

## PRESENTATION D'UN MODELE DE SIMULATION D'UN ATELIER DE TRITURATION DE GRAINES OLEAGINEUSES.

Cheikh T. MBAYE\*, Dominique DEPEYRE\*\*, Arsène ISAMBERT\*\*, Demba SOW\*

\* *Laboratoire de Biotechnologie et Energétique. Ecole Supérieure polytechnique Université Cheikh Ania Diop BP 5085 Dakar (Sénégal)*

\*\* *Laboratoire de Chimie et de Génie des procédés. Ecole Centrale Paris. Chatenay-Malabry. 92295 FRANCE*

(Reçu le 20 mars 1998 - Révisé le 30 décembre 1998)

---

**Summary** In this work, using simple models resulting of a global approach, combined to the implementation of a methodology of coupling unit operations of solvent extraction and multiple effect evaporation, has allowed to represent a trituration plant with adapted control system. The simulation use specific thermodynamic data processing and does not need physico-chemical database always difficult to determine for oleaginous raw materials ([1]; [2]). The simulation tool is SpeedUp [3] which may introduce user private data.

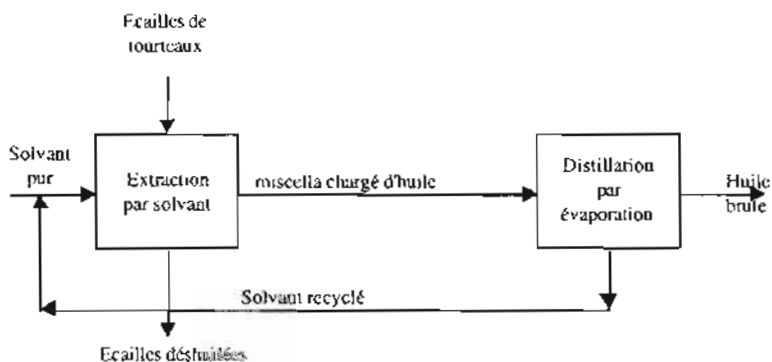
**Key words** : peanut, dynamic simulation, trituration plant, solvent extraction, multiple effect evaporation, SpeedUp.

---

### I - INTRODUCTION

La littérature scientifique ne fournit pas de méthodes générales de détermination des propriétés thermodynamiques des corps purs et mélanges rencontrés dans les matières premières oléagineuses. Aussi, les études sur la simulation des opérations de traitement de ces matières premières posent des problèmes de données considérables et nécessitent une thermodynamique sophistiquée [4]. Il a donc semblé intéressant d'utiliser une autre approche basée sur une thermodynamique à façon sous forme de corrélations simplifiées et en employant des modèles de connaissance à partir des lois physiques qui gouvernent le système. Mais il reste évident que des progrès dans la détermination de données thermodynamiques plus rigoureuses sont indispensables pour une meilleure compréhension de ce type de procédés.

Un atelier de trituration d'huile oléagineuse comporte une unité d'extraction par solvant où l'huile est extraite par un miscella et une installation de distillation par évaporation à multiple effet pour récupérer tout le solvant contenu dans le miscella et produire une huile brute prête pour le raffinage. Pour représenter le procédé global, la méthodologie a consisté à développer des modèles d'opérations unitaires de façon indépendante et ensuite à les connecter entre elles par des flux fluides de procédé et par des flux d'information. Ce qui permet de représenter le procédé tel qu'on peut le trouver dans un environnement de Génie Chimique.



**Figure 1** : Schéma du couplage de l'opération d'extraction par solvant et de distillation par évaporation

Un autre avantage de cette approche est que le modèle dynamique est très flexible et peut s'adapter à une amélioration du procédé ou s'intégrer à toute stratégie globale de contrôle-commande.

## II - PRINCIPES DE LA MODELISATION

Pour représenter le comportement du système, il convient d'écrire pour chaque unité, les équations de bilan, les équilibres et les transferts entre phases, les transferts thermiques et les propriétés physiques des fluides en présence. Puisqu'on s'intéresse à ce qui constitue la dyna-

mique du procédé, on doit en plus écrire dans les équations de bilan non seulement les accumulations de matière et d'énergie, mais aussi les lois qui régissent les écoulements des fluides et enfin les organes de conduite, c'est-à-dire la circulation et le traitement de l'information sur le procédé.

