

MODELISATION ET SIMULATION DE LA COMMANDE D'UN PROCÉDE DE SECHAGE A LIT FLUIDISE

K. NEHAL

Centre Universitaire de Médéa,
Quartier Ain D'heb, Médéa, 26000.

Résumé

Cet article présente la modélisation mathématique d'un procédé de séchage à lit fluidisé continu. Ce modèle est basé sur les équations de transfert de chaleur et de masse entre la phase gazeuse et la phase solide (produit à sécher). Le modèle proposé peut être considéré comme une extension des modèles traditionnels à paramètres distribués développés par Palancz [1] et Lai [2]. L'avantage de notre modèle, qui est à paramètres localisés, est qu'il peut être utilisé pour simuler les performances du procédé de séchage ainsi que pour concevoir une stratégie de commande du séchoir. Cette importante amélioration nous a permis la conception d'un régulateur P.I.D pour notre séchoir à lit fluidisé.

Mots clés : Séchoir à lit fluidisé, fluidisation, procédé de séchage, commande de séchoir, modélisation mathématique.

Abstract

A mathematical model for a continuous drying process in fluidized-bed dryer is presented. This model is based on heat and mass transfer between the gas and the solid phase. The proposed model can be considered as an extension of the traditional distributed mathematical models developed by Palancz [1] and Lai [2]. The advantage of our lumped mathematical model is that it can be used for simulating the performance of the drying process as well as for designing a control strategy for the dryer. This substantial improvement has enabled us to design a P.I.D controller for our fluidized-bed dryer.

Key- Words : Fluized bed dryer, fluidization, drying process, lumped mathematical model, P.I.D controller design

I- INTRODUCTION

La fluidisation, qui est un phénomène permettant de mettre en suspension des particules solides dans un courant ascendant d'un fluide [3,4], est utilisée dans de nombreux procédés industriels qui mettent en œuvre des réactions chimiques ou des transferts de chaleur et de masse. Parmi ces procédés on peut citer : la combustion, l'incinération, le traitement thermique, la gazéification du charbon et le séchage en lit fluidisé [5,6,7,8].

La grande faculté de mélange des lits fluidisés donne des coefficients de transfert de chaleur et de masse élevés [9,10]. Ceci a fait du lit fluidisé un moyen très performant pour sécher des produits de façon efficace et en continu. C'est le cas des produits alimentaires, le charbon, les plastiques...etc [11,12].

On présente dans cet article la modélisation mathématique d'un procédé de séchage à lit fluidisé en vue de concevoir une stratégie de commande pour le séchoir. Les modèles traditionnels proposés par Palancz [1] et Lai [2] ne permettent pas d'atteindre cet objectif. Le modèle que nous proposons, qui peut être considéré comme une extension des modèles traditionnels, sera à paramètres localisés. C'est la combinaison des équations des transferts de chaleur et de masse et les algorithmes de commande qui nous a permis de concevoir un régulateur P.I.D pour notre séchoir.

II – APPROCHE POUR LA MODELISATION DU PROCÉDE DE SECHAGE

La figure 1 donne le schéma du séchoir à modéliser. Le lit fluidisé est divisé en deux phases, une phase gazeuse et une phase solide. La phase gazeuse qui constitue le fluide chaud est obtenue soit

par mélange des gaz de combustion avec de l'air frais soit par chauffage de l'air. La phase solide est constituée de particules solides qui sont supposées sphériques, uniforme en taille et ayant le même temps de séjour dans le séchoir. Les pertes de chaleur par les parois du séchoir sont négligeables et le lit fluidisé est maintenu à une hauteur constante.

Les hypothèses formulées permettent d'obtenir un modèle mathématique à paramètres localisés, avec une complexité raisonnable, pouvant servir à l'étude de la dynamique du procédé et à la conception du système de commande. Le développement du modèle sera basé sur les bilans de masse et d'énergie pour chaque phase, et sur les corrélations donnant la vitesse minimale de fluidisation.

II. 1- Bilan de Masse et d'Energie

L'échange de masse et d'énergie entre la phase solide et la phase gazeuse se fait comme indiqué à la figure 2. Cet échange est décrit par les équations suivantes :

$$M_s \frac{dW_{SO}}{dt} = \dot{m}_s (W_{st} - W_{SO}) - N_{sg} \quad (1)$$

$$M_s \frac{dH_{SO}}{dt} = \dot{m}_s (H_{st} - H_{SO}) - Q_{sg} + Q_{gs} \quad (2)$$

$$M_g \frac{dW_{GO}}{dt} = \dot{m}_g (W_{gt} - W_{GO}) + N_{sg} \quad (3)$$

$$M_g \frac{dH_{GO}}{dt} = \dot{m}_g (H_{gt} - H_{GO}) + Q_{sg} - Q_{gs} \quad (4)$$

