (O.M.) à savoir la moyenne de la plus grande dimension des cristaux et un coefficient de variation (C.V.)

$$\text{C.V. (en \%)} = \frac{\text{Ecart-type}}{\text{ouverture moyenne}}$$

C'est le C.V. qu'il faut réduire au maximum.

Toutes les descriptions et valeurs expérimentales données dans cette section concernent le prototype installé en raffinerie.

Ouverture moyenne et coefficient de variation sont déterminés à chaque poste par la méthode suivante :

-Un échantillon de 100 grs de sucre cristallisé est placé sur une batterie de tamis à mailles de plus en plus fines ; on pèse le sucre déposé sur chaque tamis et en supposant que ce "refus" a la taille des mailles qui l'ont arrêté, on reporte les valeurs trouvées sur un papier millimétré et on trace une droite "moyenne" (Annexe A). Pour déterminer le C.V. et l'O.M. on utilise deux des points de la droite précédente (16 et 84 % de l'échantillon). Cette technique présente l'avantage d'être simple et rapide, et de fournir ainsi un contrôle aisé de la qualité de la fabrication.

Les résultats donnés à la figure 9 permettent de constater que :

- les C.V. sont assez réguliers pour une même semence et des O.M. finales du même ordre.

- Petits cristaux -

- Gros cristaux -

| Date   | O M (mm) | C V (%) | Date   | O M (mm) | C V (%) |
|--------|----------|---------|--------|----------|---------|
| 5 - 4  | 0.66     | 45      | 11 - 4 | 0.73     | 46      |
| 6 - 4  | 0.66     | 45      | 12 - 4 | 0.72     | 42      |
| 7 - 4  | 0.66     | 44      | 13 - 4 | 0.72     | 43      |
| 8 - 4  | 0.66     | 44      | 14 - 4 | 0.76     | 42      |
| 17 - 4 | 0.69     | 54      | 15 - 4 | 0.75     | 41      |
| 22 - 4 | 0.68     | 44      | 18 - 4 | 0.87     | 37      |
| 25 - 4 | 0.69     | 43      | 19 - 4 | 0.77     | 41      |
| 26 - 4 | 0.63     | 44      | 19 - 4 | 0.75     | 47      |
| 27 - 4 | 0.55     | 50      | 20 - 4 | 0.79     | 40      |
| 28 - 4 | 0.59     | 46      | 21 - 4 | 0.80     | 40      |
| 29 - 4 | 0.56     | 44      | 22 - 4 | 0.81     | 32      |

Figure 9 A O.M. et C.V., regroupés par taille, d'échantillons analysés durant un mois.

| Taille des mailles<br>du tamis en $\mu$ | Refus pour cent. | Refus cumulé pour Cent. |
|-----------------------------------------|------------------|-------------------------|
| 200                                     | 5                | 100                     |
| 250                                     | 7                | 95                      |
| 315                                     | 21               | 88                      |
| 400                                     | 25               | 67                      |
| 500                                     | 11               | 42                      |
| 630                                     | 18               | 31                      |
| 800                                     | 5                | 13                      |
| 1 000                                   | 4                | 8                       |
| 1 250                                   | 4                | 4                       |

O.M. = 0,69 mm

C.V. = 38 %

Figure 9 B - Analyse granulométrique d'un échantillon présentant 2 maxima dans la répartition.



- le C.V. tend à diminuer lorsque l'O.M. augmente
- la présence de "fines" entraîne une nette augmentation du C.V.
- l'existence de deux types de population (figure 9, B) est un facteur défavorable.

Ce procédé appelle toutefois un certain nombre de réserves.

α] sur la méthode elle-même

Les cristaux accumulés sur un tamis ont une taille supérieure et non égale à celle des mailles de ce tamis. Nous avons pris comme taille de référence la demi-somme de la taille de la maille du tamis considéré et de celle du tamis supérieur. D'autre part, pour éliminer les imprécisions du tracé graphique, nous avons fait calculer les O.M. et les C.V. par l'ordinateur suivant les formules :

$$O.M. = \frac{\sum_{i=1}^q a_i x_i}{\sum_{i=1}^q a_i} = \bar{x}$$

$x_i$  taille de la classe  $i$   
 $a_i$  quantité de cristaux déposée sur le tamis  $i$ , constituant la classe  $i$ .

$$C.V. (en \%) = \left( \frac{\sum_{i=1}^q a_i (x_i - \bar{x})^2}{\sum_{i=1}^q a_i} \right)^{1/2} \frac{100}{O.M.}$$

q, nombre de tamis est dans la plupart des analyses égal à 9.

Les résultats (voir figure 10) montrent que dans la plupart des cas la méthode graphique de détermination du C.V. donne un écart de l'ordre de 1,5 à 2 % par rapport au calcul.

β] sur la représentativité de l'échantillon. L'échantillon analysé est prélevé à la sortie du sécheur, il est donc tamisé directement ce qui rend plus facile la mesure. Mais les cristaux ont alors subi les opérations successives de malaxage, turbinage et séchage. L'échantillon n'est alors plus parfaitement représentatif du produit fabriqué par le cristalliseur.

| Méthode graphique |      | Méthode numérique |      |
|-------------------|------|-------------------|------|
| O.M.              | C.V. | O.M.              | C.V. |
| 0.78              | 31   | 0.80              | 34   |
| 0.78              | 41   | 0.79              | 42   |
| 0.80              | 36   | 0.81              | 37   |
| 0.73              | 37   | 0.75              | 39   |
| 0.69              | 38   | 0.70              | 41   |

Figure 10. Comparaison des résultats des méthodes graphique et numérique de détermination d'O.M. et C.V. pour quelques échantillons.

| Semence ordinaire                    |                 | Semence "Surfin"             |                 |
|--------------------------------------|-----------------|------------------------------|-----------------|
| Taille des mailles du tamis en $\mu$ | Refus pour cent | Taille des mailles du tamis. | Refus pour cent |
| 63                                   | 15.2            |                              | 1.2             |
| 80                                   | 18.1            |                              | 1.5             |
| 100                                  | 20.1            | même série                   | 2.2             |
| 125                                  | 30.2            | que                          | 22.7            |
| 160                                  | 10.2            | ci-contre.                   | 31.1            |
| 200                                  | 1.3             |                              | 15.2            |
| 250                                  | 2.6             |                              | 23.3            |
| 315                                  | 1.4             |                              | 1.9             |
| 400                                  | 0.8             |                              | 0.8             |
| 500                                  | 0.1             |                              | 0.1             |

O.M. = 0,13 mm    C.V. = 46 %                      O.M. = 0,20 mm    C.V. = 32 %

Figure 11. Analyse granulométrique de la semence ordinaire et de la semence "surfin" utilisée pendant les essais.



## II. LES ESSAIS

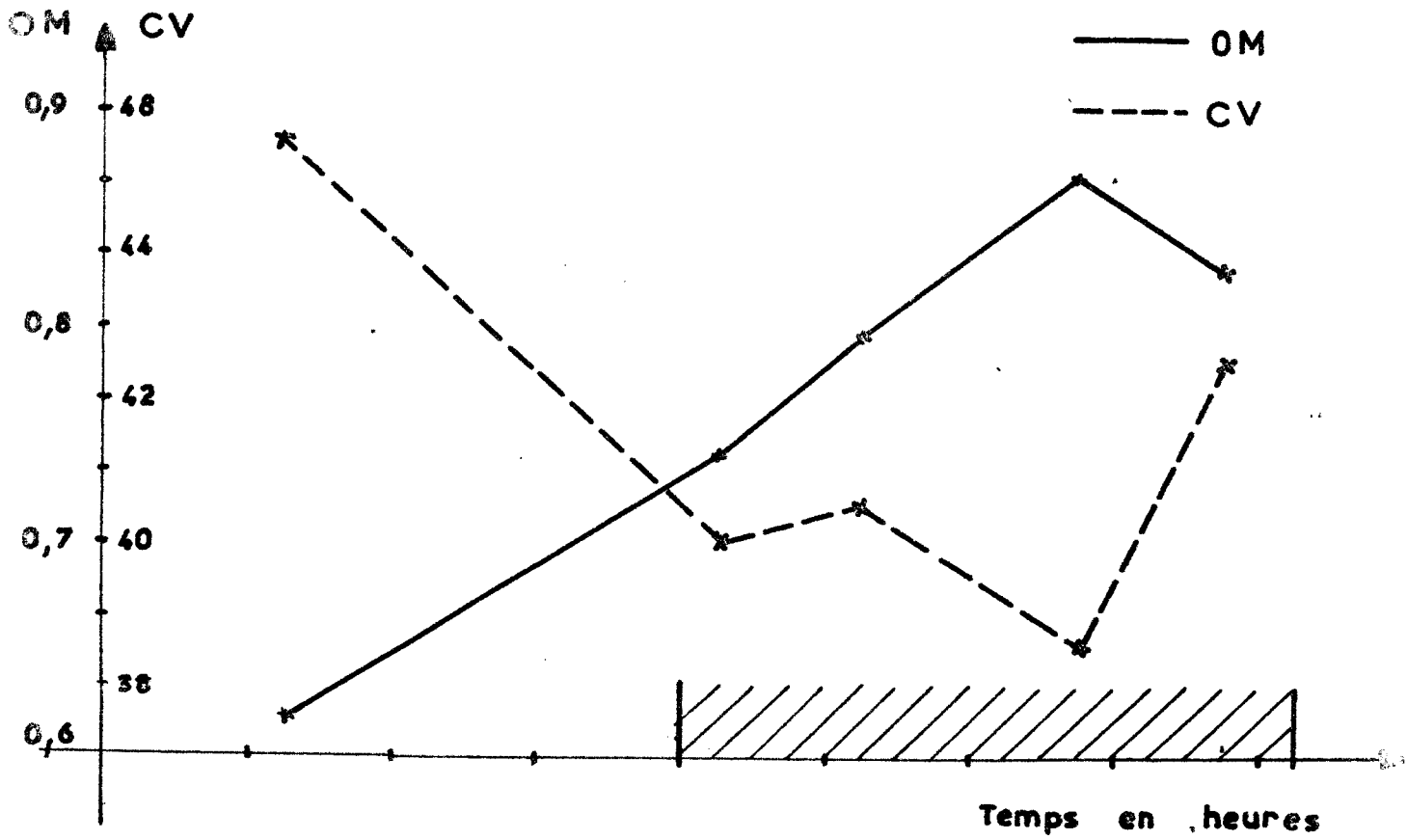
Pour étudier l'évolution du C.V. nous avons procédé à une série d'essais sur un cristalliseur continu employé en raffinerie. La procédure expérimentale était la suivante : toutes conditions étant maintenues égales par ailleurs, on remplace la semence ordinaire par une semence mieux calibrée (voir fig. 11). Après une période transitoire de 2Hres environ nécessaire pour que s'établisse un nouveau régime permanent, on mesure sur l'appareil les O.M. et C.V. ainsi que les brix et puretés - témoins du régime de fonctionnement. Pour l'étude du C.V. nous avons d'une part :

- prélevé des échantillons après séchage pour disposer de points de comparaison avec les résultats d'exploitation.

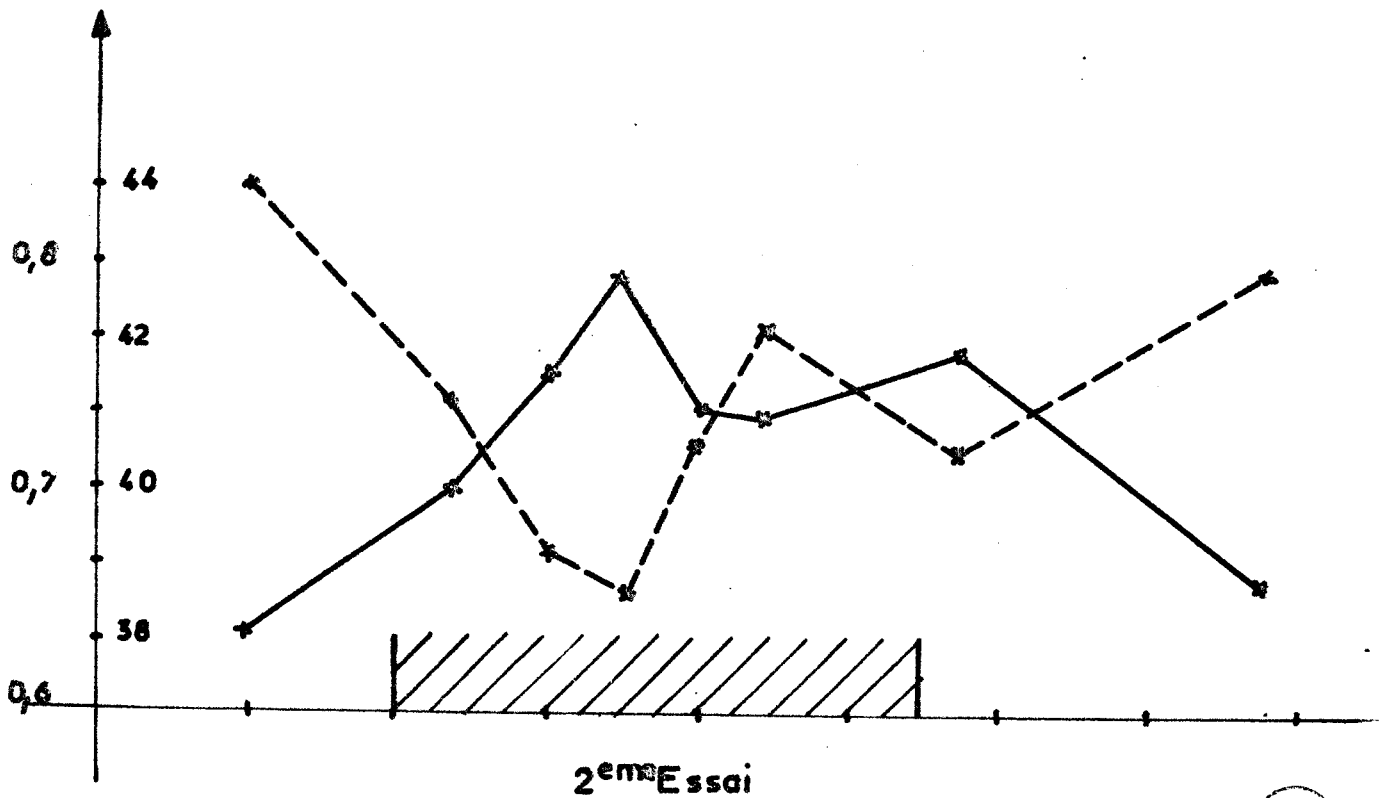
- prélevé des échantillons de masse cuite dans les différents compartiments. Ces échantillons sont centrifugés, lavés à l'alcool, séchés puis tamisés. Toutefois l'arrêt immédiat de la cristallisation lors du prélèvement et la séparation des cristaux de l'eau-mère ne sont pas réalisables parfaitement. L'incertitude sur les résultats (3 % environ) est donc plus élevée que pour les mesures classiques. D'autre part, nous n'avons pu appliquer cette méthode aux premiers compartiments, où les cristaux sont encore de faible taille, car il faut utiliser dans ce cas une toile très fine (40  $\mu$ ) dont les trous sont colmatés lors du turbinage. Malgré ces difficultés, un certain nombre d'analyses ont été menées à bien et ont fourni de précieuses indications.

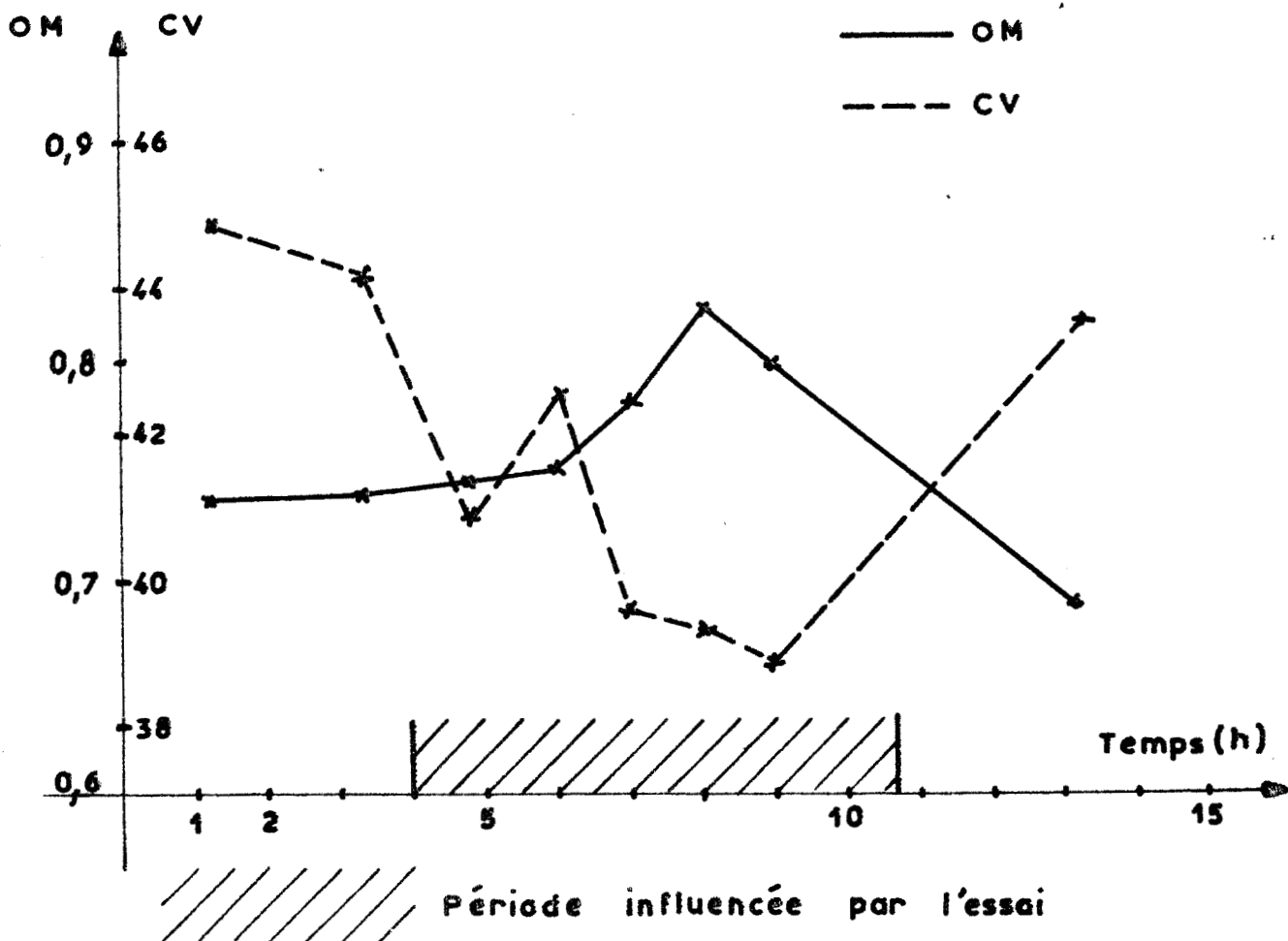
Malgré les obstacles techniques (longueur des analyses, difficulté de maintenir constant les paramètres de fonctionnement pendant les expériences) et surtout la gêne occasionnée à la fabrication (production de cristaux de taille non souhaitée, consommation de plusieurs tonnes de sucre commercialisable) trois essais ont été effectués. Leurs résultats se sont avérés cohérents.

Dans les trois cas on a observé une augmentation de l'O.M., prévisible puisque la semence employée était plus grosse, et une diminution du C.V. (figure 12). Le gain obtenu par rapport aux conditions normales était de 5 à 7 points. Une prise de fines a cependant été observée, due à l'insuffisance de la quantité de semence. Nous avons dans les essais 2 et 3 accru la quantité de semence par rapport au régime normal, mais nous n'avons pu dépasser



1er Essai





3<sup>eme</sup>Essai

**Fig 12 : ESSAIS DE GRAINAGE**

avec une semence plus grosse et mieux calibrée



C.V. et O.M. par compartiment.

(Les résultats sont quelque peu optimistes en ce qui concerne le C.V., les plus petits cristaux ayant été éliminés au turbinage).

| Compartiment | 3    | 4    | 5    | 6    |
|--------------|------|------|------|------|
| O.M.         | 0.43 | 0.53 | 0.67 | 0.80 |
| C.V.         | 40.8 | 37.3 | 37.2 | 40.0 |

Ces analyses ont été effectuées lors du 2<sup>ème</sup> essai.

Evolution des brix.

| N° du compartiment.                | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     |
|------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix masse cuite avant essais.     | 80.50 | 81.00 | 81.97 | 82.75 | 85.05 | 86.17 | 90.10 |
| Brix masse cuite pendant l'essai 1 | 80.10 | 80.87 | 81.47 | 84.27 | 86.05 | 87.32 | 90.60 |
| Brix eau-mère avant essais.        | 81.22 | 81.35 | 81.60 | 80.62 | 79.20 | 80.25 | -     |
| Brix eau-mère pendant l'essai 1    | 81.60 | 82.10 | 82.10 | 82.10 | 82.75 | 82.62 | 79.32 |

La courbe des Brix n'a pu être maintenue constante pendant la période d'essais, mais les écarts sont faibles et les résultats en ce qui concerne la granulométrie ont été obtenus dans des conditions très voisines. L'élévation brutale du brix entre 3 et 4 est toutefois un facteur favorable à la prise de "fines" dans le 4.

Figure 13. Autres résultats des essais de grainage

250 kg/h par suite des limitations imposées par le système d'alimentation. La figure 13 donne les résultats des analyses effectuées.

Une première constatation s'impose sur le plan du grossissement. La loi de cristallisation adoptée respecte l'évolution des O.M. En ce qui concerne les C.V. on peut en premier lieu remarquer la concordance entre les analyses faites à partir de la masse cuite et à partir du séchoir. Quant à l'évolution des C.V. par compartiment, il est difficile en raison des incertitudes sur les résultats d'en tirer des conclusions directes ; aussi allons-nous essayer de la reproduire au moyen des simulations successives.

### III. ETUDE DE LA DISPERSION SUIVANT DIFFERENTES HYPOTHESES SUR LE TEMPS DE SEJOUR DES CRISTAUX DANS L'APPAREIL

Pour déterminer la dispersion, il faut connaître trois facteurs :

- la granulométrie de la semence (cf. figure 11)
- la loi de grossissement des cristaux en fonction du temps. Nous en avons fait une identification au paragraphe 2 A 3.
- le temps de croissance, c'est-à-dire le temps de séjour des cristaux dans l'appareil. C'est là bien sûr que réside la plus importante difficulté et que l'emploi d'un calculateur numérique va se révéler particulièrement utile.

Nous avons donc simulé la cristallisation suivant diverses hypothèses et confronté les résultats avec les données expérimentales.

#### HYPOTHESES :

$\alpha$  le temps de séjour des cristaux est constant. Cette hypothèse est fautive en toute rigueur, car elle signifierait à la limite que des germes tous identiques donneraient à la sortie des cristaux tous identiques. Or les expériences (réf. 12) effectuées avec des cristaux très bien calibrés suffisent à montrer que cette hypothèse est insuffisante. Toutefois on pourrait considérer qu'il existe au sein du cristalliseur des courants de circulation assez réguliers pour qu'on puisse s'en servir comme première approximation.

$\beta$  le temps de séjour des cristaux est distribué suivant une loi normale. Cette hypothèse suppose que le mélange est parfait et elle est sûrement proche de la réalité dans le cas de cristaux pratiquement identiques. Hill a montré

que dans ce cas, et en supposant la vitesse de grossissement constante, le C.V. était donné par :

$$(Réf. 14) \quad C.V. = \frac{100}{\sqrt{n+3}} \quad n \text{ étant le nombre de compartiments.}$$

On arrive ainsi pour un cristalliseur à sept compartiments à un C.V. de 31,7 % généralement inférieur à la réalité. Il faut alors vérifier si cet écart est dû uniquement à la loi de cristallisation ou si l'hypothèse faite sur le temps de séjour est mise en cause.

Afin de réaliser cette simulation, nous sommes partis des neuf classes de cristaux définies lors des tamisages de semence. Les contraintes imposées par la technique du numérique nous ont conduit à généraliser cette division en classes aussi bien pour le grossissement que pour le passage d'un compartiment au suivant. Nous avons pour des raisons pratiques limité à 25 le nombre des classes de tailles et à 15 celui des classes de temps de séjour. Ceci a entraîné un reclassement avant l'entrée dans un nouveau compartiment à l'aide d'une série de tests, conformément à l'organigramme de la figure 14.

λ Les plus gros cristaux séjournent moins longtemps que les plus petits.

Cette hypothèse implique que la vitesse de circulation que la vitesse relative liquide/cristaux est liée à la taille des cristaux. Là encore nous avons procédé à une division des cristaux en classes et nous avons envisagé plusieurs cas (figure 15).