## II.1 - Equations de la matière

### II.1.1- Ecriture des équations de bilan

Etant donné que les unités étudiées effectuent des séparations physiques sans réaction chimique, les phénomènes d'accumulation sont représentés de manière générale par une équation différentielle de type

$$\frac{dA}{dt} = E - S \quad (1) \quad E \text{ et } S \text{ étant les débits d'entrée et de sortie}$$

Ces équations sont écrites pour un nombre de moles (bilan global), pour un nombre de moles en un constituant (bilan par constituant) et pour une enthalpie (bilan enthalpique). Dans le cas où le système physique est supposé parfaitement mélangé (opération d'évaporation), les grandeurs intensives caractérisant l'accumulation et la sortie du système sont considérées égales. Par exemple, le bilan par constituant peut s'écrire :

$$\frac{d(A \cdot x_i)}{dt} = L_e \cdot x_e - L_s \cdot x_s \quad (2) \quad x_i \text{ étant la fraction molaire de } i \text{ dans la retenue.}$$

De façon générale, il a été choisi de caractériser les retenues de matière par le vecteur des nombres de moles par constituant :

$$\frac{dA^i}{dt} = L_e \cdot x_e^i - L_s \cdot x_s^i \quad (3)$$

$$\sum x_i^i = 1$$

### II.1.2 Expression de l'accumulation de la matière

Le nombre de mole est relié aux variables d'état (composition, température). Les systèmes considérés étant formés de deux phases (soli-

de et liquide pour l'extraction ou liquide et vapeur pour l'évaporation), l'accumulation est exprimée par :

$$A' = A_1 \cdot x' + A_2 \cdot y' \quad (4)$$

Les retenues molaires par phase sont le plus souvent reliées au volume pour la phase considérée. Par exemple pour la phase liquide :

$$A_L \cdot M_{w,L} = \rho_L \cdot W_L \quad (5)$$

$\rho_L$ ,  $W_L$  : masse volumique, volume disponible du liquide

Le volume de la phase doit respecter les contraintes géométriques (niveau d'un réservoir, volume disponible) ou hydraulique (lois d'écoulement). Si le réservoir est cylindrique avec un axe vertical comme dans le cas des évaporateurs, il y a une relation linéaire entre le niveau et le volume du fluide. Si par contre il a un axe horizontal comme pour certains extracteurs, la relation est plus complexe.

### 11.1.3 - Hydrodynamique

Pour représenter la dynamique d'un système physique, il est important de traduire le déplacement des fluides. Cet écoulement est exprimé par une relation entre le niveau du fluide et le débit volumique de ce fluide. Les relations sont empiriques et dépendent de la technologie utilisée.

On admet que l'écoulement des liquides et des gaz dans les canalisations fermées peut s'écrire avec les lois classiques de la mécanique des fluides concernant les pertes de charge. La perte de charge peut alors s'exprimer par :

$$P = p + \rho \cdot g \cdot z + \rho \cdot u^2 / 2 \quad (6)$$

$P$ ,  $p$ ,  $z$ ,  $u$  : la charge (en pascal), la pression, la cote, la vitesse du fluide

Aucun travail extérieur n'étant fourni au système, la perte de charge se réduit à la dissipation des forces visqueuses. Par exemple dans un

tube de courant, où l'orientation de l'axe est celle de la circulation du fluide :

$$dP = -f \cdot dl = dp + d(\rho \cdot g \cdot z) + d(\rho \cdot u^2 / 2) \quad (7)$$

Si on considère la circulation monophasique des fluides dans des conduites cylindriques, la variation des masses volumiques étant lente, les fluides sont supposés incompressibles, même pour les gaz dont la vitesse reste petite devant la vitesse du son. Le long d'une longueur L de tuyauterie, les pertes de charge par frottement s'écrivent sous la forme[5] :

$$D_p = k \cdot (L/D) \cdot (\rho u^2 / 2) \quad (8)$$

$D_p$  est la perte de charge par frottement

k est un coefficient dépendant du nombre de Reynolds

L est la longueur sur laquelle est calculée la perte de charge

D est la longueur de la canalisation

#### II.1.4 - Propriétés physiques des produits

Outre la masse molaire, les températures et pressions critiques, on a utilisé des corrélations en fonction de la température pour la pression de vapeur saturante, la chaleur latente, la capacité calorifique, l'enthalpie molaire et la masse volumique des corps purs. Les propriétés du mélange sont exprimées en fonction de la température, de la pression et de leur composition molaire [7]. Si on considère par exemple le phénomène d'évaporation, l'hypothèse des mélanges idéaux conduit à l'écriture suivante :

$$h(T, x) = \sum x^i h^i(T)$$

$$H(T, y) = \sum y^i H^i(T)$$

$$L(T, y^i) = \sum y^i L^i(T)$$

$$[\rho_L(T, x^i)]^{-1} = \frac{\sum x^i \cdot M_w^i \cdot (\rho_L^i(T))^{-1}}{\sum x^i \cdot M_w^i}$$