Les enthalpies de la phase solide et de la phase gazeuse sont données par [13] :

$$H_s = (Cp_s + W_s Cp_l) T_s \quad (5)$$

$$H_g = Cp_g T_g + W_g (h + Cp_{wg} T_g) \quad (6)$$

La dérivation de ces deux équations appliquées aux conditions de sortie du séchoir donne :

$$\frac{dH_{SO}}{dt} = Cp_{st} \frac{dT_{SO}}{dt} + Cp_l T_s \frac{dW_{SO}}{dt} \quad (7)$$

$$\frac{dH_{GO}}{dt} = Cp_{gt} \frac{dT_{GO}}{dt} + (h + Cp_{wg} T_g) \frac{dW_{GO}}{dt} \quad (8)$$

Avec :

$$Cp_{st} = Cp_s + W_s Cp_l \quad (9)$$

$$Cp_{gt} = Cp_g + W_g Cp_{wg} \quad (10)$$

Le taux d'humidité dans le produit W_s est défini comme étant le rapport entre la masse d'eau contenue dans ce produit et la masse du produit sec.

II. 2 – Porosité du lit Fluidisé et Surface Spécifique des Particules

La porosité du lit fluidisé, qui est définie comme étant le rapport entre le volume du vide dans le lit et le volume total du lit (vide + particules), est donnée par [3] :

$$\varepsilon = \frac{V_g}{V_b} = \frac{V_b - V_s}{V_b} = 1 - \frac{V_s}{V_b} \quad (11)$$

La détermination des échanges de chaleur et de masse nécessite la connaissance de la surface d'échange (surface spécifique des particules).

Cette surface est donnée par [4] :

$$S_s = Sp \cdot N_p \quad (12)$$

Le nombre de particules dans le lit est donné par [2] :

$$N_p = \frac{V_s}{V_p} = (1 - \varepsilon) \cdot V_b \cdot \frac{1}{V_p} \quad (13)$$

Le volume du lit, le volume et la surface d'une particule sont donnés par [13] :

$$V_b = S_b \cdot Z_b \quad (14)$$

$$V_p = \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3 \quad (15)$$

$$S_p = \pi \cdot d_p^2 \quad (16)$$

En combinant les équations (12) à (16) on obtient :

$$S_s = (1 - \varepsilon) \cdot \frac{6 \cdot S_b \cdot Z_b}{d_p} \quad (17)$$

Le diamètre moyen des particules est défini par [9] :

$$d_p = \left(\frac{\sum n_i d_i^3}{\sum n_i} \right)^{1/3} \quad (18)$$

En utilisant la définition de la porosité du lit fluidisé (équation 11), on peut déterminer l'accumulation de solide et de gaz (fluide de séchage) dans le lit [13] :

$$M_s = \rho_s \cdot V_s = \rho_s (1 - \varepsilon) \cdot S_b \cdot Z_b \quad (19)$$

$$M_g = \rho_g \cdot V_g = \rho_g \cdot \varepsilon \cdot S_b \cdot Z_b \quad (20)$$

II. 3 – Vitesse Minimum de Fluidisation des Particules

La vitesse minimum de fluidisation des particules (la vitesse de gaz qui permet de passer du lit dense au lit fluidisé), est donnée par la corrélation suivante [4] :

U_{mf} = 0,0093 \frac{d_p^{1,82} (\rho_g (\rho_s - \rho_g))^{0,94}}{\mu_g^{0,88} \rho_g} \tag{21}

En pratique la vitesse des gaz doit être légèrement supérieure à la vitesse minimale de fluidisation afin d' obtenir un lit fluidisé homogène sans entraînement des particules. Dans ce cas la vitesse des gaz est donnée par :

U_g = \mathcal{G} \cdot U_{mf} \tag{22}

Le coefficient de fluidisation \mathcal{G} est généralement compris entre 1,2 et 1,5 [4].

Le débit massique des gaz entrant dans le séchoir sera donc :

\dot{m}_g = \rho_g \cdot S_b \cdot U_g \tag{23}

II. 4 – Coefficients d'Echange de Masse et de Chaleur

Les quantités de chaleur échangées entre la phase gazeuse et la phase solide sont données par [13]:

Q_{gs} = h \cdot S_s \cdot (T_{sg} - T_{so}) \tag{24}

Q_{sg} = N_{sg} \cdot (r_o + C_{p_{HT}} \cdot T_{so}) \tag{25}

L'échange de masse entre ces deux phases est [1] :

N_{sg} = \sigma \cdot S_s \cdot (W_{so}^* - W_{sg}) \tag{26}

Le coefficient d'échange de masse est donné par [13] :

\sigma = \frac{h}{C_{p_{H_g}} \cdot L_e} \tag{27}

Le nombre de Lewis est exprimé par :

L_e = \frac{\lambda_g}{C_{p_{H_g}} \cdot \rho_g \cdot D_g} \tag{28}

Le taux d'humidité des gaz à la surface des particules W_{so}^* est donné par [2] :