#### A. Trois classes de grossissement

|                   |                                |
|-------------------|--------------------------------|
| Classe 1 (gros)   | 110 % du temps de séjour moyen |
| Classe 2 (moyens) | 100 % du temps de séjour moyen |
| Classe 3 (petits) | 90 % du temps de séjour moyen. |

#### B. Trois classes de grossissement

|          |                                |
|----------|--------------------------------|
| Classe 1 | 120 % du temps de séjour moyen |
| Classe 2 | 100 % du temps de séjour moyen |
| Classe 3 | 80 % du temps de séjour moyen. |

Notations des organigrammes des figures 14 et 15.

$ta_j$       taille des cristaux de la classe j  
 $Qa_j$       débit masse des cristaux de la classe j  
N          nombre de classes.

Pour la Figure 14.

$K_{\max}$       nombre de pas de calculs par classe de temps de séjour  
 $j_{\max}$       nombre de classes de temps de séjour  
 $ta'_j$       taille des cristaux de la classe j après grossissement.  
 $Qa'_j$       débit des cristaux de la classe j après grossissement  
 $ta'_r$       |      nouvel indiçage pour la table de rangement  
 $Qa'_r$       |      générale des classes de cristaux sortant d'un compartiment.

Pour la Figure 15.

$P_1, P_2, P_3$       nombre de pas de calculs suivant la classe de grossissement  
 $\alpha_{\inf}, \alpha_{\sup}$       coefficients de détermination des classes de grossissement.

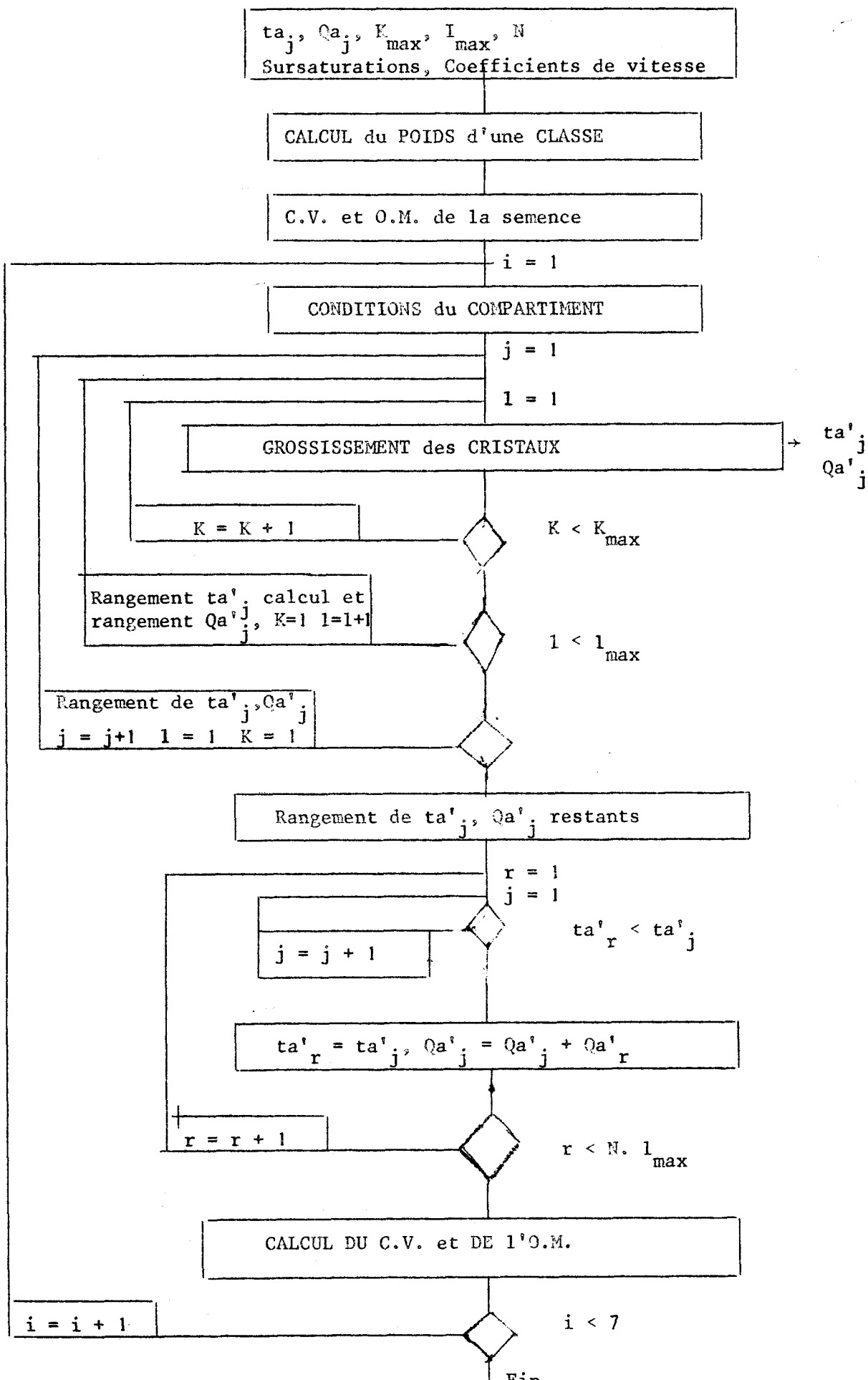


Fig. 14 - PROGRAMME de CALCUL des C.V.

Fin (Temps de séjour suivant une loi normale)



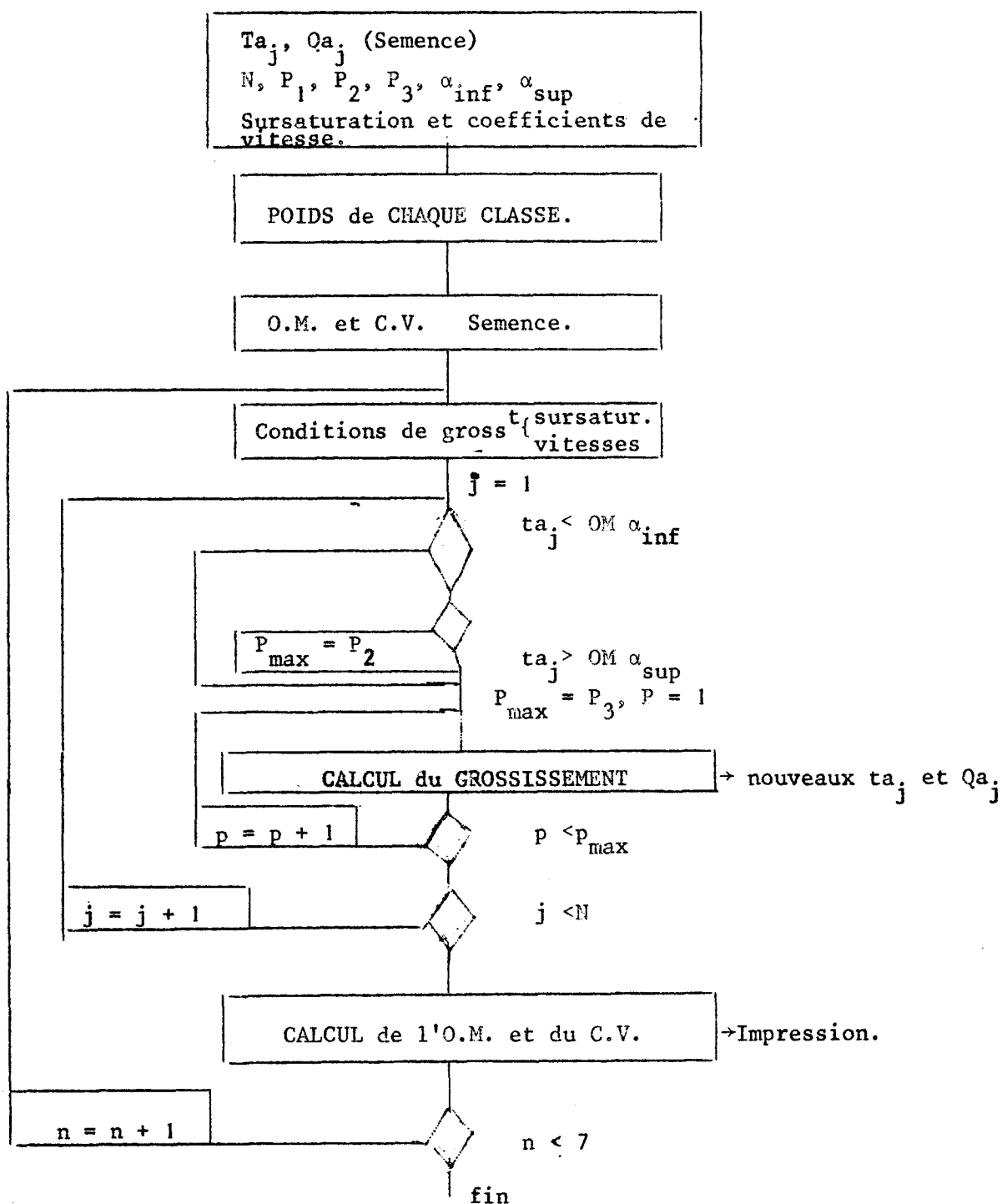


Figure 15 - CALCUL DES C.V. (TEMPS DE SEJOUR = f (TAILLE))

I. Temps de séjour constant.

|           | Semence. | C 1  | C 2  | C 3  | C 4  | C 5  | C 6  | C 7  |
|-----------|----------|------|------|------|------|------|------|------|
| O.M. (mm) | 0.13     | 0.22 | 0.27 | 0.34 | 0.41 | 0.50 | 0.58 | 0.64 |
| C.V. (%)  | 48       | 53   | 56   | 58   | 60   | 63   | 64   | 66   |

II. Temps de séjour différent suivant la taille des cristaux.

Semence ordinaire (S.O.)                      O.M. = 0,139 mm  
C.V. = 45,0 %

Semence calibrée (S.C.)                      O.M. = 0,203 mm  
C.V. = 33,6 %

Résultats à la sortie du compartiment 7.

|      | Cas A |      | Cas B |      | Cas C |
|------|-------|------|-------|------|-------|
|      | S.O.  | S.C. | S.O.  | S.C. | S.O.  |
| O.M. | 0.62  | 0.91 | 0.47  | 0.78 | 0.88  |
| C.V. | 42.8  | 26.0 | 35.6  | 18.7 | 30.3  |

III. Temps de séjour réparti suivant une loi normale.

|      | S.O. | S.C. | Cristaux de taille<br>identique 0,11 mm |
|------|------|------|-----------------------------------------|
| O.M. | 0.73 | 0.38 | 0.58                                    |
| C.V. | 39.6 | 37.5 | 37.5                                    |

(Les calculs sont faits dans les conditions de grossissement rencontrées en sucrerie).

Figure 16. Résultats des programmes de calcul de l'O.M. et du C.V.



C. Cinq classes de grossissement (120, 110, 100, 90, 80 % du temps de séjour moyen).

#### IV. CONCLUSIONS

Les résultats des trois programmes sont groupés dans le tableau de la figure 16.

Tous trois respectent les tendances dégagées par l'examen des résultats expérimentaux, mais quantitativement leur précision est très différente.

- l'hypothèse  $\alpha$  donne des résultats trop pessimistes en ce qui concerne les semences courantes, trop optimistes avec des cristaux très réguliers. Sa simplicité peut toutefois la rendre intéressante pour la prédétermination d'un cristalliseur.

- l'hypothèse  $\beta$  est celle qui donne les résultats les plus conformes à la réalité. Ils semblent corrects dans le cas de cristaux tous identiques, mais ce cas est pratiquement irréalisable. On observe aussi un certain "écrasement" des résultats obtenus pour des semences différentes qui peut-être dû soit à des phénomènes physiques mineurs soit aux approximations de la réalisation.

- l'hypothèse  $\gamma$  suit assez mal l'évolution du phénomène malgré des résultats parfois proches de la réalité. Intuitivement on peut penser que cette hypothèse est trop rigide et qu'elle ne tient pas compte du brassage des cristaux dans l'appareil.

Dans la suite nous considérerons que le C.V. est déterminé par un temps de séjour obéissant à la loi normale assorti de la loi de cristallisation définie plus haut.

Outre cette identification, les simulations, corroborant les résultats des essais, nous permettent de poser quelques jalons dans la recherche du petit C.V.

- La diminution du C.V. de la semence est un facteur favorable

- L'augmentation de l'O.M. de la semence est un facteur favorable  
Cet accroissement s'accompagne toutefois de la croissance de la vitesse de cristallisation et donc d'un risque de prise de "fines".  
Augmenter la taille de la semence, présente un autre intérêt parce que le mode d'introduction des germes implique qu'ils transitent dans une solution légèrement sous-saturée sous peine de provoquer une cristallisation prématurée avec bouchage de la tuyauterie.



La taille des cristaux pénétrant dans le compartiment 1 est ainsi inférieure à la taille initiale des germes et les plus petits cristaux peuvent même disparaître. Augmenter la taille conduit certes à augmenter la quantité de semence nécessaire, et corollairement à diminuer le rendement de l'installation. Actuellement le débit de semence étant de 200kg/h pour  $17_{T/h}$  de cristaux produits, une augmentation même du simple au double aurait très peu de répercussion, surtout s'il est possible de diminuer le temps de séjour.

- Nous n'avons pas examiné en détail l'influence des perturbations sur le C.V. à l'exception d'une simulation de l'évolution des C.V. dans le cas où des fines apparaîtraient dans le 4<sup>ème</sup> compartiment (voir résultats annexe C.). Il est de toute façon évident qu'une perturbation entraînant une modification du C.V. se trouvera répercutée à la sortie du cristalliseur et à celle du sécheur.

- Un recyclage des cristaux avec reclassement à la fin du cristalliseur, et mieux encore après chaque compartiment serait un facteur certain d'amélioration. Les difficultés techniques et le coût de la réalisation nous ont fait écarter une étude de cette solution.

Le modèle ainsi complété peut maintenant simuler les réactions du cristalliseur continu face à diverses modifications de ses entrées. Ce sera l'objet du chapitre III.

### CHAPITRE III

---

|                                                 |
|-------------------------------------------------|
| SIMULATION DU CRISTALLISEUR EN REGIME DYNAMIQUE |
|-------------------------------------------------|

Après un exposé rapide des moyens employés pour la mise en oeuvre du modèle, nous allons examiner les réponses qu'il fournit à différentes sortes de changement de régime et vérifier leur conformité aux constatations effectuées en pareil cas sur l'appareil.

#### I. REALISATION ANALOGIQUE

Pour visualiser plus aisément les résultats et ajuster rapidement les paramètres réglables, nous avons tout d'abord effectué une simulation analogique.

Devant l'importance du matériel nécessaire, nous n'avons simulé que le compartiment 7 qui joue un rôle essentiel, et le compartiment 3 pris en quelque sorte comme référence des six premiers. Nous avons en outre adopté un modèle simplifié de la cristallisation, en mettant la loi de grossissement des cristaux sous la forme.

$$CF_n = A (\lambda - 1) C_n^{2/3} \text{ où } A \text{ est un coefficient constant.}$$

Pour un seul compartiment et un régime donné, cette simplification était admissible en première approximation. Le modèle ne comportait pas de test sur la vitesse de cristallisation.

Le montage a été réalisé selon le schéma de la figure 1. Nous avons pour obtenir la dérivée du signal d'erreur nécessaire à la régulation de brix, échantillonné le signal d'entrée et simulé l'équation aux différences finies (Réf. 42).



Brix MC 3

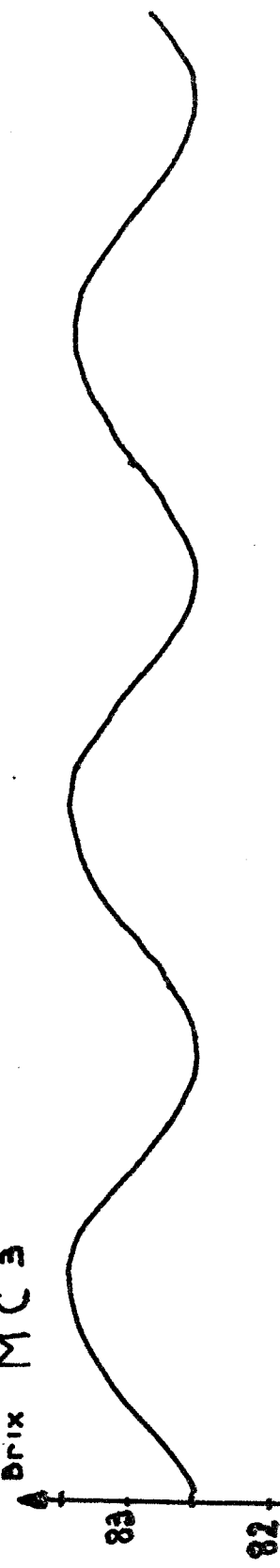
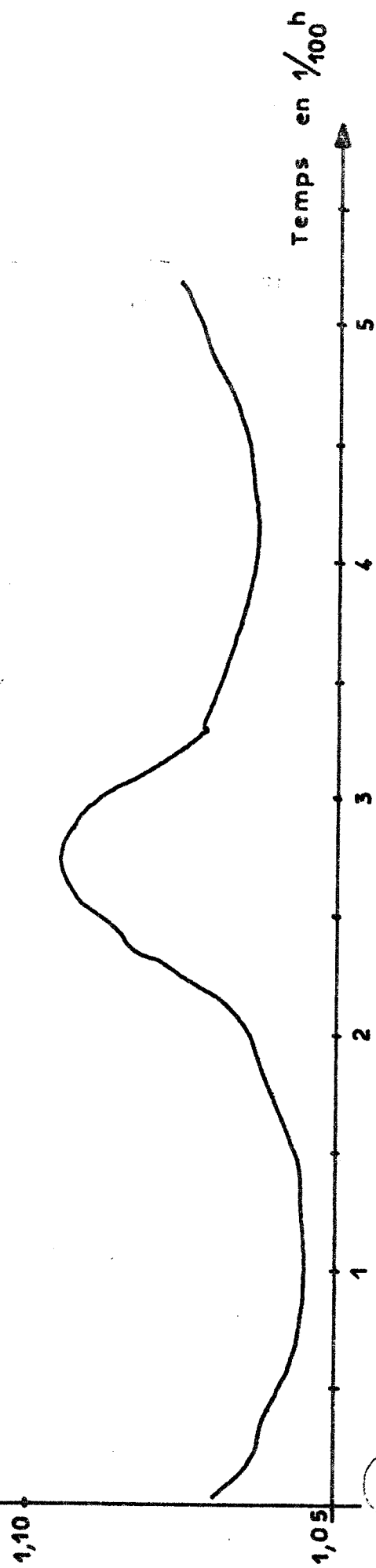
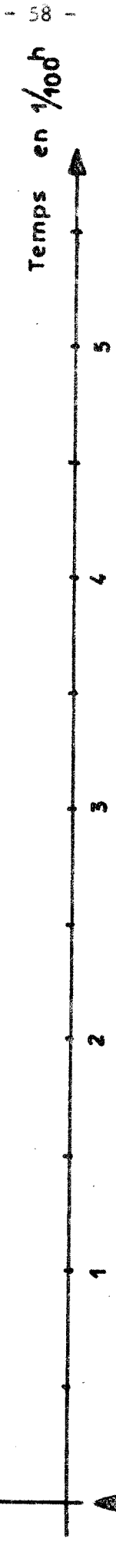


Fig 2 Réponse du modèle analogique à des oscillations sinusoïdales  
sur le brix du sirop d'alimentation (amplitude  $\pm 2^\circ \text{Bx}$ )  
(3<sup>e</sup> compartiment)



BUS  
LILLE

La fonction  $y = x^{2/3}$  a été obtenue au moyen d'un traducteur de fonctions à 10 segments; de plus, devant les mauvais résultats fournis par l'utilisation des multiplieurs en diviseurs, nous avons après changement de variable cablé la fonction  $y = \frac{1}{1-x}$  sur un autre traducteur de fonctions et travaillé en temps accéléré de 10 fois.

A l'aide de ce montage nous avons testé les réactions du cristalliseur aux perturbations suivantes :

$\alpha$  | changement de régime (modification du débit vapeur donc du débit de sirop total).

$\beta$  | variation de la consigne du brix du compartiment 7

$\gamma$  | fluctuation du brix du sirop d'alimentation

$\delta$  | modification de la répartition donc du débit de sirop vers chaque compartiment.

Les résultats (figure 2) ont montré la bonne tenue de l'appareil à des variations de débit de vapeur instantanées jusqu'à  $\pm 12\%$ , et l'efficacité de la régulation terminale pour le maintien de la consigne de brix ; ils ont également dégagé des variations importantes de la sursaturation ce qui favorise la "prise de fines", dans le cas de perturbations sur le brix du sirop d'alimentation.

Toutefois la précision même de la calculatrice analogique (1 %), les erreurs supplémentaires dues à l'emploi de plusieurs traducteurs et multiplieurs, enfin les hypothèses très simplifiées du modèle rendent les résultats quantitativement trop grossiers particulièrement ceux correspondant aux cas  $\beta$  et  $\gamma$

De plus ces simulations partielles ne permettent pas de mettre en relief l'influence globale de la répartition, la transmission des perturbations de compartiment en compartiment plus ou moins amorties ou amplifiées, l'apparition de "fines". Il néglige les retards de la régulation et ne peut calculer les C.V.

## II. REALISATION NUMERIQUE

Pour pallier ces inconvénients, une simulation du modèle a été effectuée sur calculateur numérique, le modèle étant cette fois entièrement conforme aux hypothèses du chapitre II. Le calcul des C.V. a été dissocié pour des raisons matérielles (nombre de mémoires de l'unité centrale, temps de calcul) ce qui pour l'étude des perturbations présente peu d'importance, la loi de cristallisation et le test de formation de "fines" apportant beaucoup d'indications sur les cristaux formés.

Nous avons discrétisé les équations du modèle afin d'exécuter le calcul pas à pas. Le pas de calcul choisi a été de  $5 \cdot 10^{-4}$  heure, quelquefois  $10^{-3}$  heure ce qui fournit une précision amplement suffisante compte-tenu de la lenteur du processus et des approximations faites par ailleurs.

Nous avons vérifié que ce pas de calcul pouvait être fortement accru sans modification notable des résultats (voir le tableau ci-dessous) et pour les simulations partielles destinées à l'identification des coefficients de la loi de cristallisation, il a varié entre 1/1000e et 3/1000e heure.

| Pas de calcul          | Brix<br>M.C. C4 | Sursatu-<br>ration C4 | Débit<br>cristaux<br>C4. | Brix<br>M.C. C3 | Sursatu-<br>ration C3 | Débit<br>cristaux<br>C3 |
|------------------------|-----------------|-----------------------|--------------------------|-----------------|-----------------------|-------------------------|
| 1/1000 <sup>e</sup> h  | 92.20           | 1.0737                | 13.641                   | 87.75           | 1.0770                | 7.663                   |
| 4/1000 <sup>e</sup> h  | 92.20           | 1.0737                | 13.641                   | 87.75           | 1.0770                | 7.663                   |
| 16/1000 <sup>e</sup> h | 92.20           | 1.0733                | 13.643                   | 87.75           | 1.0766                | 7.667                   |

Influence du pas de calcul (Etude faite pour le cristalliseur à magna : Résultats au bout de 35 mn de fonctionnement en régime dynamique).

Nous avons adopté pour le programme une structure conforme à la conception de l'appareil, c'est-à-dire une commande par débit de vapeur. L'organigramme de la figure 3 indique le déroulement des calculs. Les entrées de commande (débit de vapeur, débit de cristaux) sont introduites au clavier, ainsi que les quantités de cristaux présentes dans chaque compartiment, qui définissent les conditions initiales. Le programme comporte alors le calcul de toutes les données du régime initial (brix, débits, quantités de masse cuite dans chaque compartiment). Les perturbations éventuelles à l'exception des variations de consigne en échelon du débit vapeur ou de l'opérateur débit sirop/débit vapeur, apparaissent à ce niveau. Le calcul dans le temps de l'évolution du processus commence alors ; les équations du modèle sont successivement effectuées, ainsi que les tests de sortie qui permettent l'impression des résultats sur la télétype.