## II.2 - Equation de l'énergie

Nous avons admis que dans les systèmes étudiés l'énergie interne peut être confondue avec l'enthalpie. Le bilan enthalpique d'un système est écrit de la façon suivante :

$$\frac{d H_a}{d t} = L_e \cdot h_e - L_s \cdot h_s + Q_r - Q_c \quad (13)$$

Si on considère que le système est à l'équilibre thermique, l'expression de la retenue d'enthalpie se déduit de la retenue de la matière :

$$H_a = A_1 \cdot H_1 + A_2 \cdot H_2 \quad (14)$$

## II.3 - Equations de l'information

Toutes les variables manipulées entre la saisie de la mesure et l'action finale sont normées, c'est-à-dire ramenées entre 0 et 1. Les contrôleurs utilisés sont de type PI (proportionnel-intégral) ou PID (proportionnel-intégral-dérivé). Ils sont représentés respectivement par :

$$a = G.(Z_m - Z_c + T_i^{-1} . I) \quad \text{ou} \quad a = G.(Z_m - Z_c + T_i^{-1} . I + T_d . D) \quad (15)$$

a , G : action, gain du contrôleur

Zm, Zc : mesure normée, mesure de consigne

Les actionneurs sont des vannes de type proportionnel dont la caractéristique est la relation qui existe entre la position et l'ouverture de la vanne en grandeurs normées. La perte de charge dans la vanne détermine le débit qui la traverse. Elle est écrite en fonction de l'ouverture sous la forme :

$$Dp = (K_v / W^2) \cdot (L \cdot M_w)^2 / \rho \quad (16)$$

On suppose que la réponse des vannes est instantanée.

### III.1 - Elaboration du modèle dynamique de l'atelier de trituration

La plupart des travaux relatifs à la modélisation des unités de transfert thermique et de matière prennent en compte la dimension spatiale du système et les intègrent grâce à un découpage par tranches [8, 9, 10]. Nous nous proposons de représenter l'atelier de trituration en établissant un modèle pour chaque appareil utilisé (extracteur, évaporateur, appareils de régulation) et en reliant ces différents appareils entre eux par deux sortes de flux : un flux transportant des informations qui va commander le système de contrôle et de régulation et un flux transportant les fluides de procédés.