W_{so}^* = \frac{18}{29} \cdot \frac{P_{so}}{(P_a - P_{so})} \tag{29}

La corrélation d' Antoine donne la pression de saturation [2] :

P_{so} = EXP \left(18,3 - \frac{3816}{227 + T_{so}} \right) \tag{30}

Le coefficient de transfert de chaleur est donné par [2] :

h = 0,0074 R_{ep}^{0,76} \tag{31}

Avec :

R_{ep} = \frac{U_g \cdot \rho_g \cdot d_p}{(1 - \epsilon) \cdot \mu_g} \tag{32}

III – COMMANDE DU PROCEDE DE SECHAGE A LIT FLUIDISE

Le système de commande doit maintenir le taux d'humidité du produit final à une valeur désirée dite de consigne (W_{so}) quelque soit les perturbations. La grandeur à commander est donc le taux d'humidité du produit à la sortie du séchoir (W_{sg}) et la grandeur de commande est la température du fluide de séchage (T_{gi}).

La configuration de commande utilisée est la configuration feedback avec un régulateur P.I.D dont la loi de commande est [14,15] :

C(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt + K_d \frac{de(t)}{dt} \tag{33}

Avec, e(t) l'erreur entre la grandeur de consigne et la grandeur à commander (taux d'humidité du produit à la sortie du séchoir) :

e(t) = W_{sg}(t) - W_{so}(t) \tag{34}

Dans notre cas C(t) = T_{gi}(t) et l'algorithme de commande à l'instant k avec k=0,1,n (discretisation de l'équation 33 et 34) sera :

T_{gi,k} = K_p e_k + K_i \sum_{j=1}^k \Delta (e_{j-1} + e_j) + \frac{K_d}{\Delta} (e_k - e_{k-1}) \tag{35}

e(k) = W_{sg}(k) - W_{so}(k) \tag{36}

IV – SIMULATION DU PROCÉDE DE SÉCHAGE A LIT FLUIDISÉ

Les équations (1) à (35) développées ci-dessus constituent le modèle mathématique du procédé de séchage avec son système de commande. La résolution de ce modèle par la méthode de Runge-Kutta permet d'étudier le comportement dynamique du procédé sans ou avec système de commande.

Les figures 3 et 4 représentent les réponses des grandeurs de sortie (W_{SO} , T_{SO}) lorsque la température du fluide de séchage (T_{gr}) varie de 500 à 550°C (cette température peut aller jusqu'à 650°C car le produit n'est pas thermosensible). On remarque que le taux d'humidité du produit final (W_{SO}) diminue de 3,6% avec un temps de stabilisation de 250 secondes. La température du produit sec (T_{SO}) augmente

de 1°C avec un temps de stabilisation de 60 secondes. Ces résultats sont en bon accord avec ceux obtenus par Palancz [1] et Lai [2].

Les figures 5 et 6 illustrent les réponses des grandeurs de sortie du produit suite à une variation de la température du produit à l'entrée du séchoir (T_{Si}) de 10 à 15 °C. Le taux d'humidité du produit final (W_{SO}) diminue de 2,4%. La température du produit (T_{SO}), à la sortie du séchoir augmente légèrement (moins de 1°C).

Une augmentation de 20% de l'humidité du produit à l'entrée du séchoir (W_{Si}) provoque une augmentation de 19,4% de ce taux à la sortie du séchoir (figure 7). La température T_{SO} augmente de 0,2°C (figure 8).

L'étude de la dynamique du système, que nous avons mené, permet de déterminer la sensibilité de la grandeur à commander (W_{SO}) aux variations de la grandeur de commande (T_{gr}).

La simulation de la commande du procédé de séchage avec un régulateur P.I ($K_p = 2.10^4$, $K_i = 500$) et une consigne W_{SCO} égale à 0,177 kg/kg donne les résultats représentés par les figures 9 et 10. La réponse du taux d'humidité du produit à la sortie du séchoir (W_{SO}) tend vers la valeur de consigne avec un dépassement de 40% et un temps de stabilisation de 220 secondes.

La grandeur de commande correspondante (T_{gr}) passe de 300°C à 460°C avec un dépassement de 60°C. En changeant les paramètres du régulateur ($K_p = 2.10^4$, $K_i = 100$) le dépassement de W_{SO} est de 3% et le temps de stabilisation passe à 140 secondes.

La grandeur de commande (T_{gr}) varie de 300°C à 460°C avec un dépassement de 18°C. Le régime transitoire de cette grandeur doit avoir un dépassement raisonnable pour assurer la bonne qualité du produit.