Nous avons pour chaque compartiment fait imprimer tous les M pas - M étant généralement pris égal à 100 - les valeurs des grandeurs suivantes :

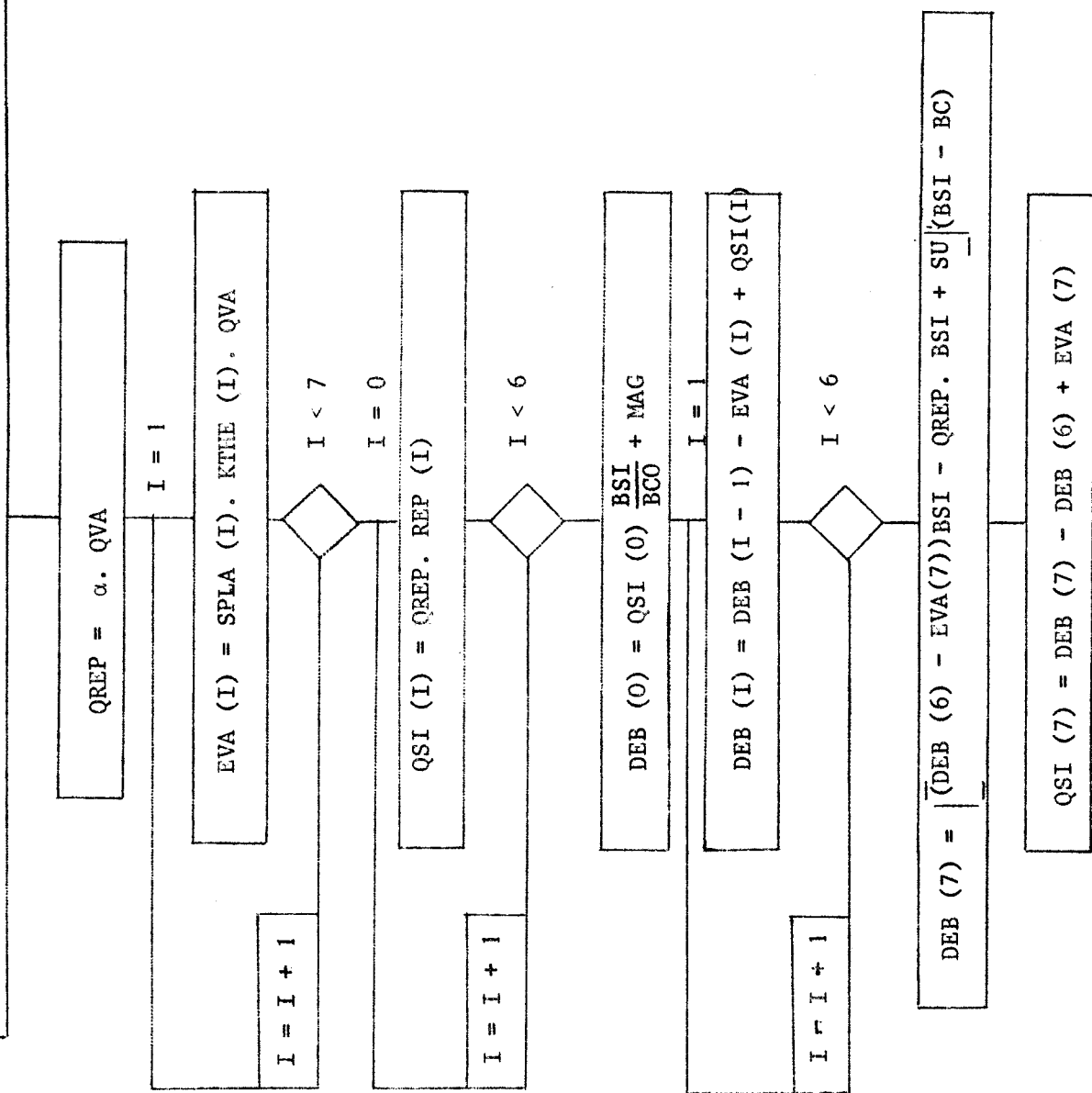
- brix de la masse cuite
- sursaturation de l'eau-mère
- débit de cristaux sortant du compartiment.

Le temps de séjour moyen d'un cristal, le brix de l'eau-mère, la pureté de l'eau-mère, le rendement en cristaux de la masse cuite, la taille moyenne des cristaux sont imprimés tous les 3 M pas ; la vitesse de cristallisation/unité de surface et le débit de masse cuite tous les M ou 3 M pas suivant les applications.

Le programme a été écrit en langage assembleur "flottant" et passé sur un calculateur T 2000 (cf. annexe E).

Ce programme nous a permis de simuler une série de changements de régime, que nous allons maintenant examiner en détail.

QVA, MAG, SU,  $\alpha$ , SPLA (I), KTUE (I), REP (I), BSI, BCO, BC, PRO, DE, DT, IN, QSAT, DENS (I), VOL (I), NC (I), C<sub>in</sub> (I), GRU (I), CC (I), K<sub>1</sub>, K<sub>2</sub>, K<sub>3</sub>, TT1, TT2, TT3, VILIM, UNIT, in<sub>KA</sub>, QC (O)



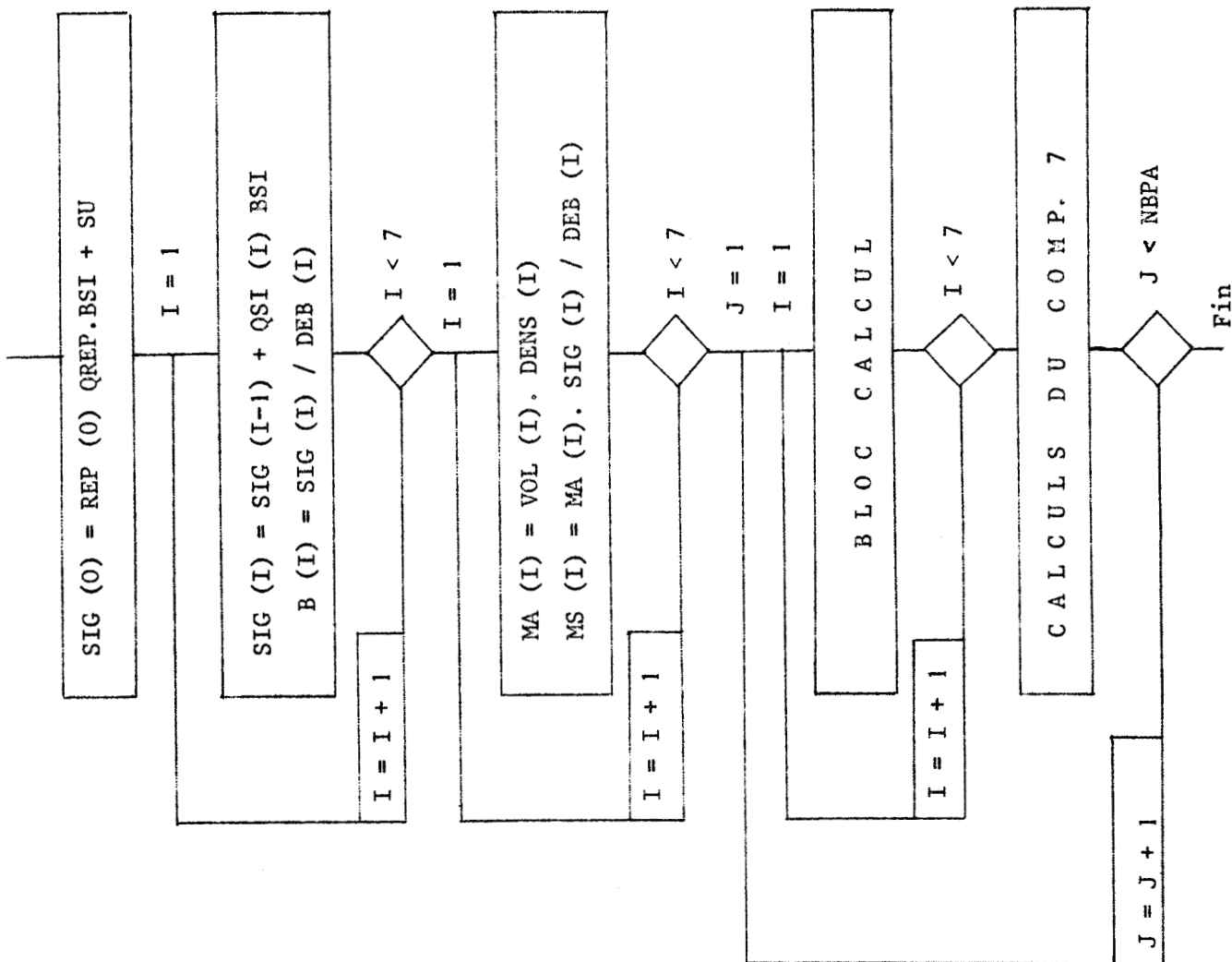


FIGURE 3. ORGANIGRAMME DU PROGRAMME.



```

B (I) = MS (I) / MA (I) → TT1
TS = MA (I) / DEB (I) → TT2
DS (I) = SIG (I) - SIG (I-1) + QSI (I) BSI
DEB (I) = DEB (I-1) + QSI (I) - EVA (I)
REND = C (I) / MA (I) → TT2
BEM = (B(I) - REND) / (1 - REND) → TT2
PEM = (B(I) PMC - REND) / (B(I) - REND) → TT2
SUR (I) = (B(I) PMC - REND) / (1-B(I)) / GRU(I) → TT1
TAIL = C (I) UNIT/NC(I) 1/3 / K1 → TT2
VI = K2 (TAIL/TRE) 1,1 (SUR(I) - 1) CO(I) → TT2
CF = VI K3 DT NC(I) (C(I) UNIT / NC(I)) 1/3 /UNIT
QC (I) = C (I) / TS
C(I) = C(I) + CF + (Q(I) - Q (I-1)) DT
MS (I) = MS (I) + DS          SIG (I) = MS (I) / TS

```

NC(I) = NC(I)+KA  
(VIT-VITLIM)

TT3 → NC(I)=NC(I-1)

VIT > VILIM

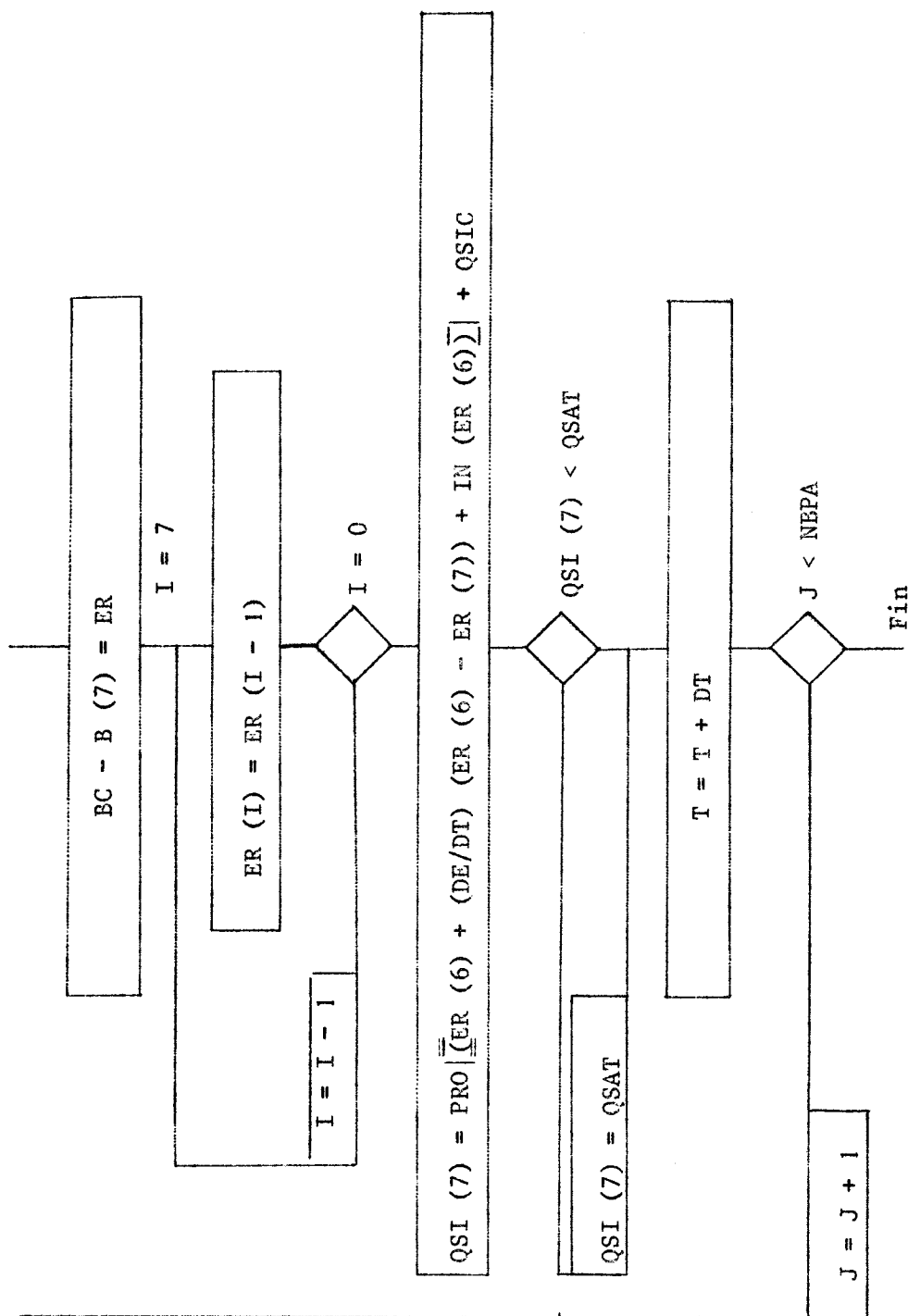
T < TTR

T

NC(I)=NC(I-1)

I < 7

I = I + 1



*Schema fait dans le cas où il n'y a pas de perturbations  
La liste des symboles utilisés est donnée à la page suivante.*

Fig. 3 -- ORGANIGRAMME DU PROGRAMME GENERAL.

|          |                                                      |       |                                                  |
|----------|------------------------------------------------------|-------|--------------------------------------------------|
| $\alpha$ | opérateur de rapport                                 | PRO   | action proportionnelle                           |
| B        | brix masse cuite                                     | QC    | débit de cristaux                                |
| BC       | brix consigne                                        | QREP  | débit de sirop répartiteur                       |
| BCO      | brix concentrateur                                   | QSAT  | débit de sirop maxi (comp <sup>t</sup> 7)        |
| BEM      | brix eau-mère                                        | QSI   | débit de sirop                                   |
| BSI      | brix sirop alimentation                              | QSIC  | débit de sirop consigne<br>(comp <sup>t</sup> 7) |
| C        | masse de cristaux                                    | QUA   | débit de vapeur                                  |
| CF       | masse de cristaux formés                             | REND  | rendement en cristaux                            |
| CO       | coefficient de vitesse                               | REP   | coefficient de répartition                       |
| DE       | action dérivée                                       | SIG   | débit de matières sèches                         |
| DEB      | débit de masse cuite                                 | SPLA  | surface des plaques                              |
| DENS     | densité de la masse cuite                            | SU    | masse de matières sèches<br>initiale             |
| DSU      | densité du saccharose                                | SUR   | sursaturation                                    |
| DT       | pas de calcul                                        | T     | temps                                            |
| ER       | erreur                                               | TAIL  | taille                                           |
| EVA      | masse d'eau évaporée                                 | TRE   | taille de référence                              |
| GRU      | sucres/eau à la saturation                           | TS    | temps de séjour                                  |
| IN       | action intégrale                                     | TT    | test de temps pour l'impression                  |
| KA       | coefficient d'accroissement<br>du nombre de cristaux | UNIT  | rapport d'unités                                 |
| K1       | coefficient de taille                                | VI    | vitesse de cristallisation                       |
| K2       | coefficient de la loi<br>de cristallisation          | VILIM | vitesse limite                                   |
| K3       | coefficient de forme                                 | VOL   | volume                                           |
| KTHE     | coefficient d'échange<br>thermique                   |       |                                                  |
| MA       | masse totale                                         |       |                                                  |
| MAG      | masse de magma de grainage                           |       |                                                  |
| MS       | masse de matières sèches                             |       |                                                  |
| NBPA     | nombre de pas de calcul                              |       |                                                  |
| NC       | nombre de cristaux                                   |       |                                                  |
| PEM      | pureté de l'eau-mère                                 |       |                                                  |
| PMC      | pureté de la masse cuite                             |       |                                                  |

### III. REPONSE DU CRISTALLISEUR A DES VARIATIONS EN ECHELON DES CONSIGNES DE DEBIT VAPEUR ET DE RAPPORT DEBIT SIROP / DEBIT VAPEUR.

Nous avons étudié les réactions du cristalliseur à des échelons positifs et négatifs dans le but de tester le modèle, de confronter ses indications avec les tendances réelles de l'appareil et le cas échéant de déterminer l'amplitude maximale des perturbations admissibles.

Les variations-tests ont été choisies pour obtenir des écarts appréciables avec le régime permanent initial, et ce sans qu'elles aient obligatoirement une existence physique.

#### a) modifications du débit de vapeur

Dans un premier temps nous avons simulé les échelons suivants :

- passage du débit de vapeur de 7,9 à 9 T/h
- passage du débit de vapeur de 7,9 à 6 T/h.

en supposant que le débit de sirop varie en même temps que le débit de vapeur, dont l'évolution est elle-même supposée instantanée.

- Dans le premier cas, bien qu'il y ait variation d'ensemble de régime, les brix s'élèvent légèrement (de 5/100 à 20/100 de ° Bx suivant les compartiments). L'opérateur de rapport débit sirop/débit vapeur ne peut en effet assurer à lui seul un maintien rigoureux de la courbes des brix quel que soit le débit de vapeur. Il se produit également une prise de "fines" dans les compartiments 6 et 7 et dans une moindre mesure dans le 4. Ceci corrobore une des données expérimentales, à savoir qu'une variation de cette importance - échelon de 14 % - devrait être appliquée progressivement.

- Quand on passe de 7,9 T/h de vapeur à 6 T/h sans retard en ce qui concerne le sirop, on se rend compte comme précédemment que la courbe des brix est légèrement modifiée dans le sens décroissant cette fois. Le régime permanent initial - différent de celui des cas précédents - est toutefois assez bien respecté (brix, sursaturations, rendements). Le temps de stabilisation, de l'ordre de 50 mn, est plus faible que pour une modification de la répartition et ce malgré l'amplitude considérable (24 %) de la perturbation.

a) passage de 7,9 T/h à 9 T/h

|         |                |       |       |       |       |       |       |        |
|---------|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|
| T= 30mn | Brix           | 81.00 | 82.27 | 83.12 | 84.52 | 85.53 | 88.45 | 92.20  |
|         | Sursaturation  | 1.025 | 1.081 | 1.077 | 1.086 | 1.076 | 1.116 | 1.115  |
|         | Débit cristaux | 0.80  | 1.48  | 2.48  | 4.55  | 6.94  | 11.97 | 19.27* |

b) passage de 7,9 T/h à 6 T/h (régime initial différent du cas précédent).

|         |                |       |       |       |       |       |       |       |
|---------|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| T= 30mn | Brix           | 81.23 | 82.59 | 83.63 | 85.14 | 86.22 | 89.29 | 92.21 |
|         | Sursaturation  | 1.080 | 1.081 | 1.056 | 1.053 | 1.043 | 1.070 | 1.069 |
|         | Débit cristaux | 0.40  | 1.13  | 2.08  | 3.70  | 5.48  | 9.24  | 13.81 |

c) passage de 7,9 T/h à 9 T/h avec retard de 10 mn.

|         |                |       |       |       |       |       |        |       |
|---------|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|-------|
| T= 10mn | Brix           | 81.20 | 82.47 | 83.28 | 84.72 | 85.71 | 88.76  | 92.28 |
|         | Sursaturation  | 1.117 | 1.126 | 1.089 | 1.087 | 1.075 | 1.120  | 1.106 |
|         | Débit cristaux | 0.30  | 1.07  | 2.15  | 4.07  | 6.15  | 10.59* | 17.49 |

d) passage de 7,9 T/h à 6 T/h avec retard de 6 mn.

|        |                |       |       |       |       |       |       |       |
|--------|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| T= 6mn | Brix           | 81.23 | 82.64 | 83.65 | 85.17 | 86.33 | 89.46 | 92.22 |
|        | Sursaturation  | 1.083 | 1.087 | 1.059 | 1.053 | 1.045 | 1.071 | 1.068 |
|        | Débit cristaux | 0.39  | 1.12  | 2.08  | 3.72  | 5.53  | 9.40  | 13.86 |

Figure 4. Modifications du débit de vapeur.



En réalité, l'établissement du nouveau régime de vapeur n'est pas instantané et on peut penser introduire un retard dans la régulation débit sirop/débit vapeur pour compenser ce phénomène.

Nous avons, pour étudier cette possibilité, envisagé deux variations avec retard important.

- passage du débit de vapeur de 7,9 T/h à 9 T/h avec un retard de 10 mn.
- passage du débit de vapeur de 7,9 T/h à 6 T/h avec un retard de 6 mn.

Dans le premier cas, les brix s'élèvent de 2/10 à 4/10° Bx et il y a prise de "fines" au bout de 5 mn dans le 6<sup>ème</sup> compartiment.

Dans le second cas, la chute des brix est plus marquée qu'en l'absence de retard et elle est plus longue à récupérer (1ère 30 environ).

Cette étude nous permet de constater

- qu'il faut limiter l'amplitude des variations de consigne du débit vapeur, particulièrement dans le sens croissant, en raison du danger de prise de "fines".
- que l'introduction d'un retard dans la chaîne d'asservissement débit sirop/débit vapeur est dangereuse. Si le retard dû au temps d'établissement du nouveau régime de chauffe est surestimé, on risque rapidement la prise de "fines".

#### b) Changement de l'opérateur de rapport.

Nous nous sommes penchés également sur la valeur de l'opérateur de rapport liant le débit de sirop au débit de vapeur. Sa valeur nominale étant 4,26, nous avons essayé les valeurs 4 et 3,87 de façon à concentrer davantage la masse cuite dans les six premiers compartiments et la valeur 4,5 pour réaliser l'opération inverse.

Lorsque la valeur de l'opérateur de rapport diminue, le rendement en cristaux de la masse cuite augmente (figure 5,A). Toutefois dans le cas

A)  $\alpha = 4$  Débit sirop vers le Compartiment 7 - 6,30 T/h

| Compartiment        | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     |
|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix                | 81.29 | 82.75 | 83.74 | 85.30 | 86.44 | 89.65 | 92.20 |
| Sursaturation       | 1.095 | 1.106 | 1.073 | 1.068 | 1.058 | 1.092 | 1.086 |
| Rendement cristaux. | 5.2   | 11.7  | 17.6  | 25.9  | 31.9  | 44.9  | 57.5* |
| Brix eau-mère       | 80.26 | 80.46 | 80.25 | 80.15 | 80.10 | 81.20 | 81.66 |
| Pureté eau-mère     | 94.12 | 93.59 | 93.03 | 92.10 | 91.28 | 88.98 | 85.40 |

B)  $\alpha = 4,5$  Débit sirop vers le compartiment 7 - 2,7 T/h

|                    |       |       |       |       |       |       |       |
|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix               | 80.77 | 81.86 | 82.60 | 83.86 | 84.78 | 87.45 | 92.20 |
| Sursaturation      | 1.080 | 1.106 | 1.084 | 1.085 | 1.073 | 1.107 | 1.111 |
| Rendement cristaux | 4.0   | 7.8   | 11.9  | 18.5  | 23.5  | 33.6  | 56.8  |

\* prise de "fines" pendant le régime transitoire.

Figure 5 - Résultats de modifications de l'opérateur de rapport  $\alpha = \frac{\text{débit sirop}}{\text{débit vapeur}}$ .



du rapport le plus faible, la vanne d'alimentation en sirop du compartiment 7 est ouverte presque au maximum ce qui laisse peu de marge pour compenser d'éventuelles perturbations.

D'autre part, s'il ne se produit une prise de "fines" que pendant la période transitoire suivant la modification, la vitesse de cristallisation dans le compartiment 6 est juste au-dessous du seuil critique.

L'effet inverse s'observe en ce qui concerne les rendements lorsque le rapport augmente (figure 5,B).

Sur le plan économique, il faut examiner l'évolution de la production de cristaux pour une consommation donnée de vapeur et de sirop, afin de pouvoir juger les conséquences d'une modification de l'opérateur de rapport. Nous reprendrons ce point au chapitre V.A

#### IV. REPONSE DU CRISTALLISEUR A DES PERTURBATIONS OSCILLATOIRES

##### a) oscillations du débit de sirop d'alimentation.

Ces oscillations peuvent être provoquées par exemple par un "pompage" du débit de sirop vers le répartiteur si celui-ci n'est pas régulé, ou par la saturation de vannes.

Nous avons simulé le cas d'une oscillation sinusoïdale d'amplitude 4 %, de période 1/2 Hre se produisant sur tous les compartiments y compris le 7<sup>ème</sup> ; ces conditions sont assez pessimistes.