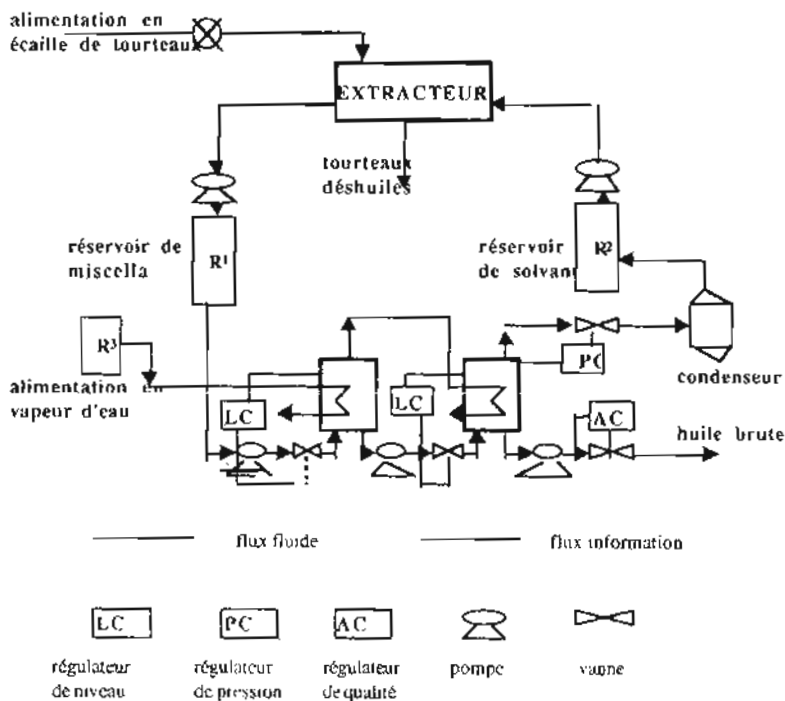


Figure 2 : Schéma de principe du procédé simulé

### III.1 - Modélisation du système d'extraction

Le principe de l'extracteur est d'assurer le déplacement de la matière solide et du solvant de telle sorte que la matière s'appauvrisse régulièrement en huile, tandis que le solvant se transforme en miscella de plus en plus en plus concentré. Ce résultat est atteint par une marche entièrement à contre-courant. Dans les huileries, on distingue deux types d'extracteurs industriels : les appareils fonctionnant par immersion de la matière et ceux utilisant la percolation par surface filtrante. En outre les extracteurs industriels sont multi-étagés

Les équations décrivant le comportement de l'extracteur s'écrivent selon les principes du paragraphe II. Elles expriment notamment :

- les bilans dynamiques de matières de tous les constituants ( matière solide, huile, solvant) et du système global d'extraction.
- l'hydrodynamique du système c'est à dire le déplacement des fluides entre les étages. Il est basé sur des équations de type "déversoir" (weir équations) ([11], [12]).
- les phénomènes de diffusion et de rétrodiffusion. Chaque étage est considéré comme une unité de séparation. Cependant, on distingue un modèle d'étage à dilution générale où on retrouve à la fois des phénomènes de diffusion et de rétrodiffusion et des modèles d'étages modifiés représentant l'entrée de solvant pur et de tourteaux qui ne sont pas concerné par la rétrodiffusion.

Le modèle proposé est compatible avec tous les types d'extracteurs industriels.

### III.2 - Modélisation du système d'évaporation

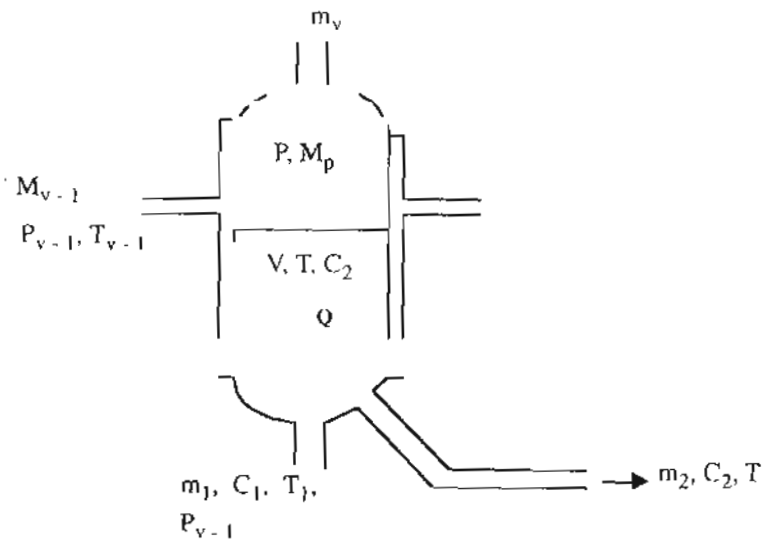
Le schéma du procédé comporte un évaporateur bi-étagé. On considère que l'évaporateur est une cuve contenant du miscella (huile et solvant). Il est déterminé par deux systèmes: un système vapeur et un système miscella. Les équations fondamentales du modèle sont établies selon les principes du paragraphe II et en tenant compte d'un certain nombre d'hypothèses :

- a) Le système biphasique miscella-vapeur est en équilibre ;
- b) La vapeur saturante a une température qui dépend de la pression. Théoriquement la vapeur est surchauffée à la température d'ébullition



du miscella, mais on suppose que cette surchauffe est négligeable par rapport à la chaleur de vaporisation :

- c) Les pertes d'énergie à l'environnement sont négligeables ;
- d) La chaleur de concentration est négligeable ;
- e) L'autoévaporation du condensat est négligée.



- $m_1, m_2$  débit massique à l'entrée et à la sortie de l'évaporateur
- $\dot{m}_p, \dot{m}_v, \dot{m}_{v-1}$  débit massique de vapeur
- $C_1, C_2$  concentration en huile
- $Q$  flux de chaleur
- $T, T_1, T_2$  températures
- $V$  volume de la phase liquide
- $M_p$  masse de vapeur dans l'évaporateur

Figure 3 : Schéma d'un modèle évaporateur [13]

### III.3 - Modélisation du système de régulation

Le système de régulation est composé de régulation de niveau, de pression et de qualité, des pompes et des vannes. Les variables principales de ce système sont : la stabilité de la qualité du produit final, l'intégration de l'évaporation dans le réseau vapeur de l'ensemble de l'atelier, le contrôle de fonctionnement de l'extracteur et des caisses d'évaporateur. La qualité du produit final est déterminée à partir des mesures de concentration en continu sur le miscella concentré sortant de la caisse d'évaporation.