Pour un régulateur PI ($K_p = 1,5.10^4$, $K_i = 100$) l'effet des perturbations (W_{gr} , W_{Si} , T_{Si}) sur le taux d'humidité du produit final (W_{SO}) et sur la grandeur de commande (T_{gr}) est représenté sur les figures 11 et 12

V-CONCLUSION

Le modèle mathématique de notre procédé de séchage permet de déterminer les conditions opératoires donnant une bonne fluidisation du produit à sécher connaissant ces caractéristiques (densité, diamètre des particules, etc). Il permet aussi d'étudier la dynamique du procédé sans et avec régulation.

L'étude par simulation numérique de la commande du procédé nous montre qu'avec un régulateur P.I, possédant les bons paramètres, il est possible d'éliminer les effets des perturbations et d'obtenir la consigne désirée (taux d'humidité du produit à la sortie du séchoir).

Pour un fonctionnement optimal du système de régulation, une mesure en continue du taux d'humidité du produit à la sortie du séchoir est nécessaire (stratégie de commande feedback). Dans le cas où cette mesure n'est pas possible on doit utiliser une autre stratégie basée sur l'estimation du taux d'humidité à partir de la mesure de la température du fluide de séchage à la sortie du séchoir ou à partir d'une autre mesure secondaire [16,17]. Cette stratégie de commande est dite commande par estimation (Inferentiel Control) [18].

NOMENCLATURE

Symboles :

- C_p : chaleur spécifique (kJ/kg °C).
- $C(t)$: variable de commande.
- d_p : diamètre moyen des particules (m).
- D : coefficient de diffusion (m²/s).
- e : écart entre la consigne et la variable à commander.
- h : coefficient de transfert de chaleur (kJ/m².s.°C).
- H : enthalpie (kJ/kg).
- Le : nombre de Lewis.
- K_p , K_i , K_d : paramètres du régulateur P.I.D.
- $\dot{m}$: débit massique (kg/s).
- M : masse (kg).

- n_i : nombre de particules ayant un diamètre d_i .
 N_p : nombre de particules.
 N_{sg} : transfert de masse solide/gaz (kg/s).
 P_a : pression atmosphérique (mm. Hg).
 P_s : pression de la vapeur saturée (mm. Hg).
 Q : quantité de chaleur (kJ/s).
 R_e : nombre de Reynolds.
 r_e : chaleur latente d'évaporation (kJ/kg).
 S : surface (m²).
 T : température (°C).
 t : temps (s).
 U : vitesse (m/s).
 V : volume (m³).
 W : taux d'humidité (kg/kg).
 Z : hauteur (m).
 ρ : masse volumique (kg/m³).
 ε : porosité du lit.
 μ : viscosité dynamique (kg/m.s)
 σ : coefficient d'échange de masse (kg/m².s)
 λ : conductivité thermique (kJ/m.s °C).
 $\mathcal{G}$: coefficient de fluidisation.
 Δt : pas de calcul (s).

Indices :

- b : lit fluidisé.
Co : consigne.
g : gaz (fluide de séchage).
gs : gaz/solide.
i : entrée séchoir.
l : eau liquide.
mf : minimum de fluidisation.
o : sortie séchoir.
p : particule solide.
s : solide (produit).
sg : solide/gaz.
sl : particules humides.
w : humide.
wv : vapeur d'eau.

BIBLIOGRAPHIE

[1] : B. PALANCZ. « A mathematical model for continuous fluidized bed drying ».

Ch. Eng. Sc., Vol. 83, U.K, 1983 .
[2] : F.S. LAI. « Modelling and simulation of a continuous fluidized bed dryer », Ch. Eng. Sc., Vol. 41-N° 9, pp. 2419-2430, U.K, 1986.
[3] : J.F. DAVIDSON. « Fluidization », Academic Press Ltd. London 1985.
[4] : M. LEVA. « Fluidization », Mc Graw Hill, USA, 1959.
[5] : COULSON & RICHARDSON. «Chemical Engineering », Vol.1, Pergamon, U.K, 1965.
[6] : J. YATES. « Fondamentals of fluid-bed chemical processes», Butterworths,U.K, 1983.
[7] : M. LEVA. « Fluidization », Mc Graw Hill, USA, 1959.
[8] : C.G.J. BAKER. « Industrial drying of foods », Chapman and Hill, UK, 1997.
[9] : V. VANECEK, « Fluidized bed drying », L. Hill, London, 1966.
[10] : J. BOTTERILL. « Fluidized bed heat transfer », Academic Press Ltd. London 1975.
[11] : J.S.M. BOTTERILL. « Fluidized bed heat transfer », Ch. Eng. Sc., Vol. 35,1982.
[12] : A. MUJUMBAR, « Advances in drying », Mc. Graw Hill, U.S.A 1983.
[13] : M. PARTI. « Mathematical model for spray drying », Ch. Eng. Sc., Vol. 29,1974.
[14] : P. BORNE. « Analyse et Régulation des Procédés Industriels », Technip, France, 1993.
[15] : JAMSHIDI and Z. MALEK. « Lineaire Control Systems », Permagon , Oxford, 1986.
[16] : T. DAYANDA. « Estimation of particle moisture content from temperature measurements in fluidized bed dryer », In. Ch. Engr., Vol. 7 N° 1, pp. 22-26, 1995.
[17] : W.J. PALM. « Control System Engineering », Wiley , U.S.A, 1986.
[18] : G. STEPHANOPOULOS. «Chemical Process Control », Prentice Hall, U.S.A, 1984.