Le cristalliseur supporte pourtant bien cette perturbation. Les variations de brix ne dépassent pas 1/10 ° Bx dans les six premiers compartiments, celles des sursaturations et rendements sont en rapport (voir figure 6). Seule la régulation terminale réagit très mal, mais la perturbation sur le compartiment 7 est peu réaliste.

##### b) oscillations du brix du sirop d'alimentation

Nous avons supposé que le brix du sirop d'alimentation variait selon une loi sinusoïdale de période 1/2 Heure :  $b = b_c + \alpha \sin at$

Pompage d'amplitude  $0,87^\circ$  Bx de période 1/2 h

T = 35 mm

Brix sirop alimentation 72,12

|                |       |       |       |       |       |        |       |
|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|-------|
| Brix           | 81.42 | 82.69 | 83.55 | 84.96 | 85.97 | 88.90  | 92.20 |
| Sursaturation  | 1.100 | 1.130 | 1.105 | 1.108 | 1.100 | 1.142  | 1.101 |
| Débit cristaux | 0.45  | 1.20  | 2.24  | 4.16  | 6.31  | 10.85* | 17.43 |

T = 85 mm

Brix sirop alimentation 70,70

|                |       |       |       |       |       |       |       |
|----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix           | 81.24 | 82.50 | 83.37 | 84.80 | 85.82 | 88.73 | 92.19 |
| Sursaturation  | 1.086 | 1.099 | 1.071 | 1.069 | 1.059 | 1.094 | 11.15 |
| Débit cristaux | 0.49  | 1.30  | 2.41  | 4.40  | 6.60  | 1.093 | 18.00 |

Pompage rapide même amplitude - Période 7 mm 30 s.

Extréma enregistrés

|                    |       |       |       |       |       |       |       |
|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix maxi          | 81.05 | 82.30 | 83.13 | 84.54 | 85.55 | 88.45 | 92.20 |
| Brix mini          | 80.97 | 82.25 | 83.11 | 84.50 | 85.51 | 88.42 | 92.20 |
| Sursaturation maxi | 1.028 | 1.073 | 1.065 | 1.074 | 1.066 | 1.102 | 1.100 |
| Sursaturation mini | 1.022 | 1.069 | 1.064 | 1.072 | 1.063 | 1.100 | 1.099 |

Figure 6. Influence sur les paramètres de la cristallisation de pompes sinusoïdaux sur le brix du sirop d'alimentation.



avec  $b_c = 0,715$  ( $71,5^\circ$  brix)

$\alpha = 0,0087$

$a = 12,56$

une telle variation étant parfaitement possible en l'absence d'une régulation du brix à l'entrée du cristalliseur.

L'analyse du tableau de la figure 6 montre que la perturbation est plus durement ressentie par l'appareil que celle provoquée par une oscillation de débits, bien que son amplitude soit plus réduite. Des "fines" se forment dans le compartiment 6.

Si l'amplitude augmente encore pour atteindre  $1,5^\circ$  Bx la prise de "fines" se produit dans plusieurs compartiments.

Le pompage sinusoïdal sur le brix du sirop annule en grande partie l'influence de la régulation du compartiment 7 et entraîne des variations notables des conditions de cristallisation dans ce compartiment. L'amplitude du pompage considéré est déjà inadmissible.

Il apparaît indispensable de réguler le brix du sirop d'alimentation avec une précision de  $0,5^\circ$  Bx au moins.

Une accélération du pompage (période 7mn 30) atténue les variations subies par l'appareil qui pour les brix ne dépassent pas  $5/100$  à  $6/100$  de  $^\circ$  Bx (pour un brix sirop évoluant entre  $70,62$  et  $72,37^\circ$  Bx). En extrapolant ce résultat on peut conclure que les petites oscillations de faible période dues à l'action d'une régulation du brix sirop sont très facilement absorbées par l'appareil, alors que celles susceptibles de se produire en l'absence de cette régulation ont des conséquences beaucoup plus graves.

Les efforts néfastes d'une variation importante du brix du sirop d'alimentation apparaissent encore si l'on suppose une chute linéaire du brix de  $2^\circ$  Bx en 1 Heure (voir figure 7).

Augmentation du Brix du sirop d'alimentation de 1,5° Bx en 2 h.

|                         |       |       |       |       |       |
|-------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix sirop alimentation | 71.5  | 71.92 | 72.24 | 72.55 | 73    |
| Brix M.C. $C_1$         | 81.20 | 81.21 | 81.33 | 81.49 | 81.71 |
| Brix M.C. $C_4$         | 84.71 | 84.71 | 84.80 | 84.97 | 85.33 |
| Brix M.C. $C_7$         | 92.20 | 92.20 | 92.21 | 92.21 | 92.22 |
| Sursaturation $C_1$     | 1.081 | 1.086 | 1.094 | 1.099 | 1.103 |
| Sursaturation $C_4$     | 1.080 | 1.076 | 1.078 | 1.079 | 1.078 |
| Sursaturation $C_7$     | 1.101 | 1.098 | 1.098 | 1.097 | 1.096 |

Figure 8. Evolution des Brix Masse Cuite et Sursaturation Eau-Mère pour une variation linéaire du brix du sirop d'alimentation.

c) perturbations multiples

Il s'en produit rarement. Nous avons pourtant simulé un changement de répartition survenant en même temps qu'un pompage sinusoïdal d'amplitude  $0,87^\circ$  Bx sur le sirop d'alimentation. Il y a peu de modifications par rapport à un simple changement de la répartition, mais simplement superposition d'un "bruit" au régime transitoire comme au nouveau régime permanent.

V. CONCLUSIONS

De cet ensemble de simulations, nous pouvons extraire deux faits principaux :

a) - le modèle fournit des résultats qui concordent avec les relevés expérimentaux ; le danger des pompages sur le brix du sirop d'alimentation, la nécessité de limiter l'amplitude des changements de consigne, l'adaptation du cristalliseur tant à des changements globaux de régime qu'à des pompages sur le débit s'observant bien dans la réalité.

La seule restriction importante concerne le problème des "fines". Certes le modèle signale bien la grande sensibilité de l'appareil à leur formation, en raison des vitesses élevées de cristallisation. Mais en général il localise ce phénomène particulièrement néfaste dans les compartiments 6 et 7, alors que la pratique industrielle a révélé qu'en cas de perturbations ou de mauvaise conduite de l'appareil, elle pouvait apparaître dès le 3<sup>ème</sup>. D'autre part, la modélisation de cette formation de nouveaux cristaux est sommaire et doit être considérée plus comme un signal d'alarme que comme une véritable représentation. Nous avons examiné ce point plus en détail à l'annexe C.

b) - la cristallisation dans les conditions considérées est un phénomène largement auto-stabilisant.

Pour des perturbations limitées dans le temps, il y a établissement d'un nouveau régime permanent non conforme peut-être aux désirs de l'utilisateur, mais qui marque un retour à la stabilité. Ceci s'explique par la mutuelle dépendance de la vitesse de cristallisation et de la sursaturation. Si la vitesse de cristallisation croît, la quantité de cristaux croît aussi, la sursaturation diminue et la vitesse décroît. On est donc ramené à un nouvel équilibre.

La vitesse d'évolution du processus est d'autre part très faible. Nous avons vu qu'il fallait généralement deux heures pour rétablir un nouveau régime permanent. Ceci bien entendu favorise l'amortissement. Ajoutée à la tendance auto-stabilisatrice de l'appareil, cette constante de temps élevée assure un bon maintien des caractéristiques du produit fini, mais rend plus difficile la modification des conditions de fonctionnement.

C'est à ce point que nous allons maintenant nous attacher avant d'envisager les améliorations et extensions possibles du modèle.

## CHAPITRE IV

---

### ETUDE DE LA REGULATION

Après avoir examiné le fonctionnement du système en régime perturbé, il est intéressant d'étudier de plus près l'influence de la régulation, afin de connaître ses possibilités tant de réaction aux perturbations extérieures que d'adaptation du régime de fonctionnement à des changements d'objectifs.

#### I. LE REPARTITEUR

Malgré sa simplicité, le répartiteur joue un rôle essentiel dans la détermination du régime de fonctionnement. La quantité de sirop envoyée dans chaque compartiment conditionne en effet le brix de la masse cuite et de ce fait la sursaturation et le grossissement des cristaux.

- α ] Pour analyser la sensibilité du système à des variations de répartition, nous avons procédé à une série de simulations du régime permanent correspondant à une répartition ayant réellement existé. Nous avons pour une même quantité globale de sirop essayé les types suivants de répartition.

A. Grande quantité de sirop vers le concentrateur afin d'augmenter le brix dans le compartiment 1 et donc d'obtenir un grossissement plus rapide au début. La répartition entre les 6 compartiments restant dans le même rapport que lors du régime de référence.

B. Davantage de sirop en tête qu'en queue

C. Davantage de sirop en queue plutôt qu'en tête

D. Faible apport au centre.

Dans ces trois derniers essais, l'envoi de sirop vers le concentrateur reste pratiquement le même.

### E. Equirépartition

Les conditions du régime permanent pris comme référence et les répartitions exactes sont données ci-dessous :

#### DONNEES DU REGIME PERMANENT

Débit de vapeur 7,9 T/h - débit de masse cuite 30 T/h -

Débit de sirop vers le répartiteur 33,65 T/h - Pureté masse cuite 94,5

| Compartiments              | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     |
|----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix masse cuite           | 81.01 | 82.27 | 83.12 | 84.52 | 85.53 | 88.43 | 92.20 |
| Sursaturation              | 1.065 | 1.073 | 1.065 | 1.073 | 1.065 | 1.101 | 1.096 |
| Rendements en cristaux (%) | 3.5   | 11.53 | 15.24 | 22.05 | 27.34 | 38.73 | 57.08 |
| Brix eau-mère              | 79.21 | 79.96 | 80.08 | 80.14 | 80.08 | 81.13 | 81.83 |

#### REPARTITION (en % de la quantité totale de sirop envoyée au répartiteur)

|                   | Concen-<br>trateur | C1    | C2    | C3    | C4    | C5    | C6    |
|-------------------|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Régime permanent. | 15.6               | 12.4  | 11.1  | 11.3  | 13.9  | 15.3  | 20.4  |
| A                 | 18                 | 12.1  | 10.8  | 11    | 13.5  | 14.8  | 19.8  |
| B                 | 16                 | 15    | 16    | 16    | 11    | 12    | 14    |
| C                 | 15                 | 12    | 9     | 9     | 13    | 19    | 23    |
| D                 | 16                 | 13    | 13    | 8     | 10    | 18    | 22    |
| E                 | 14.29              | 14.29 | 14.29 | 14.29 | 14.29 | 14.29 | 14.29 |

N.B. Dans tous les cas, la modification des débits a été supposée instantanée.

REPARTITION A.

|               | C1    | C2    | C3    | C4    | C5    | C6    | C7    |
|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix          | 81.11 | 82.37 | 83.25 | 84.69 | 85.74 | 88.74 | 92.20 |
| Sursaturation | 1.038 | 1.107 | 1.073 | 1.076 | 1.065 | 1.10  | 1.095 |
| Rendement     | 5.00  | 9.99  | 15.10 | 22.67 | 28.41 | 40.26 | 57.25 |

REPARTITION B.

|               |       |       |       |       |       |       |       |
|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix          | 80.12 | 80.35 | 80.60 | 82.62 | 84.35 | 88.46 | 92.20 |
| Sursaturation | 1.059 | 1.072 | 1.066 | 1.128 | 1.113 | 1.130 | 1.105 |
| Rendement     | 2.27  | 2.64  | 3.41  | 9.88  | 19.27 | 37.71 | 57.00 |

REPARTITION C.

|               |       |       |       |       |       |       |       |
|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix          | 81.16 | 83.12 | 84.57 | 86.06 | 86.00 | 88.36 | 92.20 |
| Sursaturation | 1.079 | 1.077 | 1.075 | 1.063 | 1.049 | 1.093 | 1.098 |
| Rendement     | 5.75  | 13.73 | 21.80 | 29.88 | 30.38 | 38.75 | 57.16 |



Répartition D.

|               |       |       |       |       |       |       |       |
|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix          | 80.80 | 81.55 | 83.31 | 85.68 | 85.93 | 88.48 | 92.20 |
| Sursaturation | 1.075 | 1.091 | 1.091 | 1.079 | 1.054 | 1.095 | 1.097 |
| Rendement     | 4.32  | 7.00  | 14.64 | 27.22 | 29.73 | 39.25 | 57.18 |

Répartition E.

|               |       |       |       |       |       |       |       |
|---------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix          | 80.33 | 80.91 | 81.34 | 82.83 | 84.19 | 88.27 | 92.20 |
| Sursaturation | 1.024 | 1.063 | 1.067 | 1.104 | 1.097 | 1.128 | 1.106 |
| Rendement     | 5.69  | 5.83  | 6.78  | 12.31 | 19.36 | 36.84 | 56.59 |

Figure 1. Résultats des modifications de la répartition du sirop.



-  $\beta$ ] Les résultats (figure 1) montrent dans tous les cas la grande influence d'une modification de la répartition sur les brix, sursaturation et rendement massique en cristaux des différents compartiments. Ces résultats correspondent au nouveau régime permanent obtenu après stabilisation du fonctionnement. Cette disparition totale du régime transitoire a été obtenue suivant les cas, au bout de 1Hres 15 à 2Hres 15, ce qui est conforme aux ordres de grandeur relevés expérimentalement sur l'appareil. Le nouvel équilibre est atteint beaucoup plus rapidement en ce qui concerne les brix.

A partir des valeurs trouvées nous pouvons définir une "sensibilité" des sorties du système à une variation du paramètre "répartition". Il n'est guère possible en fait de définir un véritable vecteur sensibilité.

$$V_S = \frac{\partial S_K}{\partial p_i} \text{ donnant la sensibilité de la sortie } S_K \text{ par rapport}$$

au paramètre  $p_i$ , car ce dernier dépendrait du compartiment et des conditions initiales au moins pour les sorties dépendant de la loi de cristallisation, non linéaire comme nous l'avons vu. De plus, il faudrait choisir comme  $p_i$  la quantité de sirop reçue par un compartiment qui est déjà variable indépendamment de la répartition suivant le régime de fonctionnement. Aussi nous contenterons nous de donner les extréma des  $\frac{\Delta S_K}{\Delta p_i}$ , ainsi que quelques variations par rapport au temps.

Comme sorties, le débit de masse cuite restant pratiquement constant - aux variations imposées par la régulation du compartiment 7 près - il convient de prendre les brix, débits de cristaux et vitesses de cristallisation. Nous avons préféré remplacer ces deux dernières grandeurs par le rendement massique en cristaux et la sursaturation, grandeurs plus familières à l'industrie sucrière, bien que les trois sorties soient alors dépendantes l'une de l'autre.

Les quelques valeurs de  $\frac{\Delta B}{\Delta Rep}$  données ci-dessous montrent clairement qu'il n'est pas question d'isoler même en première approximation, l'évolution d'un compartiment, mais que l'action du répartiteur doit être envisagée de manière globale, ce qui justifie pleinement l'usage d'une simulation.

| Repère de la répartition et<br>Numéro du compartiment.                                   | E,6   | E,1   | A,6   | E,3   | C,2   |
|------------------------------------------------------------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $\Delta B$ (en ° Brix) dans le compartiment par rapport au régime permanent.             | -0.16 | -0.68 | +0.31 | -2.52 | +0.85 |
| Variation de la quantité de sirop envoyée vers le compt. en % du débit du rég. permanent | -30   | +15   | -3    | +41   | -3.3  |

La même constatation s'applique aux rendements et aux sursaturations. Ainsi dans le cas du 3<sup>ème</sup> compartiment, répartition C, le rendement en cristaux chute de 15 à 3 % alors que la sursaturation est restée la même.

#### - $\overline{\gamma}$ Résultats par répartition

L'étude de chaque répartition-type va nous apporter un certain nombre d'enseignements.

- Répartition A. La courbe des brix est légèrement décalée vers le haut, celle des rendements également ; cette modification est favorable, elle montre aussi que le débit de sirop provenant du concentrateur pris isolément ne joue qu'un rôle assez faible dans l'évolution générale.

- Répartition B. Le système "rattrape" en apparence le régime de référence à partir du 6<sup>ème</sup> compartiment mais au prix d'un grossissement terminal trop rapide avec prise de "fines". Ce mode d'alimentation est à rejeter.

- Répartition C. Les rendements sont médiocres

- Répartition D. Le système évite toute prise de "fines", mais il n'y a aucun gain en rendement.

- Répartition E. Les brix diminuent ainsi que le rendement.

Des résultats plus détaillés concernant l'évolution de certaines grandeurs sont fournis figure 2.

T = 0

Régime de Référence

T = 20 mn

| Compartiment          | 1     | 2     | 3      | 4      | 5      | 6     | 7     |
|-----------------------|-------|-------|--------|--------|--------|-------|-------|
| Brix                  | 81.16 | 83.12 | 84.57  | 86.06  | 86     | 88.36 | 92.20 |
| Sursaturation         | 1.080 | 1.157 | 1.172  | 1.226  | 1.146  | 1.120 | 1.100 |
| Débit<br>cristaux T/h | 0.50  | 1.15  | 2.14 * | 3.62 * | 5.60 * | 10.36 | 16.95 |

T = 26 mn

|                       |       |       |       |        |       |       |       |
|-----------------------|-------|-------|-------|--------|-------|-------|-------|
| Brix                  | 81.16 | 83.12 | 84.57 | 86.06  | 86    | 88.36 | 92.20 |
| Sursaturation         | 1.076 | 1.139 | 1.130 | 1.138  | 1.100 | 1.107 | 1.101 |
| Débit<br>cristaux T/h | 0.49  | 1.26  | 2.44  | 4.33 * | 6.10  | 10.47 | 16.95 |

T = 38 mn

|                       |       |       |       |       |       |       |       |
|-----------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix                  | 81.16 | 83.12 | 84.57 | 86.06 | 86    | 88.36 | 92.20 |
| Sursaturation         | 1.078 | 1.117 | 1.089 | 1.075 | 1.059 | 1.097 | 1.099 |
| Débit<br>cristaux T/h | 0.49  | 1.40  | 2.74  | 4.84  | 6.53  | 10.63 | 16.95 |

T = 1Hre 26mn Voir figure 1

Figure 2 - Evolution dans le temps des paramètres de la cristallisation pour la variation C.

\* prise de "fines".



Cette première étude nous indique que l'influence de la répartition s'exerce en priorité sur le mode de grossissement, le résultat final changeant apparemment peu. Mais l'évolution intermédiaire est très importante car elle conditionne

- l'apparition des "fines"
- la dissolution partielle d'où perte de cristaux (non envisageable dans le programme) au cas par exemple où la sursaturation du compartiment 1 diminue de façon importante
- le C.V. dans tous les cas.

La meilleure solution pour ce dernier comme pour le rendement consiste à respecter une courbe de croissance des cristaux assez régulière, avec des valeurs élevées des brix, sans toutefois dépasser le seuil de la prise de "fines". Nous reprendrons ce point au chapitre V, A1.

## II. LA REGULATION TERMINALE

Les coefficients de la régulation P.I.D. terminale, après une prédétermination en bureau d'étude ont été comme beaucoup de systèmes industriels, ajustés d'une manière empirique. Nous nous sommes efforcés ici de faire le calcul des coefficients selon diverses méthodes, après quoi nous avons simulé le comportement transitoire de la grandeur réglée ce qui nous a conduit à quelques modifications des coefficients choisis.

Le  $\gamma$ -densimètre est installé sur la tuyauterie de sortie à 2,30 m au dessus de l'appareil lui-même. La vitesse moyenne d'écoulement de la masse cuite de 11,3 cm/s est facile à déterminer puisque 30T/heure s'écoulent par un tube de  $\varnothing$  250.

Il existe donc un retard entre l'instant où une perturbation se produit et celui où elle est détectée. Ce retard est égal à  $\frac{230}{11,3}$  soit 20 sec. environ. Le retard introduit par le système pneumatique de régulation est négligeable devant ce retard de mesure.

α  $\square$  détermination de la transmittance du système à commander.

En reprenant les hypothèses du Chapitre 2A, l'évolution du brix du compartiment 7 est régie par les équations suivantes :

$$\frac{dM_7}{dt} = m_6 + q_7 - m_7 - E_7 = 0$$

$$\frac{dS_7}{dt} = S_6 + q_7 b - m_7 B_7$$

$$\text{Soit } M_7 \frac{dB_7}{dt} = S_6 + q_7 b - m_7 B_7$$

d'où en tenant compte du retard  $\tau$ ,

$$T(p) = \frac{e^{-\tau p} b}{p M_7 + m_7}$$

Cette transmittance ne constitue qu'une représentation approchée, car elle suppose que le niveau de la masse cuite dans l'appareil demeure rigoureusement constant. Le système du premier ordre retardé est toutefois une représentation suffisante dans l'étude du fonctionnement industriel.

Avec les valeurs numériques suivantes prises comme valeurs moyennes :

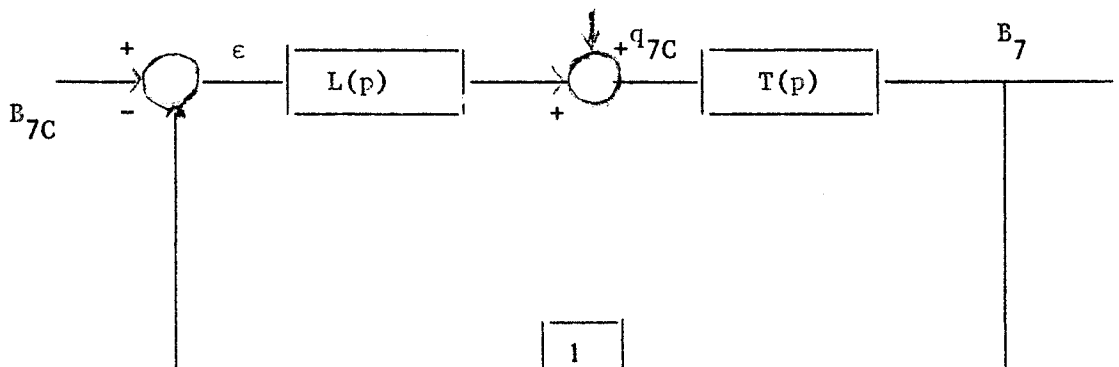
$$M_7 = 10,5 \text{ T}$$

$$m_7 = 30 \text{ T/h}$$

$$b = 0,715$$

$$T(p) = 1,43 \frac{e^{-0,35 p}}{1+21 p} \quad (\text{unité de temps : la minute})$$

Le schéma-bloc du système en boucle fermée est le suivant :



$$\text{avec } L(p) = G_R \left( 1 + \frac{1}{T_i p} + T_d p \right)$$

$L(p)$  représente en première approximation la transmittance du régulateur P.I.D série. Nous avons négligé le terme de couplage en  $\frac{T_d}{T_i}$ , ce que les valeurs trouvées justifieront largement à posteriori.

Rappelons que  $G_R$  est le gain du régulateur à ne pas confondre avec le gain de boucle ( $G_B = 1,43 G_R$  dans le cas présent),  $T_i$  le temps d'action intégrale,  $T_d$  le temps d'action dérivée.

$\beta$  | détermination théorique des coefficients du régulateur P.I.D. Nous avons appliqué trois critères de détermination des systèmes P.I.D. utilisables dans le cas de système à retard. Ceci nous a fourni l'ordre de grandeur à adopter pour chaque coefficient suivant les conditions d'amortissement souhaitées.

- Par le critère de Richaud, nous sommes arrivés au résultat suivant :

$$G_R = 43,5 \quad T_i = 0,22 \quad T_d = 0,18$$

- Par le critère de Naslin - dans l'hypothèse d'un dépassement maximum de 15 % et en approximant le retard par une transmittance  $\frac{1}{(1+0,12p)^3}$  - nous avons trouvé :

$$G_R = 46,5 \quad T_i = 0,94 \quad T_d = 0,16$$

- Par le critère de Dindeleux (réponse apériodique)

$$G_R = 46,5 \quad T_i = 21 \quad T_d = 0,222$$

$\gamma$  | Comparaison des résultats.

Les trois déterminations concordent bien en ce qui concerne les actions P et D, mais elles sont très contradictoires pour l'action intégrale, ce qui n'est pas entièrement surprenant car leurs objectifs ne sont pas identiques.