Les régulateurs sont de type PID. Ils agissent sur la perte de charge, le débit par tour et l'efficacité volumétrique de la pompe. La modélisation de la vanne nécessite la prise en compte de données qui lui sont relatives et permettant de relier le débit qui la traverse à l'action du régulateur qui la commande.

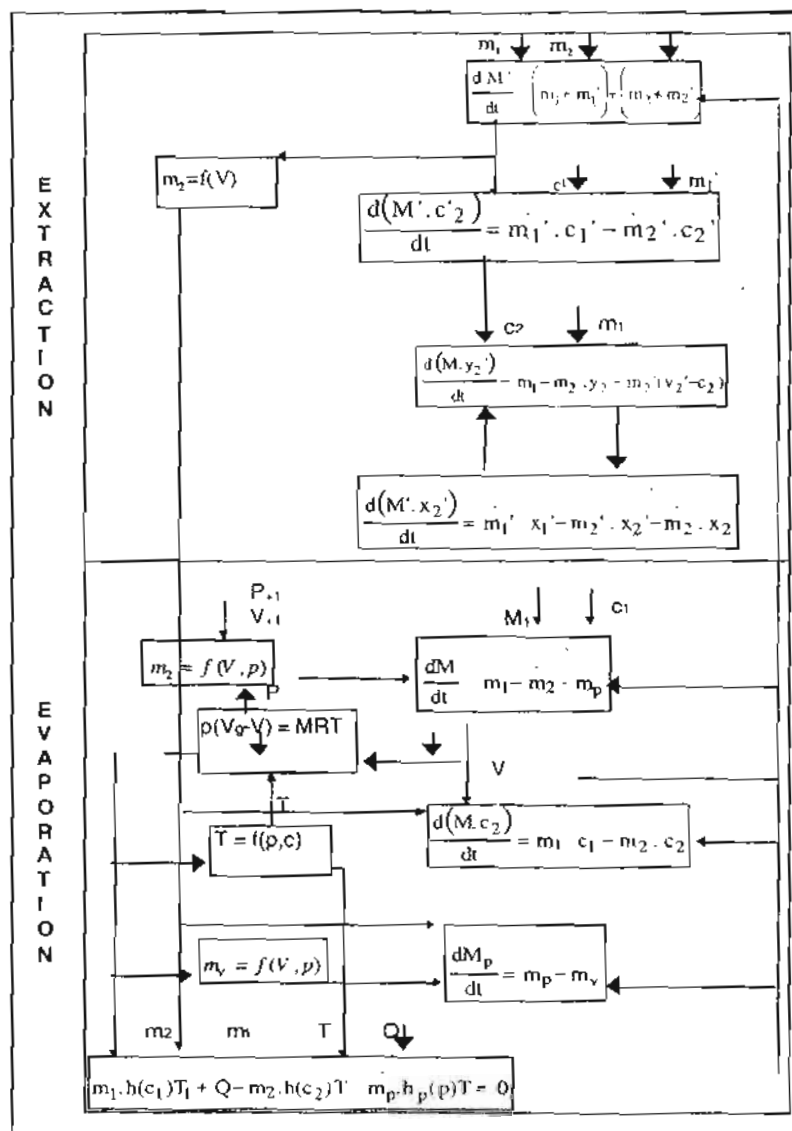


Figure 4 : Schéma structural du modèle représentant l'atelier de trituration

#### IV - RESULTATS ET DISCUSSIONS

Le système d'extraction et le système d'évaporation sont reliés entre eux par deux sortes de flux : un flux transportant des informations qui va commander l'ouverture et la fermeture du système de contrôle et de régulation et un flux transportant les fluides de procédés. L'opération d'extraction se fait à température ambiante et à pression atmosphérique. A l'heure actuelle, les extracteurs industriels travaillent avec un système d'auto-équilibrage de recyclage du solvant. Le lavage des flocons ou écailles se fait à contre-courant sans aucun réglage. La matière prend tout le solvant qu'elle est capable d'absorber par sa perméabilité. Le surplus déborde pour passer du miscella pauvre vers le miscella riche dont le niveau est régulé par le niveau de sortie du miscella concentré de l'extracteur. Finalement le seul réglage consiste à ajuster le débit de solvant par rapport au débit d'écailles à déshuiler.