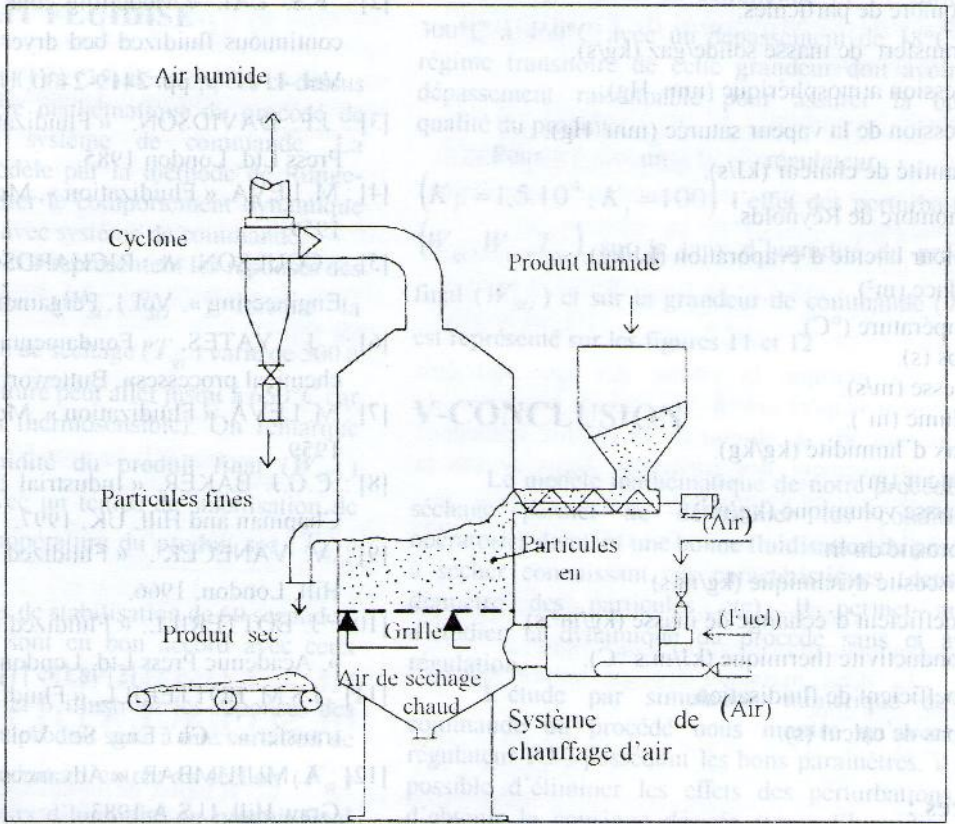


Fig. 1 – Schéma du procédé de séchage à lit fluidisé

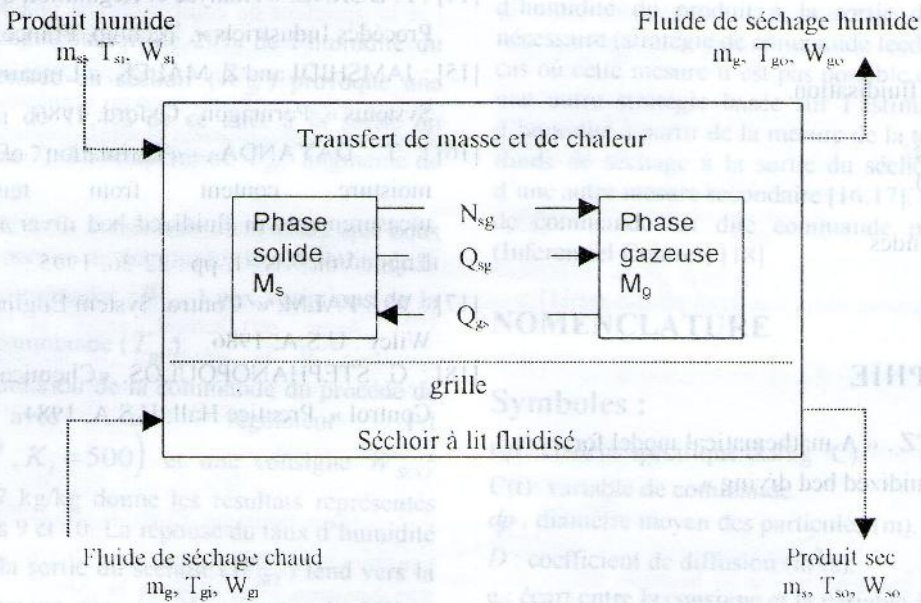


Fig. 2 – Mécanismes de transfert de chaleur et de masse entre phase solide et phase gazeuse