Les courbes de Nyquist tracées avec des valeurs identiques des actions proportionnelle et dérivée ( $G_R = 45$ ,  $T_d = 0,2$  mn) et pour des  $T_i$

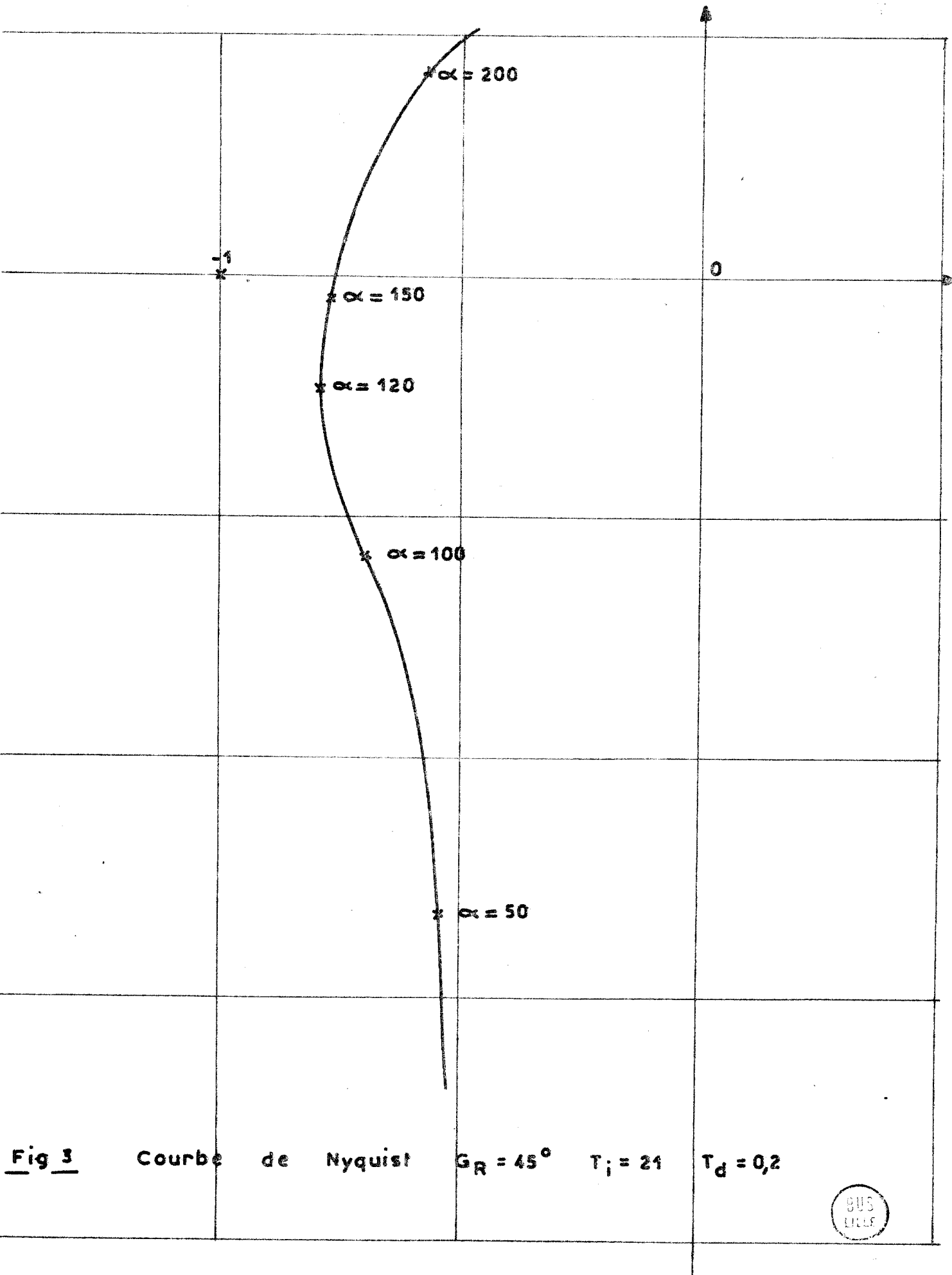


Fig 3 Courbe de Nyquist  $G_R = 45^\circ$   $T_i = 21$   $T_d = 0,2$



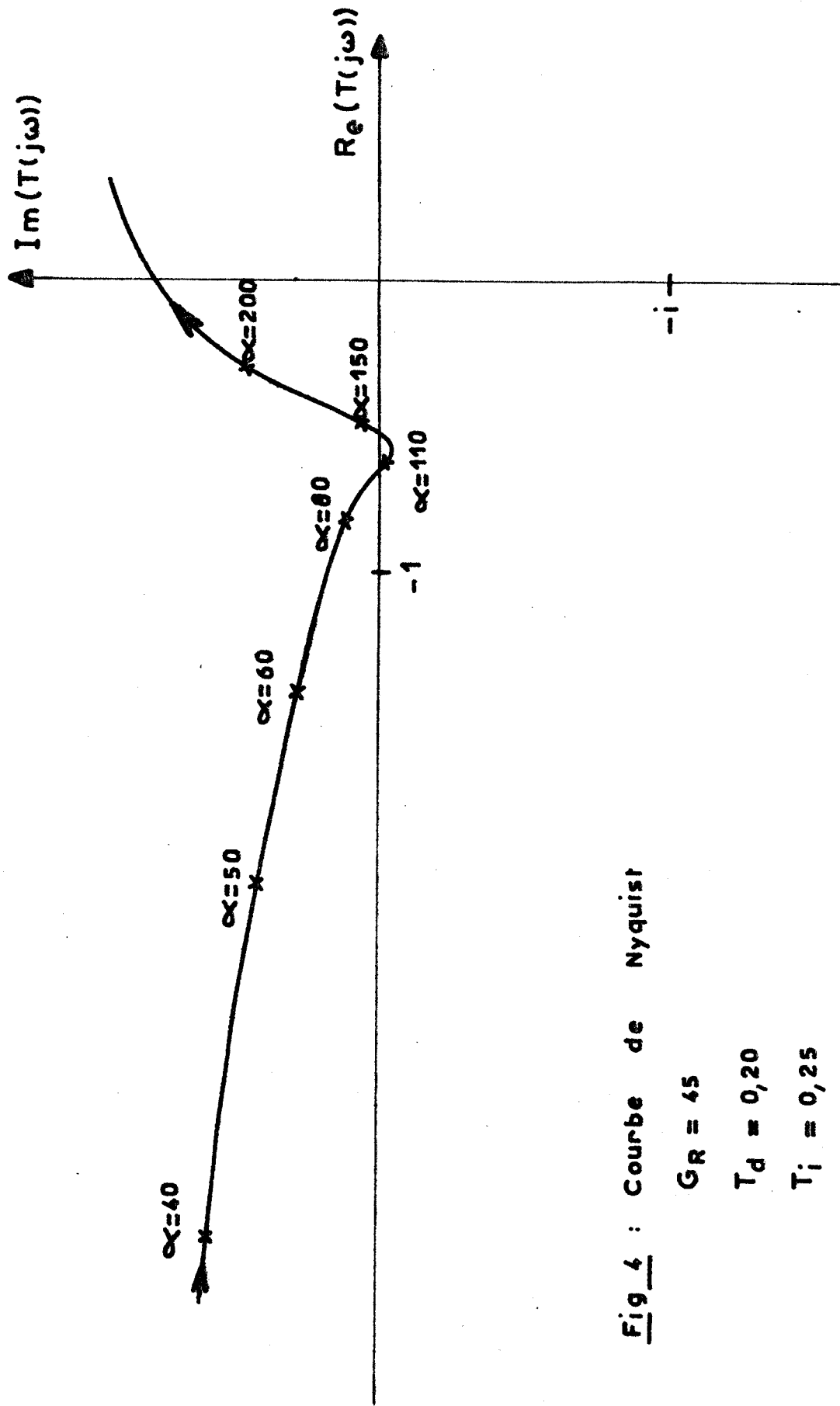


Fig 4 : Courbe de Nyquist

$$G_R = 45$$

$$T_d = 0,20$$

$$T_i = 0,25$$

puis respectivement égaux à 0,25 et 20 mm permettent de comparer les deux types de régulation. Elles conduisent à éliminer la détermination faite par application du critère de Richaud, ce qui s'explique par le fait que le retard du système est trop faible pour justifier l'emploi de ce critère.

Comme la plupart des méthodes de détermination de systèmes P.I.D. les critères choisis correspondent à un fonctionnement en asservissement alors que la boucle finale travaille plutôt en régulateur. La simulation de cette boucle dans ses conditions réelles de fonctionnement va nous permettre de lever les incompatibilités éventuelles dues à cette différence.

### III. SIMULATION DE LA REGULATION TERMINALE

Le système P.I.D. est certes destiné à donner la meilleure à une variation en échelon de la consigne, mais ceci n'est pas la seule modification à laquelle il doit faire face : il peut se produire des modifications de la teneur en matières sèches du sirop d'alimentation et de la masse cuite sortant du 6<sup>ème</sup> compartiment.

D'autre part, la régulation ne tient pas compte ni de l'amplitude des fluctuations imposées au débit de sirop vers le compartiment 7, ni des limitations apportées par la technologie : le débit de sirop ne peut ni dépasser 7,5 T/h (1) à cause de la saturation de la vanne ni, bien sûr, être négatif.

Un programme tenant compte de ces contraintes a été établi. Nous l'avons utilisé pour étudier la réponse de la régulation aux cas suivants :

A. Réponse à un échelon  $> 0$

Le brix-consigne passe de 92,2 à 93.

B. Réponse à un échelon  $< 0$

Le brix-consigne passe de 92,2 à 91,5.

C. Réponse à une variation du brix de la masse cuite du compartiment 6.

D. Réponse à un pompage sinusoïdal sur le brix du sirop d'alimentation ; le brix obéit à la loi  $b = b_c + K \sin \omega t$  avec  $b_c = 0,715$   
 $K = 0,0087$ .

(1) Ce débit a été porté depuis à 9 T/h.

$$\alpha = 12,56 \text{ (période de l'oscillation 1/2 Heure)}$$

Les deux premiers cas correspondent à des variations volontaires, les deux derniers à des perturbations accidentelles.

Nous avons pris un pas de calcul égal à 1/1000 h

La dérivée de l'erreur a été assimilée à la corde joignant deux points d'échantillonnage fictif soit  $\frac{d\epsilon_n}{dt} = \frac{\epsilon_n - \epsilon_{n-1}}{\Delta T}$

La figure 5 donne la courbe de réponse du processus nonrégulé pour une variation de 4,7 à 6 T/h du débit de consigne sirop vers le compartiment 7; A cause de la grande constante de temps, la variation est presque linéaire.

Les résultats de la simulation sont fournis par les courbes de la figure 6 et les tableaux de la figure 7.

En raison des phénomènes de saturation, les réponses ne sont pas les mêmes pour une perturbation de même amplitude suivant la position de la consigne. Aussi avons-nous choisi le critère pratique suivant : le dépassement doit être limité à 10 % pour tout échelon d'amplitude < 1° Brix et le temps de réponse défini comme le temps mis pour atteindre la nouvelle valeur de consigne, doit être < 10 mn.

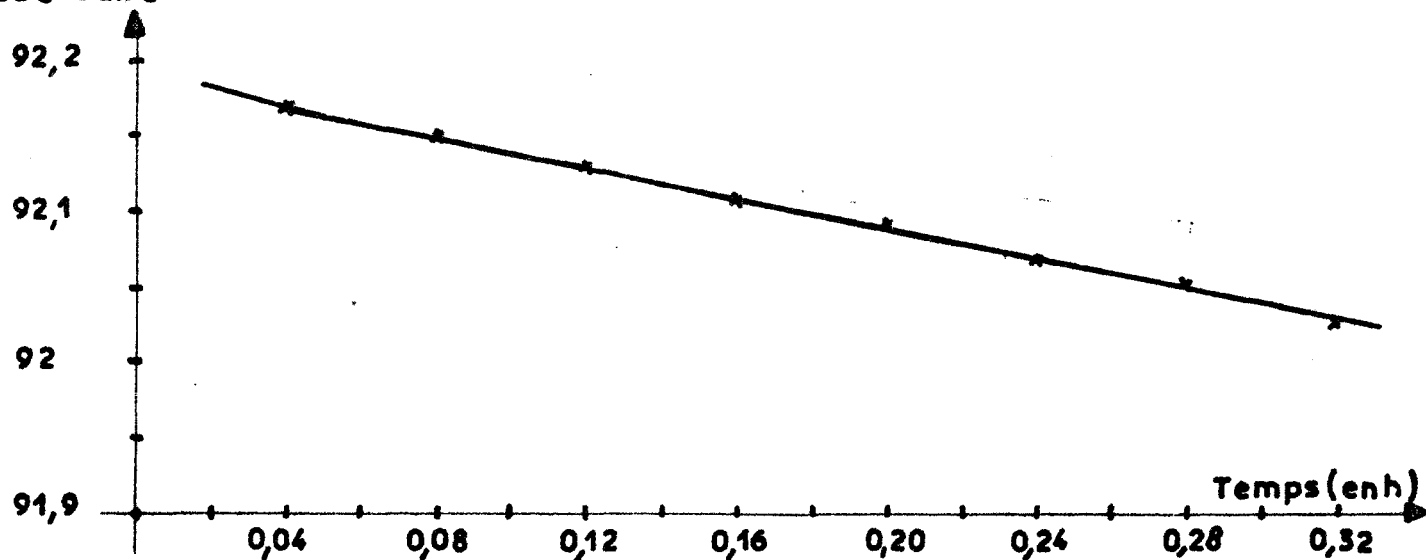
Ces considérations nous ont amené après une série d'essais à adopter les valeurs suivantes, exprimées dans le système d'unités habituel :

$$G_R = 25 \quad T_i = 21 \text{ mn} \quad T_d = 0,24 \text{ mn.}$$

On notera que le système est très sensible à des variations de  $T_i$  et à des augmentations de  $G_R$  en ce qui concerne le dépassement. L'action dérivée peut par contre être modifiée dans d'assez larges limites - 50 % environ autour du réglage choisi sans influence sensible sur la réponse.

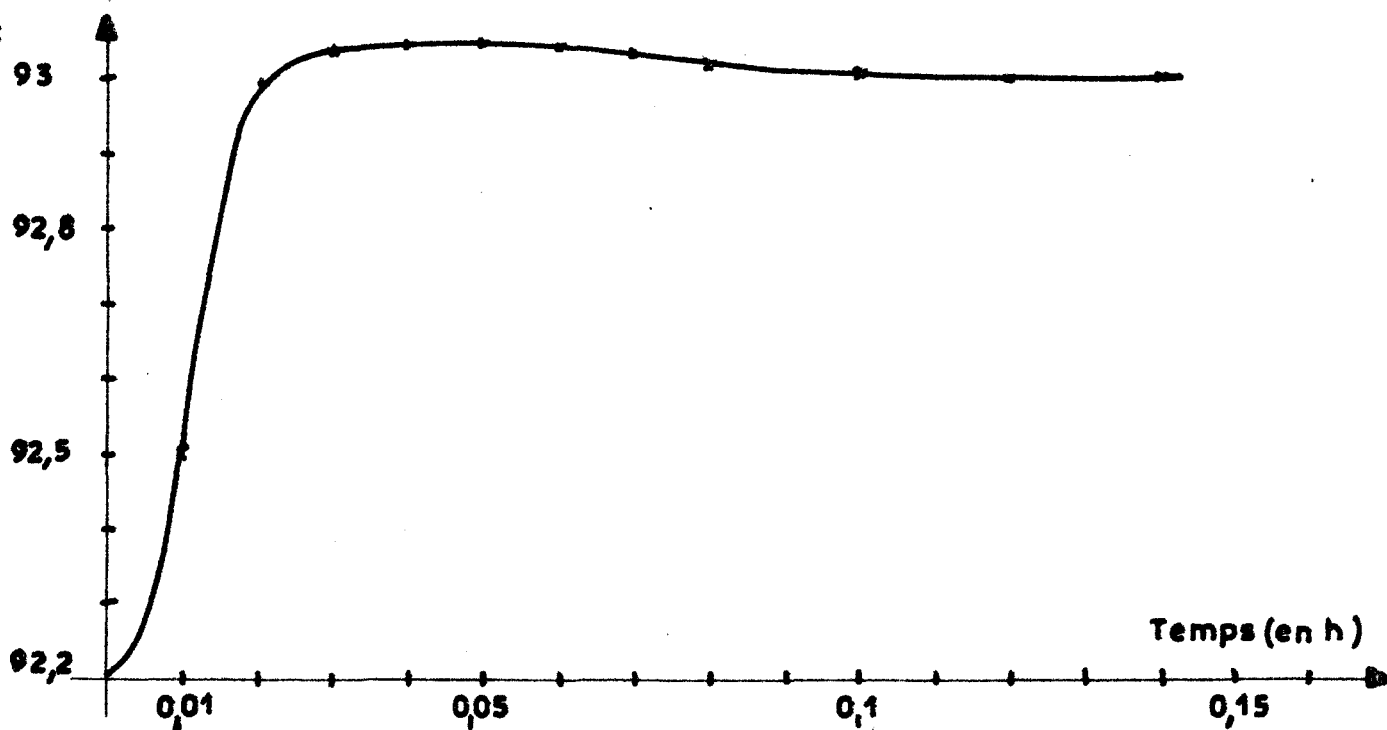
Le système s'adapte bien à d'autres types de variations que les changements de consigne. Ainsi pour une chute de brix de la masse cuite du 6<sup>ème</sup> compartiment de 88,4 à 85,7° Brix, ce qui représente une variation

Brix  
Masse Cuite



**Fig 5** Réponse du processus non régulé à un échelon de débit de sirop (de 4,7 T/h à 6 T/h)

Brix



**Fig 6 a)** Réponse du processus bouclé avec le réglage  $G_R = -25$ ,  $T_i = 20$ ,  $T_d = 0,24$  à un échelon de consigne



- 90 Bis -

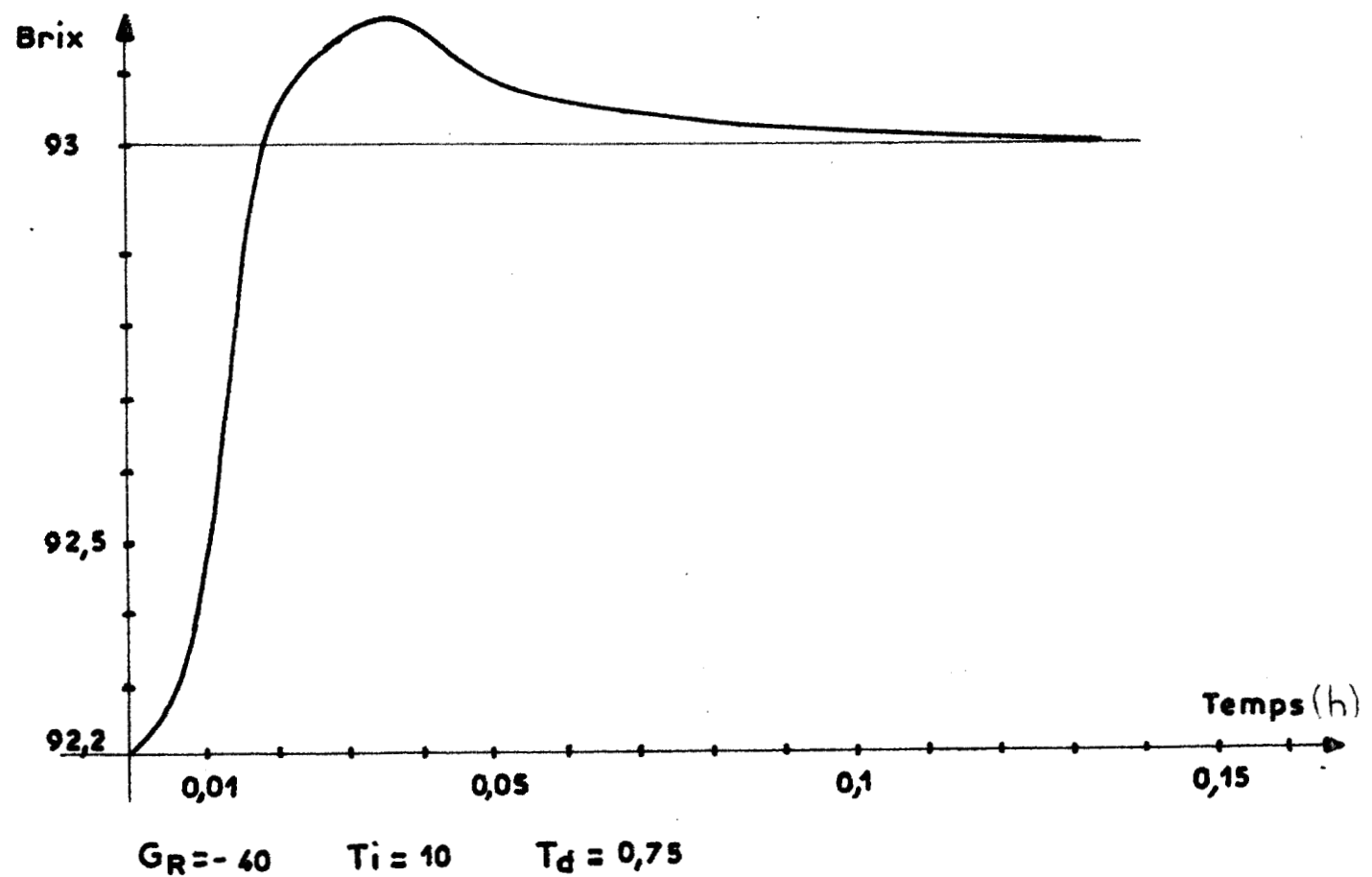
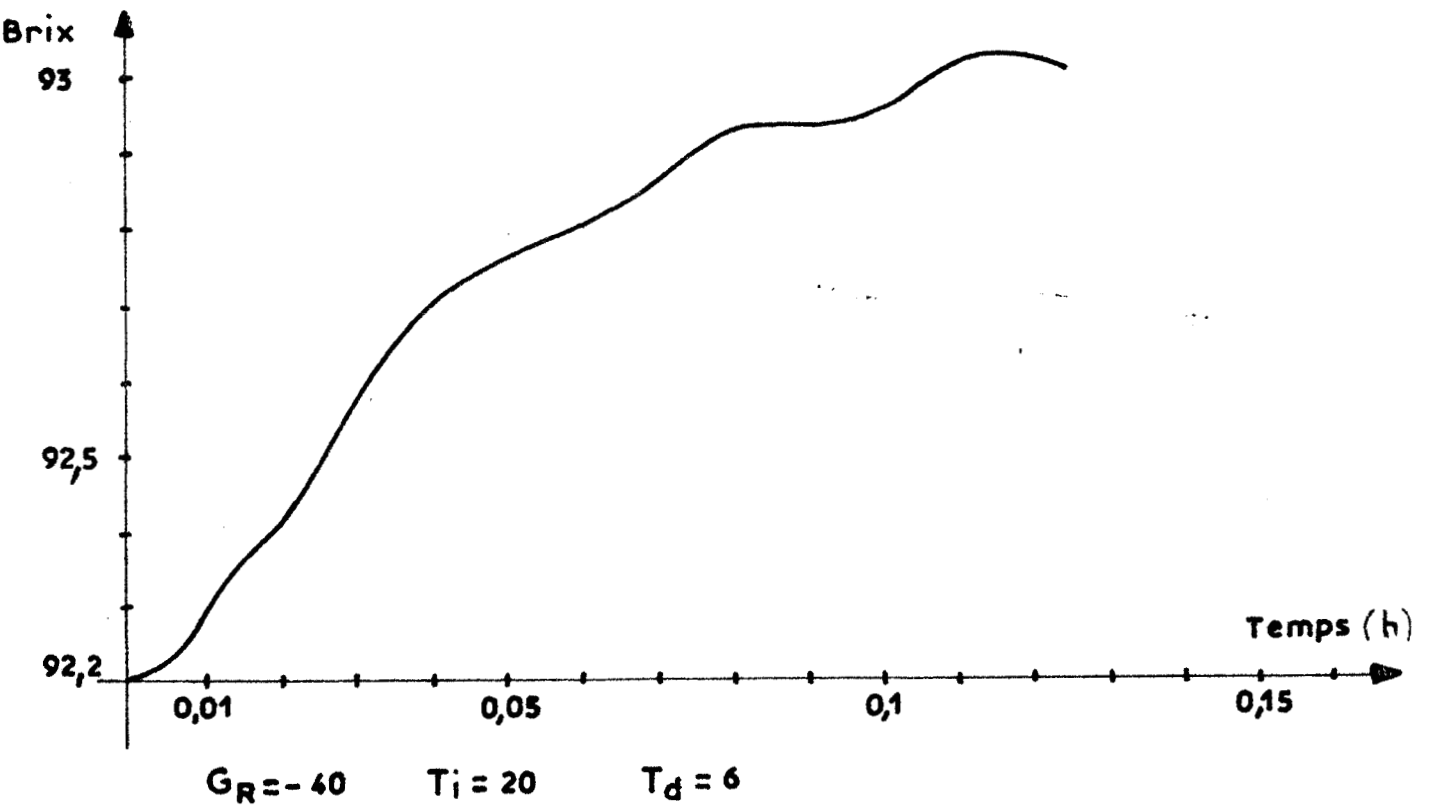


Fig 6 b) Réponses du processus mal réglé à un échelon de consigne



a) Réponses du processus à un échelon sur le brix consigne dans le cas d'une régulation proportionnelle.

| Brix consigne initial | Nouveau brix consigne | $G_R$ | Brix au bout de 30 mn (pratiquement stabilisé) |
|-----------------------|-----------------------|-------|------------------------------------------------|
| 92.2                  | 93                    | 1.7   | 92.41                                          |
| 92.2                  | 93                    | 17    | 92.88                                          |

b) Dans le cas d'une régulation P I D pour différents réglages

| Brix consigne initial | Nouveau brix consigne | $G_R$ | $T_i$ | $T_D$ | Brix maxi enregistré |
|-----------------------|-----------------------|-------|-------|-------|----------------------|
| 92.2                  | 93                    | 17    | 24    | 0.24  | 92.99                |
| 92.2                  | 93                    | 40    | 13    | 0.2   | 93.12                |
| 92.2                  | 93                    | 80    | 20    | 0.24  | 93.10                |

c) Dans le cas du réglage  $G_R = 25$ ,  $T_i = 20$ ,  $T_d = 0.24$

| Brix consigne initial | Nouveau brix consigne | Brix extrémal | Valeur du brix au bout de 30 mn |
|-----------------------|-----------------------|---------------|---------------------------------|
| 92.2                  | 93.5                  | 93.6          | 93.52                           |
| 92.2                  | 91.5                  | 91.47         | 91.48                           |

d) Réponse à des échelons sur le débit de sucre (même réglage qu'au c)

| Echelon | Consi-gne | Brix extrémal | Brix au bout de 45 mn |
|---------|-----------|---------------|-----------------------|
| + 5 %   | 92.2      | 92.25         | 92.21                 |
| - 10 %  | 92.2      | 92.00         | 92.17                 |

Figure 7. Résultats de la simulation de la régulation terminale.



considérable, le brix du compartiment 7 ne descend pas en-dessous de 92 et revient à 92,17 en moins d'une heure (cas C). Pour le pompage sinusoïdal du cas D, l'écart reste très faible, la grandeur évolue entre 92,196 et 92,202 pour une consigne qui est toujours à 92,200, ce qui compte tenu de la précision des analyses signifie qu'on n'observe aucune variation dans la pratique.