Le miscella sortant de l'extracteur, stocké dans la cuve d'alimentation à température ambiante et à pression atmosphérique, va circuler à travers les 2 évaporateurs. A la sortie du deuxième évaporateur on recueillera de l'huile ne contenant que des traces de solvant. Un flux de vapeur d'eau servira à porter à ébullition la solution du premier évaporateur pour permettre une séparation liquide-vapeur, libérant ainsi de la vapeur de solvant qui va chauffer le deuxième évaporateur.

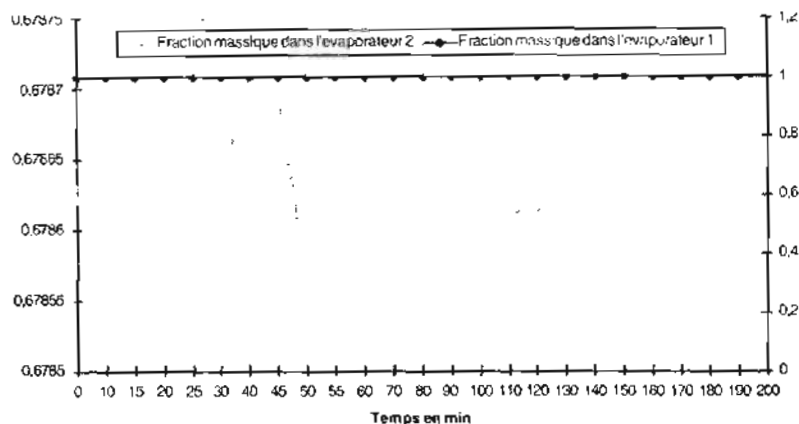
La simulation doit permettre de vérifier si le procédé de trituration et son système de régulation respectent l'objectif principal qui est la stabilité de la qualité du produit final : la concentration en huile. La validité numérique du modèle a été testée en analysant le comportement du système face à une forte perturbation de paramètre sensible tel que le débit d'alimentation en solution. Nous avons imposé une augmentation du débit d'alimentation en solution (réservoir  $R_1$ ) de 14,5 % pendant une période de 20 minutes, entre les dates  $t = 10$  minutes et  $t = 30$  minutes.

La validité du modèle numérique est attestée par les courbes de simulation :

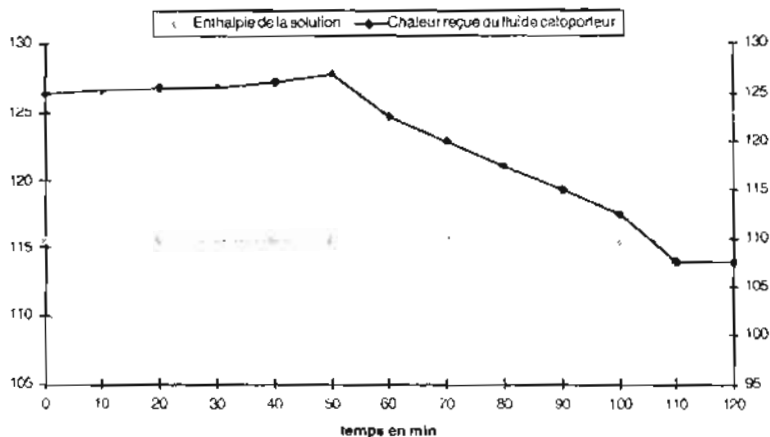
- la perturbation n'a aucune incidence sur le produit final qui sort du système. Il est stable avec une teneur en huile supérieure à 99 % (figure 5)
- le flux d'alimentation en solution ne change pas son débit de sortie

du système. Le dispositif de régulation a pu effacer la perturbation avant qu'elle n'atteigne la sortie du produit final (figure 7)