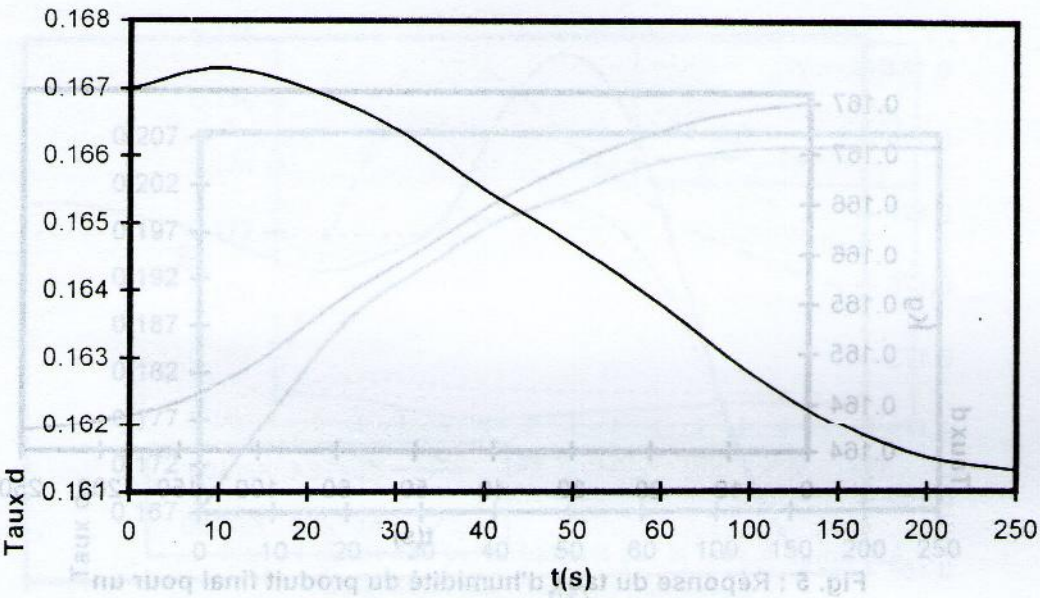


Fig. 3 : Effet de la variation de la température du fluide de séchage (500 à 550 °c) sur le taux d'humidité du produit final

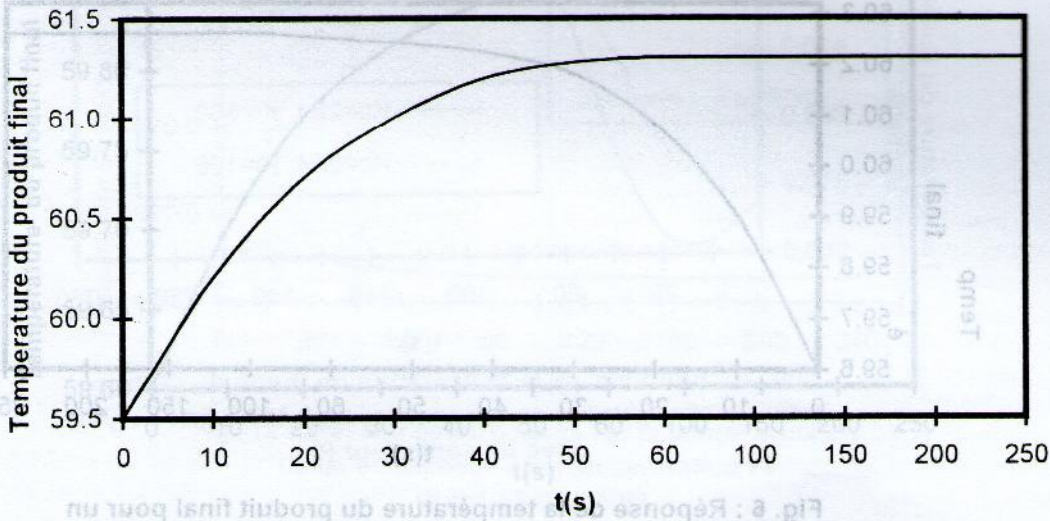


Fig. 4 : Effet de la variation de la température du fluide de séchage (500 à 550 °c) sur la température du produit final .