Ceci prouve la bonne adaptation de la régulation proposée aux perturbations susceptibles d'intervenir dans le déroulement du processus, d'autant que l'amplitude des perturbations a été volontairement surestimée.

Par rapport aux calculs théoriques, seul le gain a été sensiblement modifié. Un gain plus élevé permettrait une réponse plus "nerveuse" mais entraînerait aussi des dépassements non négligeables.

#### IV. LIMITES DE LA DETERMINATION DES PARAMETRES DE LA REGULATION

Aux déterminations faites précédemment, on peut opposer un certain nombre d'objections, que nous allons maintenant passer en revue :

$\alpha$  sur le répartiteur

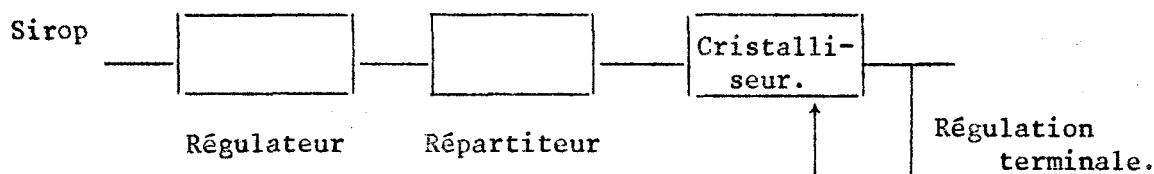
Le réglage du répartiteur n'est valable que pour un type de régime stable donné et n'a plus de sens en cas de perturbation. Certes le répartiteur est un système en boucle ouverte ; il ne peut réagir aux perturbations se produisant en aval comme en amont, mais il est assisté par un certain nombre de régulations.

- en entrée c'est-à-dire sur le sirop d'alimentation par une régulation de brix à  $\pm 0,5^\circ$  Bx près et par une régulation de débit.

- en sortie par une régulation terminale destinée à compenser au moins partiellement les écarts dus à des perturbations antérieures. Les différentes simulations montrent qu'elles maintiennent assez constantes les caractéristiques du produit fini.

L'existence de l'opérateur liant débit sirop et débit vapeur permet de conserver la répartition lors des changements du régime de chauffe.

Le système se présente comme suit :



$\beta$  sur la régulation terminale

- La régulation terminale ne peut à cause des contraintes apportées par la vanne, maintenir une consigne située en dehors de certaines limites ( $91,5 \pm 2$  environ).

Ceci a peu d'importance car la zone où l'on peut extraire la masse cuite avec un rendement satisfaisant est limitée et de toute façon il est possible de changer la zone de mesure de l'appareil si le besoin s'en fait impérieusement sentir.

- la dérive due au système électronique fausse la consigne. Cette dérive est faible  $0,1^\circ \text{ Bx}$  par 3 jours au plus et elle est de toute manière compensée grâce aux analyses de laboratoire, nécessaires par ailleurs.

- le retard est peut-être sous-estimé, car à celui de détection il faut ajouter le temps qu'il faut à une perturbation survenant à l'entrée du compartiment 7 pour se répercuter à la sortie. La simulation a prouvé que le rôle du retard était faible et qu'on disposait d'une marge de sécurité permettant par exemple d'installer le  $\gamma$ -densimètre plus loin du cristalliseur dans de futures installations. Il suffirait alors d'accroître légèrement l'action dérivée.

$\gamma$  sur les autres régulations

Nous ne les avons pas négligées bien que leur fonction soit moins importante.

- la régulation de niveau du fait de sa précision n'introduit guère de changement, comme nous l'avons vu au chapitre 2.A.

- l'hypothèse de pompages se produisant sur le débit de sirop vers le répartiteur a été étudiée au Chapitre III. Nous avons vu que même de forte amplitude, ces pompages étaient moins gênants que les variations de

la teneur en sucre. La précision de la régulation existante est donc très suffisante.

- On peut en dire autant de la régulation du niveau dans le concentrateur.

Nous pouvons donc considérer la régulation terminale convenablement réglée comme "presque optimale" au regard des objectifs qui lui sont assignés et les régulations secondaires comme amplement suffisantes. Quant au réglage du répartiteur, nous n'avons jusqu'ici étudié que son influence et ses limites par rapport à certaines contraintes.

Nous allons maintenant envisager un réglage de tous les paramètres pour atteindre des objectifs globaux, les actions des différentes régulations n'étant pas considérées indépendamment l'une de l'autre.

## CHAPITRE V

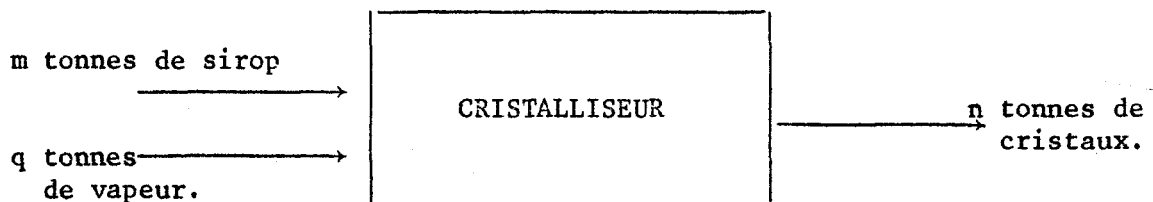
### APPLICATIONS DU MODELE

Après avoir testé la validité du modèle et étudié l'influence de la régulation, nous allons maintenant envisager diverses applications à des cristalliseurs continus existant actuellement ainsi qu'à des matériels encore à l'étude.

#### V.A. RECHERCHE D'UNE COMMANDE OPTIMALE

##### 1. DEFINITION DE LA POLITIQUE DE COMMANDE

Si nous négligeons la quantité de cristaux de semence introduits dans l'appareil (120 kg/h pour une production de plus de 15 T/h en sucrerie) le cristalliseur continu se présente sur le plan économique sous la forme du schéma suivant :



Le problème essentiel pour l'utilisateur consiste à produire le maximum de cristaux à partir d'une quantité donnée de sirop, tout en respectant un certain nombre d'impératifs techniques.

Il s'agit donc bien d'un problème de commande optimale. Toutefois sa résolution présente des difficultés particulières, à savoir :

- nous nous trouvons en face d'un système d'équations non linéaires

$$\frac{d C_n}{dt} = f(\lambda_n, C_n) \quad f \text{ fonction non linéaire (Cf. II A)}$$

$$\ddot{\lambda}_n = g(B_n, C_n) \quad g \text{ fonction non linéaire}$$

-  $B_n$  brix du compartiment  $n$ ,  $C_n$  masse de cristaux dans ce compartiment,  $\lambda_n$  sursaturation de l'eau-mère.

- le modèle est déterminé avec une certaine incertitude, et ses coefficients de vitesse de cristallisation peuvent varier avec l'état considéré du système.

- quelques contraintes techniques sont définies de manière imprécise (vitesse critique de prise de "fines", limite supérieure du brix final de la masse cuite).

Pour toutes ces raisons, il paraît très malaisé d'appliquer les méthodes classiques de détermination d'un optimum strict, d'autant qu'il n'est pas évident a priori que nous ne nous heurterons pas à des incompatibilités.

C'est pourquoi nous avons préféré à une formulation globale du problème, une approche par l'intermédiaire d'une série de politiques sous-optimales dans leur principe, mais dont nous pouvons affirmer qu'elles conduisent à un résultat très proche de l'optimum, compte-tenu des limites imposées par les contraintes techniques, telles qu'elles sont actuellement définies (capacité du concentrateur, limites des vannes).

#### a) optimisation de la répartition

Nous supposerons ici qu'on ne peut modifier ni le brix-consigne de la masse cuite sortie, fixé à 92,2, ni l'opérateur de rapport débit sirop/débit vapeur.

L'optimisation sera définie de la manière suivante : il faut maximiser les rapports  $\frac{n}{m}$  et  $\frac{n}{q}$  tout en respectant les contraintes suivantes

- pas de prises de "fines"

- pas de saturation des vannes d'amenée de sirop

- pas de modification notable de la taille des cristaux produits (encore qu'on puisse jouer dans ce cas sur la quantité de semence introduite).

- pas d'accroissement du C.V. final.

L'étude faite sur l'influence du répartiteur (IV, 1) nous a permis de constater qu'il fallait pour accroître la production augmenter le débit de sirop vers le concentrateur. Compte-tenu de cette constatation, nous avons réalisé un système de balayage automatique qui partant d'une valeur faible de  $Q_c$ , incrémente celle-ci progressivement en examinant à chaque fois 10 répartitions suivant le schéma de la figure 1.

Les répartitions entre les compartiments 1 à 6 sont telles qu'on passe d'un débit important en tête du cristalliseur à un débit important en queue de cristalliseur.

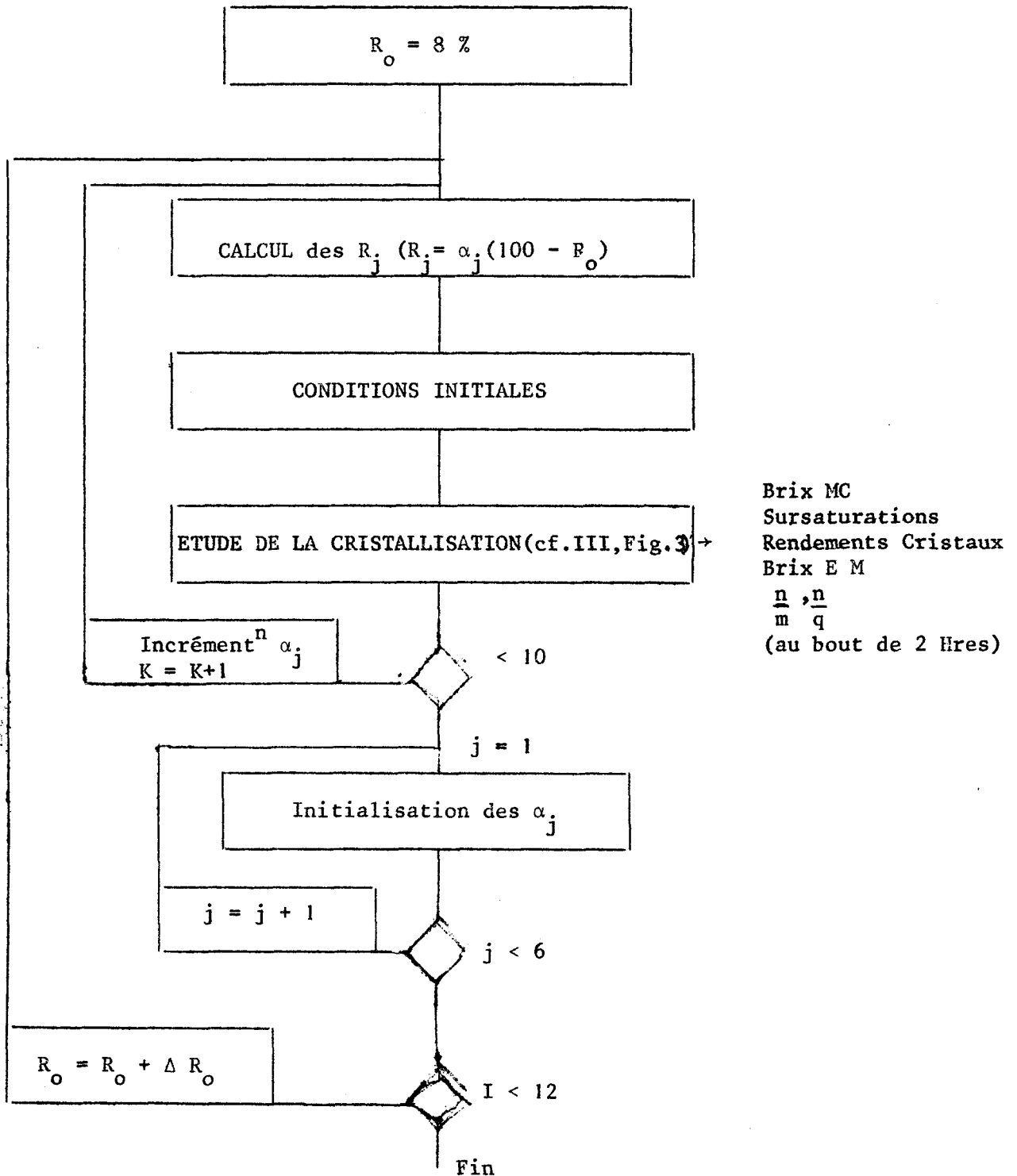
Cette méthode a permis d'étudier en tout 120 répartitions et de ainsi de près l'optimum possible pour la politique considérée.

b) augmentation du brix-consigne final

Cette politique est dangereuse car elle conduit à une masse cuite plus concentrée en sucre avec risque de cristallisation trop importante et impossibilité d'extraction. Il existe une limite à cet accroissement, et nous avons seulement examiné l'influence d'un passage de  $92,2^\circ \text{ Bx}$  à  $93^\circ \text{ Bx}$  par paliers de  $0,1^\circ \text{ Bx}$ , en conservant comme répartition l'optimum défini précédemment.

c) modifications de l'opérateur de rapport

Nous avons utilisé ce troisième facteur en combinaison avec les deux autres. Toutefois les résultats du Chapitre III, nous ont appris que cette modification avait peu de répercussions sur les débits, l'augmentation ou la diminution du débit de sirop vers le répartiteur étant pratiquement compensée par la variation en sens inverse du débit de sirop vers le septième compartiment ; d'autre part l'action sur ce paramètre fait intervenir dans un sens défavorable un troisième facteur que nous avons jusqu'ici négligé, le temps nécessaire pour traiter un tonnage donné de sirop. Aussi n'avons nous envisagé que des variations du rapport pour un régime donné, jusqu'à atteindre la saturation de la vanne d'alimentation en sirop du 7<sup>ème</sup> compartiment, (à la marge se sécurité près.



$R_o$  débit de sirop vers le concentrateur (en % du débit vers le répartiteur).

$R_j$  débit de sirop vers le compartiment j

$\Delta R_o = 2 \%$

$\alpha_j$  initiaux(en %)

22      22      13,5      16,5      11      15.



Fig.1 - ETUDE AUTOMATIQUE DE LA MEILLEURE REPARTITION DU SIROP.

$R_o = 8 \%$  prise de "fines" pour toutes les répartitions  
 $R_o = 10 \%$  " sauf pour 2 compartiments  
 $R_o = 12 \%$  " sauf pour 4 compartiments  
 $R_o = 16 \%$  " lorsque  $R_1$  et  $R_2 > 14 \%$   
 $R_o = 20 \%$  " lorsque  $R_1$  et  $R_2 > 13 \%$   
 $R_o = 24 \%$  " lorsque  $R_1$  et  $R_2 > 13 \%$   
 et  $R_1$  et  $R_2 < 8 \%$

Autres résultats pour la répartition :

$R_1 = 10,6 \%$  ,  $R_2 = 10,6 \%$  ,  $R_3 = 10,3 \%$  ,  $R_4 = 12,5 \%$  ,  $R_5 = 13,9 \%$   
 $R_6 = 18,1 \%$ .

|                | C 1  | C 2  | C 3  | C 4  | C 5  | C 6   | C 7   |
|----------------|------|------|------|------|------|-------|-------|
| Sursaturation  | 1.14 | 1.14 | 1.09 | 1.08 | 1.06 | 1.09  | 1.09  |
| Débit cristaux | 0.32 | 1.22 | 2.56 | 4.78 | 7.14 | 11.98 | 17.77 |



$R_o = 30 \%$  prises de fines pour toutes les répartitions sauf :

$R_1 = 11,2 \%$   $R_2 = 11,2 \%$   $R_3 = 9,5 \%$   $R_4 = 11,5 \%$   $R_6 = 15,1 \%$ .

Les répartitions sont exprimées en % du débit de sirop vers le répartiteur.

Figure 2. Quelques résultats de l'étude automatique des répartitions.

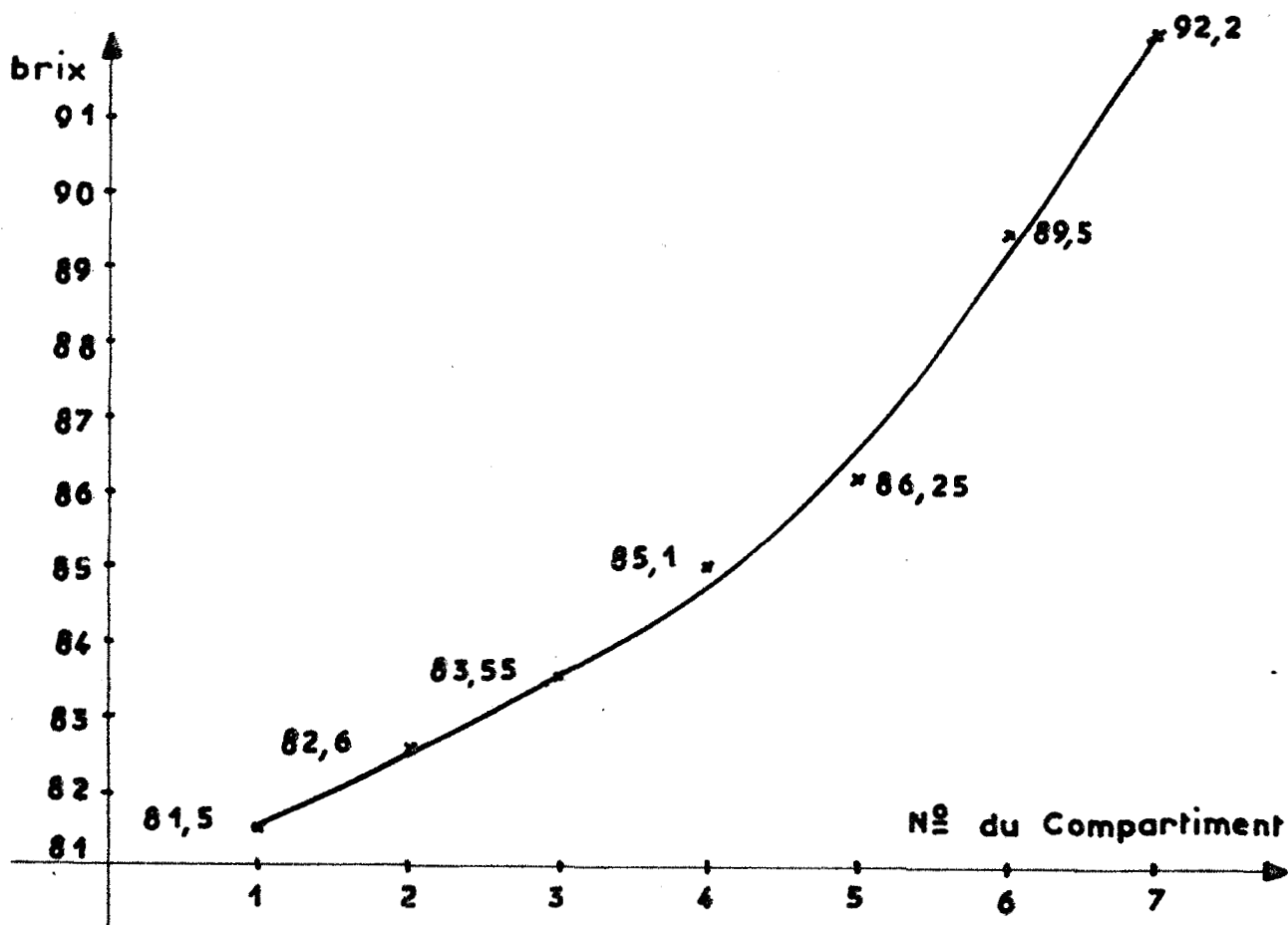
## 2. RESULTATS

a) les résultats du programme d'essais systématiques de répartition montrent que la meilleure méthode de commande consiste à envoyer une forte quantité de sirop au concentrateur et à alimenter ensuite beaucoup plus les compartiments 5 et 6 que les compartiments 1 et 2 (voir tableau - figure 2). Compte-tenu des contraintes actuelles nous avons retenu la répartition suivante comme la meilleure :

| Compartiment                                     | Conc | C 1  | C 2  | C 3  | C 4  | C 5  | C 6  |
|--------------------------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| débit (%) du débit<br>de sirop réparti-<br>teur. | 24   | 10.6 | 10.6 | 10.3 | 12.5 | 13.9 | 18.1 |

La courbe des brix correspondante est donnée à la figure 3.

Cette répartition peut-être considérée comme optimale avec une erreur sur chaque terme de 1 %.



**Fig 3** Courbe des brix de la masse cuite pour la répartition choisie



Notons en passant que l'on peut atteindre 30 % du total pour l'alimentation du concentrateur avant d'engendrer des "fines".

Même dans une zone très voisine de l'optimum, on n'accroît que faiblement l'épuisement de la masse cuite (57,32 % de cristaux en masse contre 57,07 dans le régime de référence) mais on gagne à la fois sur le rapport  $\frac{n}{q}$  (0,5 %) et sur le rapport  $\frac{n}{m}$  (0,4 %).

b) les gains obtenus par l'accroissement du brix final sont plus considérables. On n'observe pas d'apparition de "fines" dans le 7<sup>ème</sup> compartiment pour les augmentations effectuées ; c'est donc bien le problème de l'extraction de la masse cuite et de la marge de sécurité qui limite l'action dans ce sens.

La simulation a été faite en conservant pour la répartition la valeur déterminée précédemment, puisqu'il n'y a de modification que dans le dernier compartiment. Les résultats sont résumés dans le tableau de la figure 4, comme dans le cas précédent, on accroît simultanément  $\frac{n}{q}$  et  $\frac{n}{m}$  à 93° Bx, le gain atteint 2,8 % pour  $\frac{n}{m}$  et 2,5 % pour  $\frac{n}{q}$  par rapport au nouveau régime de référence.

c) Une diminution de la valeur de l'opérateur de rapport permettent d'accroître encore un peu  $\frac{n}{m}$  et  $\frac{n}{q}$  ; ceci n'est possible que parce qu'on n'est pas encore arrivé à la vitesse limite de cristallisation dans les 6 premiers compartiments, valeur que l'on peut atteindre théoriquement en modifiant seulement la répartition.

D'autre part diminuer le rapport  $\frac{\text{débit sirop}}{\text{débit vapeur}}$  entraîne une légère diminution du débit donc de la "capacité apparente" pour un régime de vapeur donnée. La marge d'utilisation de ce paramètre se révèle donc assez restreinte.