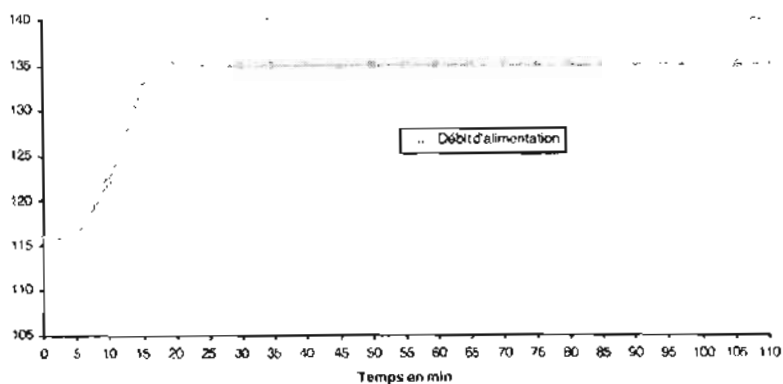
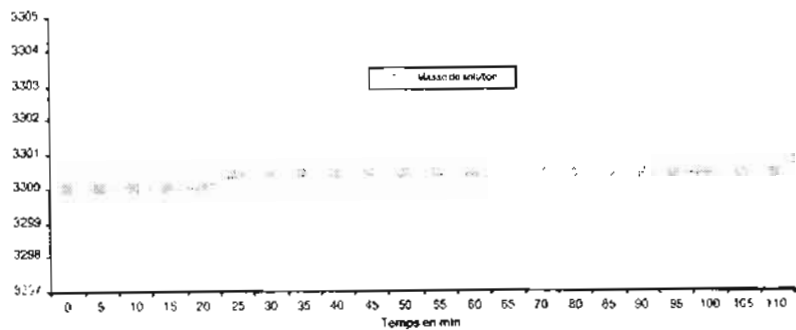
- les courbes des enthalpies, des températures et des flux de vapeur sont compatibles thermodynamiquement avec la variation imposée (figures 6 et 8).



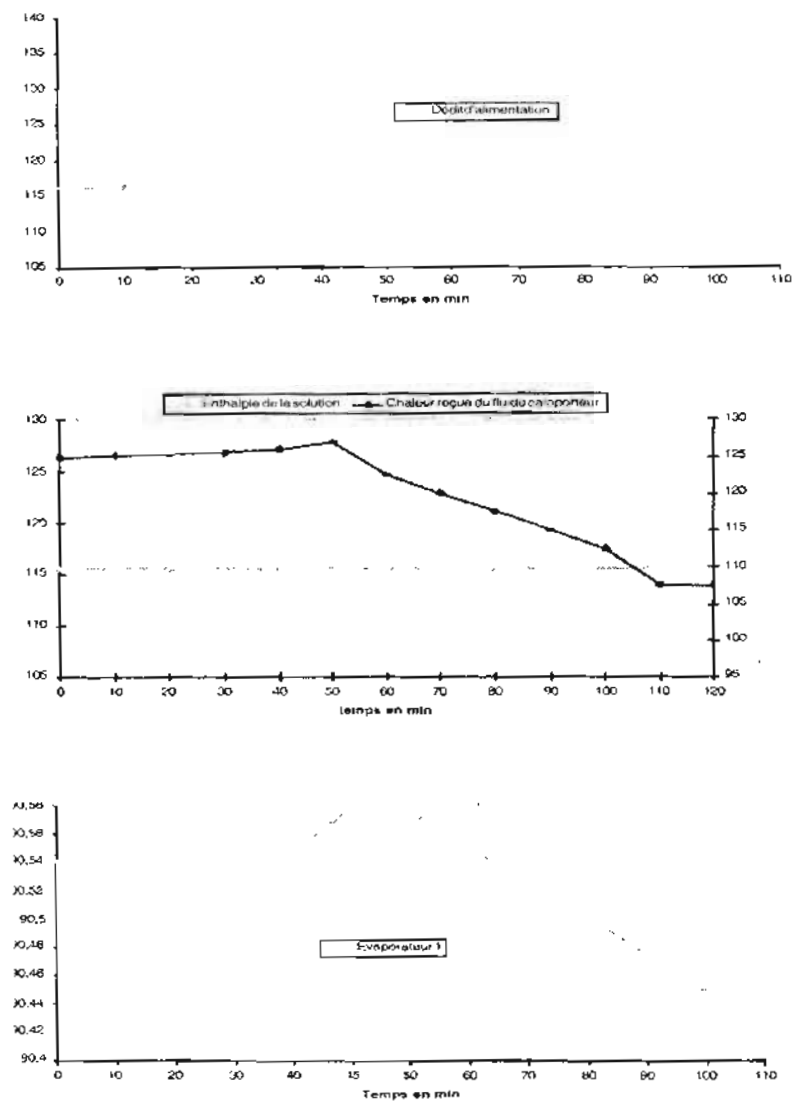
**Figure 5 :** Influence de la perturbation sur la qualité du produit final