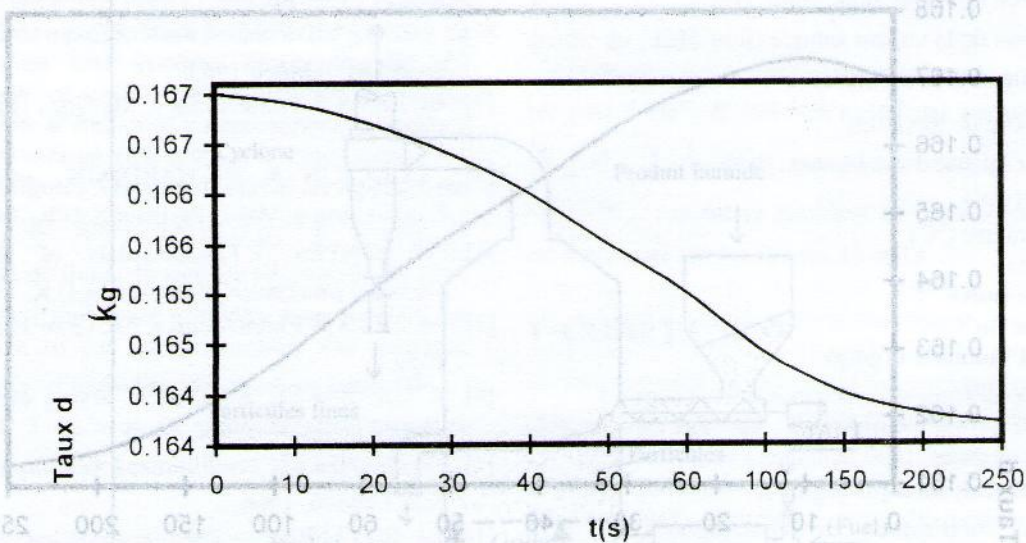


Fig. 5 : Réponse du taux d'humidité du produit final pour un changement de 5 °c de la température du produit humide (de 10°c à 15°c)

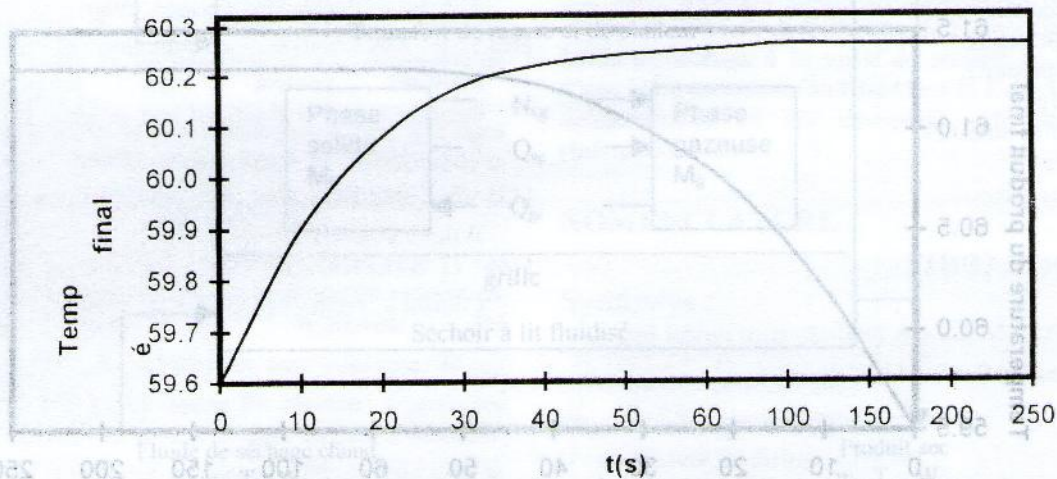


Fig. 6 : Réponse de la température du produit final pour un changement de 5 °c de la température du produit humide (de 10°c à 15°c)

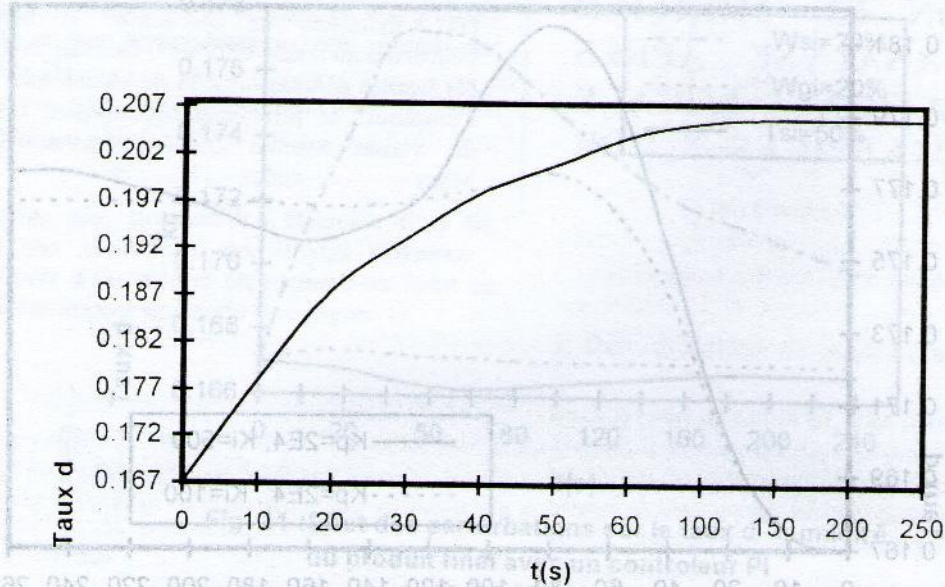


Fig. 7 : Effet de la variation du taux d'humidité du produit humide de 0.25 à 0.3 Kg/Kg) sur le taux d'humidité du produit final.