### 3. CHOIX DE LA POLITIQUE DE COMMANDE

En fonction de ces résultats, il apparaît maintenant possible de déterminer une politique de commande adaptée aux besoins de l'utilisateur. En effet, il n'existe pas un choix unique mais plusieurs suivant l'objectif industriel adopté.

Débit répartiteur : 33,65 T/h

Débit vapeur : 7,9 T/h

Répartition :  $R_0 = 24$  -  $R_1 = 10,6$  -  $R_2 = 10,6$  -  $R_3 = 10,3$

$R_4 = 12,5$  -  $R_5 = 13,9$  -  $R_6 = 18,1$ .

| Brix consigne | Débit total<br>de masse cuite<br>(T/h) | Débit de<br>cristaux (T/h) | Débit de sirop<br>vers le C7(T/h) | Sursaturation<br>dans le C7. |
|---------------|----------------------------------------|----------------------------|-----------------------------------|------------------------------|
| 92.4          | 30.7                                   | 17.88                      | 5.59                              | 1.089                        |
| 92.6          | 30.41                                  | 18.01                      | 5.30                              | 1.090                        |
| 92.8          | 30.13                                  | 18.15                      | 5.03                              | 1.090                        |
| 93            | 29.86                                  | 18.23                      | 4.75                              | 1.090                        |

Figure 4. Augmentation du Brix-consigne final.

- Même répartition que précédemment
- Opérateur de consigne  $\alpha = 4,5$
- Brix-consigne final 91,8

Résultats au bout de 2 Heures.

Débit cristaux : 17,03 T/h

Débit masse cuite : 31,20 T/h

Sursaturation dans le compartiment 7 : 1,115

Prise de "fines" dans le compartiment 7.

Figure 5. Augmentation de la capacité apparente du cristalliseur.

- si l'utilisateur souhaite conserver une marge de sécurité importante, son intérêt est de se limiter à la politique définie au V 1a.
- s'il veut obtenir un rendement maximum, il peut combiner les trois méthodes.

Ainsi la répartition définie au 2 a., assortie d'une légère diminution de la valeur de l'opérateur de rapport (4,26 à 4,1) et d'une augmentation du brix consigne final de 92,2 à 92,5 permettrait-elle d'obtenir une augmentation non négligeable de la production 300 Kg. cristaux/heure environ - soit une amélioration de plus de 2 % de  $\frac{n}{m}$  et de près de 5 % de  $\frac{n}{q}$ .

Le C.V. étant de son côté légèrement amélioré.

La modification résultante des O.M. des cristaux - + 10  $\mu$  - est négligeable.

- s'il souhaite traiter sa matière première dans le temps le plus bref possible, il peut augmenter la valeur de l'opérateur de rapport et diminuer le brix consigne final. Avec  $\alpha = 4,5$  et  $B_{7C} = 91,7$ , pour le même débit consigne de vapeur, la production de masse-cuite augmente de 6 %, toutefois le rendement de la masse cuite en cristaux chute de 3 points, et cette solution n'apparaît donc pas souhaitable (figure 5.)

Les études précédentes ont été effectuées dans le cas d'un régime de base donnée ; l'opérateur de rapport, s'il est peu utilisable dans la recherche de l'optimisation du fonctionnement, permet d'adapter ce dernier aux changements de régime éventuels ; aussi les conclusions que nous avons pu tirer sont-elles indépendantes du débit de vapeur (sauf pour les régimes les plus élevés où on risque des saturations).

Dans tous les cas une simulation du fonctionnement avec un critère particulier (par exemple minimisation de l'erreur par rapport à une courbe de brix donnée, ou par rapport à une courbe de croissance des tailles si l'on veut contrôler en priorité le C.V.) et un balayage automatique de certains paramètres peut-être envisagée pour cerner l'optimum.

## V.B. EXTENSION DU MODELE POUR DIFFERENTS TYPES DE FONCTIONNEMENT

### 1. AMELIORATION DU MODELE

Afin d'être apte à représenter une gamme plus étendue de

phénomènes physiques, il faut apporter au modèle un certain nombre d'améliorations.

- détermination des coefficients d'affaiblissement de la vitesse de cristallisation dans le cas de sirops de très haute pureté (raffinerie) ou au contraire de pureté  $< 90$  (Cristallisation en 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> jets).

Dans cette étude nous avons considéré que ces coefficients étaient constants pour chaque compartiment, hypothèse justifiée par la quasi-constance de la pureté de l'eau-mère dans les premiers compartiments et la faible influence des variations de la quantité de cristaux susceptibles de se produire en cas de perturbations. Nous avons toutefois cherché une loi empirique reliant ces coefficients, loi qui peut facilement être introduite dans le modèle pour en améliorer les résultats en régime dynamique (voir annexe D).

Afin d'obtenir des corrélations plus précises et plus générales entre les coefficients de vitesse de cristallisation, pureté de l'eau-mère, masse de cristaux présente dans le compartiment, il faudra mener des études importantes au laboratoire sur de petites masses cuites d'essais, études comportant un dépouillement statistique. Une telle série de mesures dépasse le cadre du présent mémoire.

- introduction de l'influence du vide.

Nous ne nous sommes pas attachés à ce point particulier car l'existence d'une régulation du vide rend très rares les variations notables de ce paramètre. La mise en oeuvre du vide dans le modèle aurait pour conséquence l'introduction corrélative de la température d'ébullition de la masse cuite ; la température constitue un facteur important de la cristallisation.

- étude du phénomène de l'encrassement lié à la prise de "fines" et de la modification des coefficients d'échange thermique (voir Annexe B). Cette partie soulève encore un problème d'études expérimentales.

## 2. CHAMP D'APPLICATION

Le modèle ainsi complété peut s'appliquer dans deux directions différentes.

a) Etude d'autres modes de commande du matériel existant.

Plusieurs commandes ont déjà été envisagées en dehors de celle : répartition préalable du sirop - densité du produit final actuellement employée.

- une commande du débit de sirop par la température, ou par l'écart ébulliométrique.

- une commande par la sursaturation mesurée grâce à la conductivité électrique de la masse cuite.

- une commande par la compacité, mesurée au moyen du couple résistant opposé par la masse cuite au déplacement d'un organe mécanique.

- une commande mixte comportant un des contrôles précédents, mais conservant le  $\gamma$ -densimètre sur la conduite de sortie.

Toutes ces politiques de commandes doivent comporter une boucle d'asservissement en queue pour "rattraper" les perturbations éventuelles ainsi qu'une en-tête du cristalliseur (voire une en-tête et une au milieu (cf. IV 4)).

Dans l'état actuel de la technologie des capteurs, la réalisation de ces commandes s'avère délicate pour les raisons suivantes.

- encrassement des sondes de température.

- manque de sensibilité des capteurs de compacité dans les comparatifs de tête.

- l'influence des impuretés sur la conductivité est surtout utilisable pour les solutions fortement impures.

Toutefois l'emploi du modèle pour une étude de ces modes de commande ne pose aucun problème particulier dès lorsque ces obstacles sont levés.

L'emploi d'un calculateur numérique en temps réel - en ligne ou hors ligne - a été aussi examiné. Avec un pas de calcul de 2/1000 h, le temps de calcul du modèle - y compris le C.V. - est de l'ordre de 40 % du temps réel ce qui est admissible.

Par contre le coût propre du calculateur, des systèmes de mesure, des convertisseurs (la régulation étant de type continu), des circuits de doublement et de sécurité si l'on travaille en ligne est manifestement supérieure à l'économie de main-d'oeuvre et au gain de production qu'on peut escompter pour un cristalliseur. Dans la perspective d'un atelier équipé de plusieurs cristalliseurs continus, l'installation d'un organe numérique chargé du calcul des consignes optimales et de la détermination du régime de marche, voire du tri des mesures si sa capacité est suffisante, mérite une étude approfondie.

b) Etude d'autres sortes de matériel.

Le modèle, sous réserve des améliorations définies au VB 1 peut aussi s'appliquer.

- à des cristalliseurs de 2<sup>ème</sup> ou 3<sup>ème</sup> jet, ou au contraire à des cristalliseurs de raffinerie, c'est-à-dire traitant des sirops de pureté plus basse ou plus élevée.

- à des cristalliseurs traitant des sirops de canne, aux caractéristiques légèrement différentes.

- à des cristalliseurs de conception voisine mais présentant des particularités techniques (autre dimensionnement, nombre de compartiments autre procédé d'alimentation ou d'extraction).

3. EXEMPLE : LE CRISTALLISEUR A MAGMA

Le cristalliseur à magma appartient à la dernière des catégories définies ci-dessus. Deux cristalliseurs de ce type sont actuellement en cours de réalisation.

Le principe de l'appareil consiste à alimenter un ensemble à 4 compartiments par du "magma" autrement dit par une masse cuite à brix faible et contenant des cristaux de petite O.M. produite par un cristalliseur discontinu (voir le schéma figure 6.), ce qui équivaut à considérer seulement les quatre derniers compartiments du cristalliseur étudié jusqu'ici.

L'intérêt de ce système réside bien sûr dans sa simplicité. Il doit aussi permettre un meilleur contrôle de la qualité du produit fini.

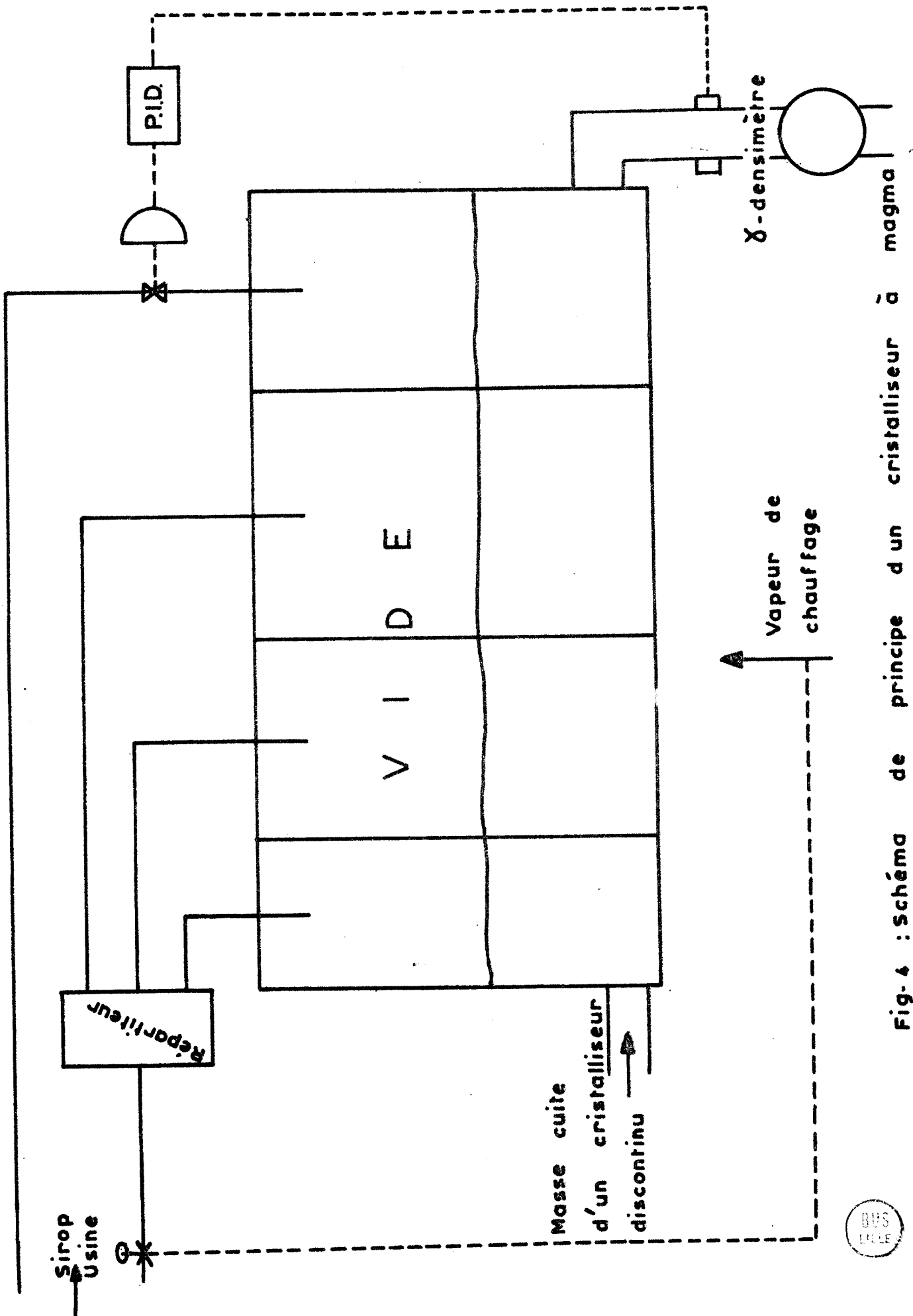


Fig-4 : Schéma de principe d'un cristalliseur à magma

Hypothèses :

- Coefficients d'échange thermique proportionnels à ceux des compartiments 4 à 7 du cristalliseur de type précédent.
- même hypothèse pour les quantités de cristaux initiales, au rapport dimensionnel près.
- 3,5 T/h de magma à brix 88 - 6,5 T/h de vapeur.
- Coefficients  $K_1$  de réduction de la vitesse :

| C 1  | C 2  | C 3  | C 4  |
|------|------|------|------|
| 0.91 | 0.79 | 0.65 | 0.60 |

Résultats avec la répartition choisie

| Compartiment         | 1     | 2     | 3     | 4     |
|----------------------|-------|-------|-------|-------|
| Brix<br>masse cuite  | 84.8  | 85.4  | 88.6  | 92    |
| Sursaturation        | 1.057 | 1.050 | 1.065 | 1.063 |
| Débit cristaux       | 2.1   | 3.6   | 7.7   | 12.8  |
| Débit<br>masse cuite | 8.2   | 12.9  | 18.9  | 22.6  |

Avec  $\alpha = 4$  légère sous-saturation dans le compartiment 1.

N.B. A brix final constant, le débit de masse cuite dépend exclusivement du débit de vapeur et de l'apport de magma.

Figure 7. Quelques résultats de la simulation du cristalliseur à magma.

Faute d'indications complètes, nous n'avons pas procédé à une étude systématique de la commande d'un tel système. Toutefois, en nous servant des études faites au V, A, nous sommes arrivés à la prédétermination suivante des paramètres de la régulation pour un apport de magma de 3,5 T/h.

$$\text{Rapport } \frac{\text{débit sirop}}{\text{débit vapeur}} = 3,4$$

$$R_1 = 30 \%$$

$$R_2 = 30 \%$$

$$R_3 = 40 \%$$

(Des résultats détaillés sont fournis par le tableau figure 7.)

Le C.V. n'a pas été calculé, la répartition granulométrique des cristaux du magma nous étant inconnue.

En dépit de ce point, nous pouvons affirmer que le modèle a fourni une première approche d'un système non encore en fonctionnement et ceci en montre tout l'intérêt pour de futures réalisations.

## CONCLUSION GENERALE

---

Nous nous sommes efforcés dans ce mémoire d'élaborer un modèle de cristallisation continue basé sur des grandeurs physiques familières à l'utilisateur de manière à reproduire avec une précision convenable l'évolution du processus.

Pour parvenir à ce résultat, nous sommes partis des données expérimentales, d'où nous avons extrait une formulation qui va à l'encontre de nombreux travaux, mais qui nous semble justifiée par la théorie de la diffusion en milieu agité.

Nous avons simplifié cette formulation afin d'éliminer certains paramètres difficilement mesurables (vitesse liquide-cristaux, viscosité) et nous ramener à l'ajustement de deux coefficients empiriques.

Ceci nous a conduit à des équations non linéaires, ce qui, ajouté aux incertitudes parfois importantes sur certains paramètres, rend difficile une étude mathématique du système. L'utilisation d'un calculateur numérique permet toutefois de simuler les régimes statique et dynamique du procédé en tenant compte des contraintes techniques imposées à l'utilisateur.

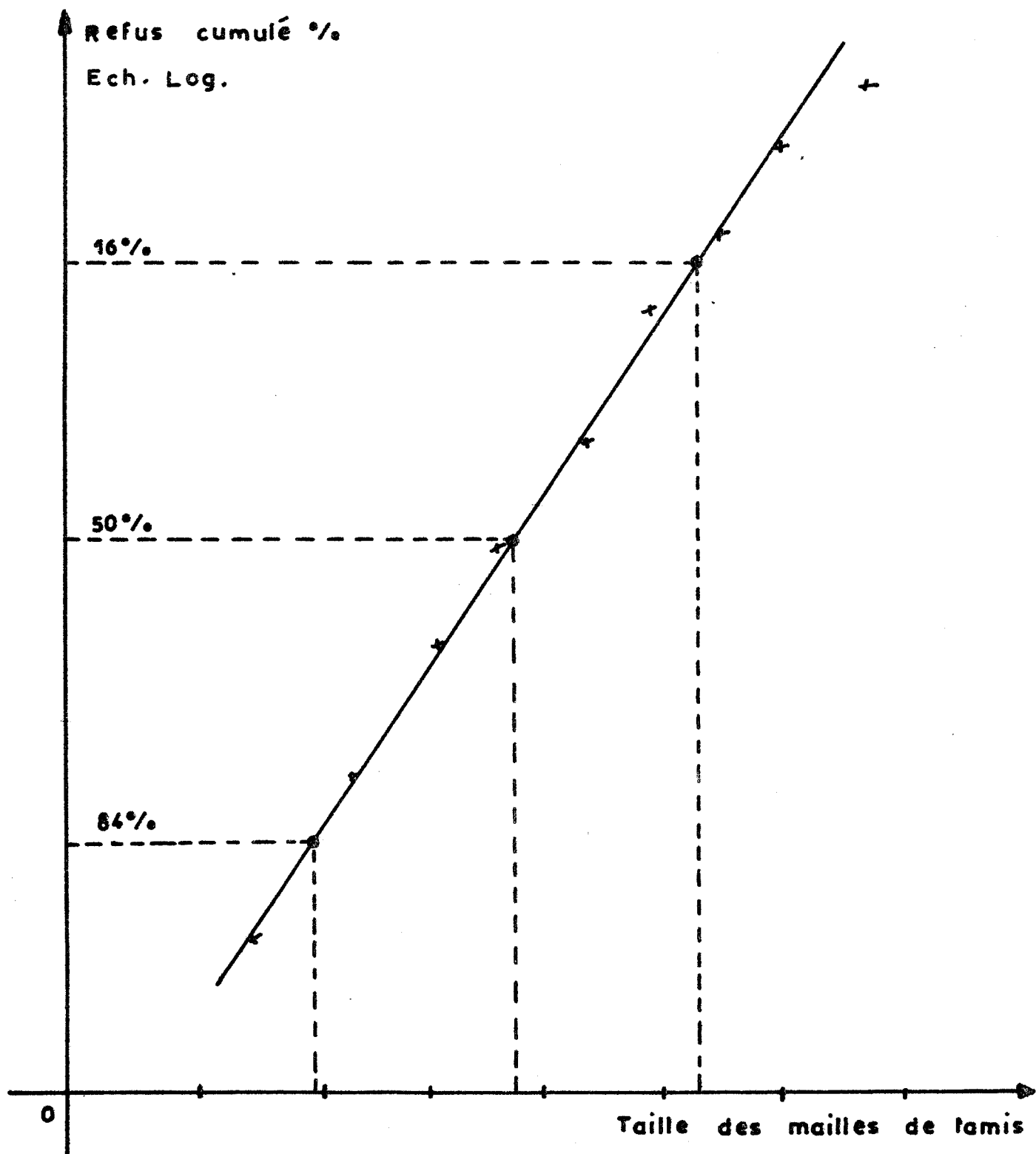
Nous avons ainsi étudié le comportement dynamique du processus face à des perturbations telles qu'il peut s'en produire dans un fonctionnement industriel, ainsi que l'influence de la régulation. La concordance du modèle avec la réalité nous a paru suffisante pour envisager son application à une optimisation de la commande, suivant un critère de fonction des desiderata de l'utilisateur. Nous avons pu de la sorte proposer un réglage des paramètres dans le cas d'une politique donnée.

Nous avons également montré que la représentation d'un système de cristallisation continue traitant des produits de même nature mais dans des conditions légèrement différentes (dimension, régulation, taille des cristaux) ne soulevait pas de difficulté particulière.

Le modèle demeure restreint à un domaine assez limité en ce qui concerne les sirops de départ.

Nous pensons cependant qu'il est possible, en prélevant des informations sur une large échelle, de lui apporter les compléments qui permettront

de l'appliquer à une gamme beaucoup plus étendue de processus de cristallisation du saccharose, quels que soient la nature des produits traités et le mode de production. C'est dans ce sens que devraient s'orienter de futures recherches.



ANNEXE A

Détermination graphique de l'O.M. et du C.V.



Les refus cumulés pour cent sont portés en ordonnées du graphique (suivant une échelle doublement logarithmique), les tailles des mailles du tamis en abscisses suivant une graduation linéaire.

D'après le principe de la méthode les points représentatifs doivent alors être alignés suivant une droite passant par les points 15,87 % et 84,13 %.

Ce n'est généralement pas tout à fait le cas mais l'opérateur "moyenne" les points réels obtenus (voir graphique ci-contre).

L'O.M. correspond alors au point 50 % du graphe.

Quant au C.V. il est donné par la relation :

$$\text{C.V. (en \%)} = \frac{\text{taille à 16 \%} - \text{taille à 84 \%}}{2 \text{ O.M.}} \times 100$$

Il y a donc dans cette méthode deux causes d'erreur.

- le tracé de la droite
- la lecture des tailles à 16 %, 50 %, 84 %.

A N N E X E    B

- - - - -

*Influence de la diminution des coefficients d'échange thermique  
plaques du faisceau-masse cuite.*

Nous n'avons pas étudié ce phénomène dans le corps de ce mémoire car sa durée est trop importante pour entrer dans le cadre de nos études de régime dynamique.

Les analyses de bilan effectuées par le constructeur montrent qu'au bout de trois semaines de fonctionnement les coefficients d'échange thermique ont diminué de 1 à 10 % suivant les compartiments.

Nous avons simulé le fonctionnement avec des coefficients diminués dans l'hypothèse où on n'a procédé à aucune retouche des réglages du régime permanent.

| Compartiment                                | 1   | 2   | 3 | 4  | 5  | 6 | 7   |
|---------------------------------------------|-----|-----|---|----|----|---|-----|
| Diminution du<br>coeff. d'échange<br>(en %) | 5.5 | 6.5 | 8 | 11 | 11 | 9 | 1.5 |

Les résultats ont été les suivants :

|                            |       |       |       |       |       |       |        |
|----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|
| Brix<br>masse cuite        | 80.8  | 81.8  | 82.5  | 83.6  | 84.3  | 86.8  | 92.2   |
| Sursaturations             | 1.075 | 1.097 | 1.074 | 1.076 | 1.066 | 1.105 | 1.112* |
| Rendements<br>en cristaux. | 4.3   | 8.2   | 11.9  | 17.5  | 21.6  | 30.7  | 56.8   |

Il faut noter en outre qu'il y a prise de "fines" dans le 7<sup>ème</sup> compartiment et que la production tend à diminuer (15,85 T/h de cristaux contre 17,1 T/h).

Si l'on modifie alors l'opérateur de rapport pour lui donner la valeur  $\alpha = 4$ , le nouveau régime permanent présente les caractéristiques suivantes.

|                            | 1     | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     |
|----------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Brix<br>masse cuite        | 81.0  | 82.3  | 83.0  | 84.3  | 85.1  | 87.9  | 92.2  |
| Sursaturations             | 1.078 | 1.095 | 1.070 | 1.068 | 1.060 | 1.096 | 1.099 |
| Rendements<br>en cristaux. | 5.3   | 10.2  | 14.7  | 21.2  | 25.7  | 36.3  | 57.1  |

Il y a donc rétablissement de bonnes conditions de cristallisation notamment d'un rapport  $\frac{n}{m}$  convenable, avec toutefois une production inférieure ; il suffit maintenant d'augmenter le débit de vapeur pour maintenir la production. La réduction de l'échange thermique ne se traduit plus que par une légère augmentation de la consommation de vapeur.

L'opérateur de rapport débit sirop/débit vapeur joue ici encore un rôle d'adaptation à un changement de régime, bien que celui-ci soit dû à une modification lente et irrégulièrement répartie d'un paramètre interne du système.

A N N E X E C

- - - - -

*Etude du problème des "fines"*

Nous avons vu (III,5) que le modèle situait souvent la prise de "fines" un peu trop loin vers la queue de l'appareil.

Deux explications de ce phénomène nous paraissent possibles (qui peuvent du reste être complémentaires).

a) la vitesse critique dépend de la pureté de l'eau-mère.