**Figure 6 :** Influence de la perturbation sur le flux de vapeur de solvant



**Figure 7** : Incidence de la perturbation sur la masse de solution à la sortie du système



**Figure 8 :** Incidence de la perturbation sur l'enthalpie et la température

On remarque que le produit final est pratiquement exempt de solvant avec une teneur en huile supérieure de 99%. Dans l'industrie, on envoie cette huile brute dans une colonne finisseuse dans laquelle elle se débarrasse des dernières traces de solvant par l'action conjointe du vide et d'une injection de vapeur (3). La figure (5) montre que la perturbation atteint l'évaporateur 2 à  $t = 45$  minutes et y provoque une légère perturbation de la masse totale de soluté. Toutefois, la variation en masse reste insignifiante en valeur relative. En outre, la chaleur cédée par le flux caloporteur étant constante, une augmentation du débit d'alimentation entraîne nécessairement une baisse de l'enthalpie et de la température de la solution et par conséquent le flux de solvant vaporisé (figures 6,8)

## V - CONCLUSION

La simulation dynamique d'un tel procédé industriel exige la représentation de deux types de phénomènes qui agissent l'un sur l'autre, à savoir la physique du système et la régulation nécessaire pour le contrôler. L'utilisation d'un logiciel avec intégration globale a permis d'opérer sur l'ensemble des équations indépendamment des modules qu'elles décrivent.

Le principal intérêt d'une telle approche réside dans le fait qu'elle n'a pas besoin de banques de données thermodynamiques. Elle peut ainsi être une alternative intéressante pour étudier la simulation des opérations de traitement de produits dont la composition est difficilement maîtrisable tels les matières premières oléagineuses. Un autre avantage est que le simulateur peut intégrer toute modification ou amélioration technologique et s'adapter facilement aux stratégies globales de contrôle-commande.

Dans l'avenir ce type d'approche peut servir à analyser toute la chaîne de traitement des huiles en particulier les opérations unitaires de raffinage : démulcination, raffinage caustique, raffinage physique, décoloration, désodorisation et hydrogénation. Ceci pourrait aider à l'entraînement des opérateurs, à la discussion des stratégies de contrôle ou encore à l'investigation des effets des modifications de consignes et de conditions opératoires dans les industries de l'huilerie.



## BIBLIOGRAPHIE

[1] KARLESKIND A. (1992). Détermination des caractéristiques physiques des corps gras, Manuel des corps gras, tome 2.

[2] HAROLD E-P. ; CLYDE T-Y. (1982). Peanut science and technology, U. S. Department of agriculture: 655-688

[3] SARGENT R.-W. . (1983) SpeedUp : a new computer système for steady and dynamic simulation of chemical processes, 11th Australian Conférence of chemical Engineering. Brisbane : 141-149

[4] CHACKROUN I. (1995). Thèse de doctorat. Ecole Centrale Paris.

[5] HESTRONI G., (1982), Handbook of multiphase systems, Mc Graw

[6] GOMOLKA W .DEPEYRE D. : ISAMBERT A. : DAUVOIS P. (1986) Présentation d'un modèle de simulation dynamique d'un atelier d'évaporation à multiple effet. Colloque Simulation Dynamique de procédé. Paris

[7] MBAYE C.-T (1996) Thèse de doctorat. Ecole Centrale Paris.

[8] AYLOT M R., Porton J.W.et LOTT D.H., (1985),EFCE Pub Series, vol. 40

[9] GOMOLKA W., (1985). " Contribution à l'étude de l'analyse dynamique de la simulation et de l'automatisation d'un procédé d'évaporation d'un procédé d'évaporation à multiple effet, Thèse de doctorat, Ecole centrale Paris.

[10] Lucas P., Depeyre D., ISAMBERT A., (1988), "Dynamic simulation and control strategy of a continuous separation system with ins-teady inputs", The Use of Comp. In Chem. Eng. Conference, Gothenburg.

[11] Perry, J.H et Chilton C., (1983), Chemical Engineers' Handbook, 5th ed., P. 5-17 Mc Graw- Hill, New York.

[12] Henderson A., (1966), Open Channel Flow, Mc Millan, New York.

[13] Depeyre D., ISAMBERT A , GOMOLKA W, DAUVOIS P., (1980), "Présentation d'un modèle de simulation dynamique d'un atelier d'évaporation à multiple effet." Colloque "Simulation dynamique des procédés", Paris.