Nous avons adopté comme vitesse limite de cristallisation  $2800 \text{ mg/m}^2 \text{ mn}$ , ce qui nous a paru suffisamment sévère, la vitesse réelle dans les compartiments 6 et 7 se trouvant très proche de cette valeur (cf. II A, figure 5) dans une cristallisation menée normalement. La valeur résultant d'essais de laboratoire effectuée sur des solutions pures ont fourni un seuil critique un peu inférieur,  $2300 \text{ mg/m}^2 \text{ mn}$  environ.

On peut donc penser que la présence d'impuretés dans une solution sucrée entrave la formation de nouveaux germes en limitant la possibilité d'agglomération des molécules de saccharose, cette hypothèse pourrait être infirmée ou confirmée par des investigations plus poussées en laboratoire dans le domaine des solutions impures.

b) la vitesse calculée est la vitesse moyenne correspondant à l'O.M. des cristaux du compartiment considéré. Mais une fraction des cristaux de semence a une taille nettement supérieure à l'O.M. et grossit plus vite. Dans le compartiment 3 par exemple, si à une O.M. de  $350 \mu$  correspond une vitesse de  $2000 \text{ mg/m}^2 \text{ mn}$ , cette vitesse va s'élever à près de  $3000 \text{ mg/m}^2 \text{ mn}$  pour des cristaux de  $500 \mu$ , ce qui implique la prise de "fines". Ce phénomène pour entraîner des conséquences sensibles, suppose toutefois que la fraction des cristaux de semence dont la taille est supérieure à  $200 \mu$  environ n'est pas négligeable.

Si ces hypothèses permettent d'expliquer la formation de "fines" dès les premiers compartiments, elles ne rendent pas compte du fait que le

phénomène est moins sensible en queue, ce qui semblerait prouver que quand il y a prise de "fines" au niveau d'un compartiment intermédiaire, les suivants sont relativement préservés. Certes l'apparition de nouveaux cristaux augmente la surface de cristallisation, mais il est impossible de chiffrer cet accroissement.

Les simulations que nous avons effectué dans ce domaine (échelon de débit de semence, essai de différents coefficients d'accroissement du nombre de cristaux, n'ont pas fourni de résultats significatifs à cet égard).

Par contre l'introduction artificielle de petits cristaux -  $30\ \mu$  - dans le compartiment 4 pour simuler une prise de "fines" a eu les conséquences attendues sur le C.V. final.

Au lieu d'une O.M. de 0,73 mm et d'un C.V. de 39,6 %, nous avons obtenu une O.M. de 0,72 mm et un C.V. de 41,8 %.

A N N E X E    D

- - - - -

*Expression des coefficients d'affaiblissement de la vitesse de cristallisation en fonction de la pureté de l'eau-mère et du rendement en cristaux.*

Nous avons déterminé les coefficients  $K_1$  de la loi de cristallisation (cf. II, A) en partant de mesures faites sur des masses cuites de laboratoire (Réf. 12) et en procédant ensuite à un ajustement sur calculateur.

Ces coefficients ne subissent que des variations négligeables - 1 à 2 % - en cas de perturbations aussi les avons-nous toujours supposé constants sauf dans quelques cas particuliers.

Dans le cas de changements très importants de régime, ou dans celui de sirops de pureté différente, le problème se pose de connaître les variations de ces coefficients. Une étude rigoureuse, destinée à fournir des résultats valables dans un large domaine, suppose de très nombreuses mesures (cf V, B). Nous avons cherché ici une expression mathématique des  $K_1$  à partir des valeurs calculées.

Nous pouvons vraisemblablement estimer que cette expression est valable dans le domaine des sirops de premier jet (pureté 90 à 95 environ)

La forme choisie est la suivante :

$$K_1 = C e^{\alpha(P - 100)} e^{-\beta \eta}$$

$C, \alpha, \beta$  constantes

P pureté de l'eau-mère

$\eta$  Rendement massique en cristaux.

A N N E X E

PROGRAMME PRINCIPAL AVEC TOUTES DONNEES INTRODUITES PAR RUBAN  
PAS DE PERTURBATIONS

SEC SIMCOI;  
GBL FLOPI;  
CEV 2000;  
CBO BM\*;CAV 6440;SA 2021;IRV \*\*1;  
CXV -202;RX MEMO;CAV 6000;SA 2022;IRV \*\*1;  
TUB;CXV -11;EA 0022;IRV :-IRV \*\*1;ZRV \*\*2;  
ADB;DUV 2150;ZRV TUB+1;DUV 2520;ZRV TUB+1;DUV 3770;ZRV TUB;  
BDA;RA X DECIM+11;AXV +1;IRV TUB+1;IRV FC102;CX MEMO;  
IRV FCRO;X QVA+202 BO\*;AXV +2;IRV TUB-4;  
CXV -2000;RX TRUC;

DECAL;IRV FCHO;  
QVA BO\*;  
IRV MPFC;  
ALPHA BO\*;  
IRV FCRO;  
QREP BO\*;  
IRV FC210;IRV FORMA;

PRI;IRV FCHO;  
-CXV-PRI;CXV -14;  
P1;IRV FCHO;  
X SPLA+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
X KIHE+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
QVA BO\*;  
IRV FCRO;  
X EVA+14 BO\*;  
AXV+2;-AXV +2;IRV P1;

P2;IRV FCHO;  
QREP BO\*;  
IRV MPFC;  
REP BO\*;  
IRV MPFC;  
CJCON BO\*;  
IRV FCRO;  
DEBCO BO\*;

PC-IRV FCHO;  
QREP BO\*;  
IRV MPFC;  
REP BO\*; -BSI BO\*;  
IRV ADFC;  
SUCI BO\*;  
IRV FCRO;  
RAN1 BO\*;  
IRV FCHO;  
BSI BO\*;  
IRV STFC;  
BRIXC BO\*;  
IT-IRV FCRO;  
RAN2 BO\*;  
IRV FCHO;  
DEBCO BO\*;

IRV ADFC;  
MAGMA BO\*;  
IRV FCRO;  
DEB BO\*;

CXV -12;  
P4:IRV FCHO;  
QREP BO\*;  
IRV MPFC;  
X REP+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
X QSI+12 BO\*;  
IRV ADFC;  
X DEB+12 BO\*;  
IRV STFC;  
X EVA+12 BO\*;  
IRV FCRO;  
X DEB+14 BO\*;  
IRV-AXV +2;IRV P4;

P5:IRV FCHO;  
DEB+14 BO\*;  
IRV STFC;  
EVA+14 BO\*; -EVA+12 BO\*;  
IRV IRV MPFC;  
BSI BO\*;  
IRV STFC;  
RAN1 BO\*;  
IRV DVFC;  
RAN2 BO\*;  
IRV FCRO;  
DEB+14 BO\*;  
■ -IRV FC210;IRV FORMA;

P5B:IRV FCHO;  
DEB+14 BO\*;  
IRV STFC;  
DEB+12 BO\*;  
IRV ADFC;  
EVA+12 BO\*;  
IRV FCRO;  
I-QSI+12 BO\*;  
IRV FCRO;  
QSIC BO\*;  
IRV FC210;IRV FORMA;

RIN:IRV FCHO;  
QREP BO\*;  
IRV MPFC;  
BSI BO\*;  
IRV MPFC;  
REP BO\*;  
IRV ADFC;  
QUCI BO\*;  
IRV FCRO;  
SIG BO\*;

CXV -14;  
P5C:IRV FCHO;  
X QSI+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
BSI BO\*;  
IRV ADFC;  
X SIG+14 BO\*;

IRV FCRO;  
X SIG+16 BO\*;  
IRV DVFC;  
X DEB+16 BO\*;  
IRV FCRO;  
X BRIX+14 BO\*;  
AXV +2;IRV P5C;

CXV -14;  
P6:IRV FCHO;  
X BRIX+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
DSJ BO\*;  
IRV ADFC;  
HUN BO\*;  
IRV STFC;  
X BRIX+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
INVDEN BO\*;  
IRV FCHO;  
HUN BO\*;  
IRV DVFC;  
INVDEN BO\*;  
IRV FCRO;  
DENS BO\*;  
IRV MPFC;  
X VOL+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
X MASTO+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
X SIG+16 BO\*;  
IRV DVFC;  
X DEB+16 BO\*;  
IRV FCRO;  
X MASEC+14 BO\*;  
AXV +2;IRV P6;

REMI:RZ TE;RZ TE+1;RZ ACINT;RZ ACINT+1;  
CXV -14;  
CAV +3;RA PAGE;CAV -3;RA NLIGN;

P7:IRV FCHO;  
X MASEC+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
X MASTO+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
X BRIX+14 BO\*;  
CA MEMSOR;NRV SORDO;

P7B:IRV FCHO;  
X MASTO+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
X DEB+16 BO\*;  
IRV FCRO;  
GTE BO\*;  
CA JULIE;  
NRV BIBIL;

P8:IRV FCHO;  
X QSI+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
BSI BO\*;  
IRV ADFC;  
X SIG+14 BO\*;

IRV STFC;  
X SIG+16 BO\*;  
IRV MPFC;  
DETE BO\*;  
IRV FCRO;  
DESEC BO\*;

P8A:IRV FCHO;  
X DEB+14 BO\*;  
IRV ADFC;  
X QSI+12 BO\*;  
IRV STFC;  
X DEB-X EVA+12 BO\*;  
IRV FCRO;  
X DEB+16 BO\*;

P8B:IRV FCHO;  
X CRIS+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
X MASTO+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
REND BO\*;  
CA JULIE;NRV BIBIL;

P9:IRV FCHO;  
HUN BO\*;  
IRV STFC;  
X BRIX+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
EAUSOL BO\*;  
IRV FCHO;  
X BRIX+14 BO\*;  
IRV F-IRV MPFC;  
PURETE BO\*;  
IRV STFC;  
X -REND BO\*;  
IRV FCRO;  
SUCSOL BO\*;  
IRV FCHO;  
X BRIX+14 BO\*;  
IRV STFC;  
REND BO\*;  
IRV FCRO;  
SECSOL BO\*;  
IRV FCHO;  
HUN BO\*;  
IRV STFC;  
REND BO\*;  
IRV FCRO;  
TRAC BO\*;

P10:IRV FCHO;  
SECSOL BO\*;  
IRV DVFC;  
TRAC BO\*;  
IRV FCRO;  
BRIXOM BO\*;  
CA JULIE;NRV BIBIL;

P11:IRV FCHO;  
HUN BO\*;  
-SUCSOL BO\*;  
IRV DVFC;  
EAUSOL BO\*;  
IRV DVFC;

HUN BO\*;  
IRV FCRO;  
SURS BO\*;  
CA MEMSOR;NRV SORDO;

P12:IRV FCHO;  
X CRIS+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
X NCRI+16 BO\*;  
IRV MPFC;  
UNIT BO\*;  
IRV LOGFC;  
IRV MPFC;  
ZUT BO\*;  
IRV EXPFX-IRV EXPFC;  
IRV FCRO;  
DEUTI BO\*;  
P13:IRV F-P13:IRV RACFFC-I-P13:IRV RACFC;  
IRV DVFC;  
CUBIC BO\*;  
IRV FCRO;  
TAIL BO\*;  
CA JULIE;NRV BIBIL;

P14:IRV FCHO;  
TAIL BO\*;  
IRV DVFC;  
TAIRE BO\*;  
IRV LOGFC;  
IRV MPFC;  
UNUN BO\*;  
IRV EXPFC;  
IRV MPFC;  
X COEF+14 BO\*;  
IRV MPFC;  
VITBA BO\*;  
IRV MPFC;  
SURD-SURS BO\*;  
IRV FCRO;  
VIT BO\*;  
CA JULIE;NRV BIBIL;

IRV FCHO;  
DEUTI BO\*;  
IRV MPFC;  
FORM BO\*;  
IRV MPFC;  
VIT BO\*;  
IRV MPFC;  
DETE BO\*;  
PRV,MPFC;  
X NCRI+16 BO\*;  
IRV DVFC;  
UNIT BO\*;  
IRV FCRO;  
CRIFO BO\*;

P15:IRV FCHO;  
X CRIS+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
GTE BO\*;  
IRV FCRO;  
X QCRI+16 BO\*;  
CA MEMSOR;NRV SORDO;

P16:IRV FCHO;  
X QCRI+14 BO\*;  
IRV STFC;  
X QCRI+16 BOBO-X QCRI+16 BO\*;  
IRV MPFC;  
DETE BO\*;  
IRV ADFC;  
CRIFO BO\*;  
IRV ADFC;  
X CRIS+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
C-X CRIS+14 BO\*;

P17:IRV FCHO;  
X MASEC+14 BO\*;  
IRV ADFC;  
DESEC BO\*;  
IRV FCRO;  
X MASEC+14 BO\*;  
IRV DVFC;  
GTE BO\*;  
IRV FCRO;  
X SIG+16 BO\*;

P18:IRV FCHO;  
VITLIM BO\*;  
IRV STFC;  
VIT BO\*;  
IT-IRV FCRO;  
TESS BO\*;  
CA TESS;  
NRV FINES;  
AXV +2;IRV P7;

P19:IRV FCHO;  
BRIXC BO\*;  
IRV STFC;  
B-BRIX+12 BO\*;  
IRV FCRO;  
ER BO\*;  
IRV REGUL;

P20:IRV FCHO;  
QSI+12 BO\*;  
IRV STFC;  
QSAT BO\*;  
IRV FCRO;  
TESS BO\*;  
CA TESS;  
PRV 22;  
IRV -PRV P21;  
IRV P22;  
P21:IRV FCHO;  
QSAT BO\*;  
IRV FCRO;  
QSI+12 BO\*;

P22:IRV FCHO;  
TE BO\*;  
IRV ADFC;  
DETE BO\*;  
IRV FCRO;  
TE BO\*;

IRV INCSOR;  
CX TRUC;  
AXV +1;IRV P7-1;  
HRV DEBU;

COM,-COM< SOUS PROGRAMME FINES >

RT TAMP; -FINES:RT TAMP;  
IRV FCHO;  
TESS BO\*;  
IRV MPFC;  
KAUG BO\*;  
IRV ADFC;  
X NCRI+16 BO\*;  
IRV FCRO;  
X NCRI+16 BO\*;  
CA MEMSOR;NRV SORDO;  
CA TAL;IRV TRANSM; 0-NRV TRANSM;  
IRV DERR;  
TRANSM:RX JUJ;  
CXV -14;  
IRV C-IRV FCHO;  
X NCRI+14 BO\*;  
IRV FCRO;  
X NCRI+16 BO\*;  
AXV +2;  
IRV TRANSM+2;  
CX JUJ;  
DERR:IR TAMP;

COM< SOUS PROGRAMME REGUL >

REGUL:RT TAMP;  
CV-CXV +14;  
RET:IRV FCHO;  
X ER-2 BO\*;  
IRV FCRO;  
X ER BO\*;  
AXV -2;  
IRV RET;

CALC:IRV FCHO;  
ER+14 BO\*;  
IRV STFC;  
ER+12 BO\*;  
IRV DVFC;  
DETE BO\*;  
IRV MPFC;  
DERIV BO\*;  
IT-IRV FCRO;  
ACDER BO\*;  
IRV FCHO;  
ER+12 BO\*;  
IRV MPFC;  
INT BO\*;  
IRV ADFC;  
ACINT BO\*;  
IRV FCRO;  
ACINT BO\*;  
IRV FCHO;

*BIBLIOGRAPHIE*

---

/1/ J. DUBOURG.

Sucrierie de betteraves  
Baillièrre et Fils - PARIS 1952.

/2/ P. HONIG.

Principles of Sugar Technology  
Elsevier Publishing Company - Amsterdam 1959.

/3/ P. SILIN.

Technology of beet Sugar Production and Refining (traduit du Russe)  
Edition originale - Moscou 1958.

/4/ (Collectif)

Technologie des Zuckers  
Hannover 1968.

/5/ F. DANTHINE, J.C. GIORGI, G. WINDAL.

La cristallisation continue Fives-Lille-Cail  
dans Industries Alimentaires et Agricoles - Août - Septembre 1968.

/6/ P. DEVILLERS, C. CORNET.

Evolution de la cristallisation en sucrierie  
dans Industries Alimentaires et Agricoles - Juillet - Août 1970.

/7/ P. DEVILLERS, C. CORNET, J.C. CHARTIER.

Comparaison des différents types d'appareils de cuisson du point de  
vue de la qualité du sucre produit  
dans la Sucrierie Française - Mai 1969.

/8/ J.C. GIORGI.

La marche industrielle de la cristallisation continue F.L.C.  
dans Industries Alimentaires et Agricoles - Juillet - Août 1970.

/9/ G. WITTE, N. BARKOW.

Über die kontinuierliche Kristallisation der Saccharose  
dans Zucker - N° 22 et 23 - 1971.

/10/ P. BENNEMA.

Surface diffusion and the growth of sucrose crystals  
dans Journal of Crystal Growth N° 3, 4 - 1968.

/11/ Commision Internationale Technique de Sucrierie de betteraves (C.I.T.S.)

La cristallisation du sucre  
Bruxelles 1953.

/12/ C.I.T.S.

Actes du Congrès de Falsterbo.  
Tirlemont - 1967.

/13/ F. HEITZ.

Théorie de l'activité du saccharose en solution aqueuse  
dans Sucrierie Belge - Août 1971.

/14/ S. HILL. W.J. GREHARD.

Théorie de la cristallisation continue  
dans Sucrierie Belge - Décembre 1971.

/15/ G. KUKIC, S. SUSIC

Kontrolle der Saccharosekristallisation in Zuckerfabriken  
dans Zuckerindustrie - Novembre 1968.

/16/ G. MANTOVANI

Vitesse de cristallisation et de dissolution du saccharose  
dans les solutions pures et impures.  
dans Zucker, N° 20 - 1967.

/17/ MULLIN.

Crystallization  
London 1961.

/18/ M. NICOL, J.S. PARKER.

The rates of sucrose crystal growth and dissolution  
dans International Sugar Journal - Décembre 1971.

/19/ D. SCHLIEPHAKE.

Die diffusion der Saccharose in wässriger Lösung  
dans Zucker - Mars 1965

/20/ D. SCHLIEPHAKE.

Der Einfluss des Stofftransportes auf die Kristallisation der  
Saccharose.  
dans Zucker - Novembre 1965.

/21/ B.M. SMYTHE.

Sucrose crystal growth.  
dans Australian Journal of Chemistry - N° 20 - 1967.

/22/ VAN HOOK.

Crystallization  
Reinhold New-York - 1961.

/23/ S. ZAGRODSKI, J. MARCZINSKI.

Der Einfluss der Zirkulation auf die Geschwindigkeit der  
Saccharose Kristallisation.  
dans Zucker 1965.

/24/ G. BIEZUNSKI.

Application des Mesures - Régulations - Automatismes en sucrerie  
dans Mesures - Régulations - Automatismes - 1969.

/25/ J.J. BIMBENET.

Continuité et Automatisme dans les Industries Alimentaires et  
Agricoles.  
dans Bulletin Technique d'information N° 267 - 1972.

/26/ J. GENOTELLE, R. MICHEL.

Etat actuel de la régulation en sucrerie  
dans Industries Alimentaires et Agricoles - 1969.

/27/ M. BERTRAND, G. WINDAL.

Simulation d'un processus de cristallisation du sucre  
Conférence Internationale sur les applications du Calcul hybride  
Gliwice - Juin 1972.

/28/ M.F. BRANCH, R.J. BASS, R.M.J. WITHERS.

A Mathematical Model for the Operation and Control of a beet Sugar  
Factory.  
4ème Congrès de l'I.F.A.C. - Varsovie - Juin 1969.

/29/ La Conduite Automatique des Processus  
Journées d'étude de Lille - 27 - 30 Septembre 1971.

/30/ R.C. LEE.

Optimal estimation, identification and control - 1964.

/31/ LOEB

Identification des processus industriels - 1967.

/32/ K. SCHNEIDER, R. ADOUTTE.

The simulation and control of a crystallization process  
dans British Chemical Engineering - Vol 11, N° 10 - Octobre 1966.

/33/ ECKMANN.

Régulation automatique industrielle - 1963.

/34/ FARDIN.

Mesure et régulation en automatique industrielle - 1964.

/35/ J. LELEU, G. MAUROY.

Etude et comparaison de régulateurs à actions P.I. parallèle et série.

dans Automatismes - Janvier 1971.

/36/ P. NASLIN.

Les régimes variables dans les systèmes linéaires et non linéaires.  
Dunod 1962.

/37/ P. NASLIN.

Estimation de l'écart transitoire maximal dans une boucle de régulation.

dans Automatismes - Juillet - Août 1966.

/38/ V.L. NGUYEN.

Problème de la saturation de l'action intégrale dans les régulateurs analogiques P.I. (ou P.I.D.)

D. DINDELEUX

Détermination et limites des actions P.I.D. à l'aide de l'identification de V. Broïda.

C. LEFEVRE, P. BERTRAND, F. N'GOULOU.

Méthode d'identification automatique de la fonction de transfert des régulateurs P.I.D.

dans Automatismes - Numéro spécial du Congrès de Bruxelles -  
Février 1971.

/39/ V. OPPELT.

Procédés de régulation - 1957.

/40/ L. RICHAUD.

La régulation P.I.D. des processus retardés  
dans Automatismes - N° 11 et 12, 1970.

/41/ BOUDAREL, GUICHET, DELMAS.

La commande optimale des processus - 1969.

/42/ F. LAURENT, J.M. TOULOTTE, L. POVY.

Analyse des signaux discrets fournis par des capteurs sur calcula-  
trice analogique.  
Mécanique - Novembre 1969.

/43/ RAYBAUD.

Calcul Analogique.  
Cours de l'E.N.S.I. de GRENOBLE 1964.

TABLE DES MATIERES

|                     |   |
|---------------------|---|
| - AVANT PROPOS----- | 1 |
| - INTRODUCTION----- | 2 |

CHAPITRE I : La cristallisation du sucre

I.A. Présentation du problème

|                                                   |    |
|---------------------------------------------------|----|
| 1. Généralités-----                               | 3  |
| 2. Nucléation et grossissement-----               | 3  |
| 3. Les conditions industrielles-----              | 7  |
| 4. La cristallisation continue - Son intérêt----- | 10 |
| les premières tentatives.                         |    |

I.B. Le cristalliseur continu Fives-Lille-Cail

|                                    |    |
|------------------------------------|----|
| 1. Principe et fonctionnement----- | 11 |
| 2. Régulation-----                 | 13 |
| 3. Mesures-----                    | 17 |

CHAPITRE II : Détermination d'un modèle mathématique

II.A. Le modèle global

|                                                                                                     |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 1. Hypothèses générales-----                                                                        | 20 |
| 2. Analyse des résultats expérimentaux-----                                                         | 23 |
| 3. Les théories de la cristallisation - leur validité dans le cas de la cristallisation continue--- | 26 |
| 4. Modèle de cristallisation en continu-----                                                        | 30 |
| 5. Le modèle global - Ses limites-----                                                              | 35 |

II.B. Etude de la dispersion des cristaux

|                                                      |    |
|------------------------------------------------------|----|
| 1. Données industrielles-----                        | 39 |
| 2. Les essais-----                                   | 43 |
| 3. Etude de la dispersion suivant le temps de séjour | 47 |
| 4. Conclusions-----                                  | 53 |

### CHAPITRE III : Simulation du cristalliseur en régime dynamique

|                                                                   |    |
|-------------------------------------------------------------------|----|
| 1. Réalisation analogique-----                                    | 56 |
| 2. Réalisation numérique-----                                     | 60 |
| 3. Réponse du cristalliseur à des changements de<br>consigne----- | 66 |
| 4. Réponse à des perturbations oscillatoires-----                 | 70 |
| 5. Conclusions-----                                               | 74 |

### CHAPITRE IV : Etude de la régulation

|                                                     |    |
|-----------------------------------------------------|----|
| 1. Le répartiteur-----                              | 76 |
| 2. La régulation terminale-----                     | 83 |
| 3. Simulation de la régulation terminale-----       | 88 |
| 4. Limites des déterminations de la régulation----- | 92 |

### CHAPITRE V : Applications du modèle

#### V.A. Recherche d'une commande optimale

|                                                |     |
|------------------------------------------------|-----|
| 1. Définition de la politique de commande----- | 95  |
| 2. Résultats-----                              | 100 |
| 3. Choix de la politique de commande-----      | 101 |

#### V.B. Extension du modèle à des types différents     de fonctionnement.

|                                                             |     |
|-------------------------------------------------------------|-----|
| 1. Améliorations du modèle-----                             | 103 |
| 2. Champ d'application-----                                 | 105 |
| 3. Exemple d'application : le cristalliseur à<br>magma----- | 106 |

|                            |     |
|----------------------------|-----|
| - CONCLUSION GENERALE----- | 110 |
| - ANNEXES-----             | 112 |
| - BIBLIOGRAPHIE-----       | 126 |
| TABLE DES MATIERES-----    | 132 |