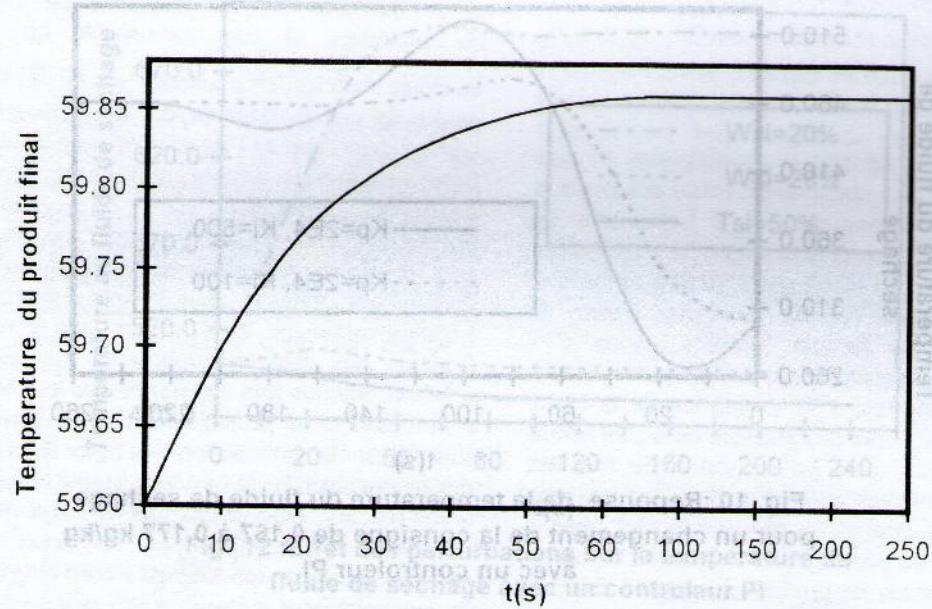


Fig. 8 : Effet de la variation du taux d'humidité du produit humide de 0.25 à 0.3 Kg/Kg) sur la température du produit final.

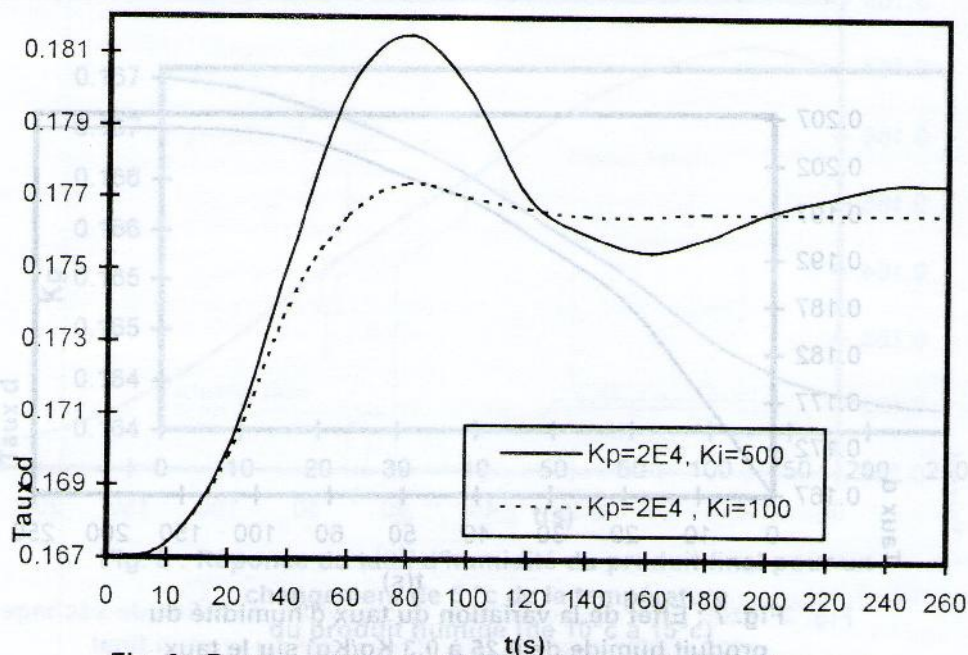


Fig. 9 : Réponse du taux d'humidité du produit final pour un changement de la consigne de 0.167 à 0.177 kg/kg avec un contrôleur PI

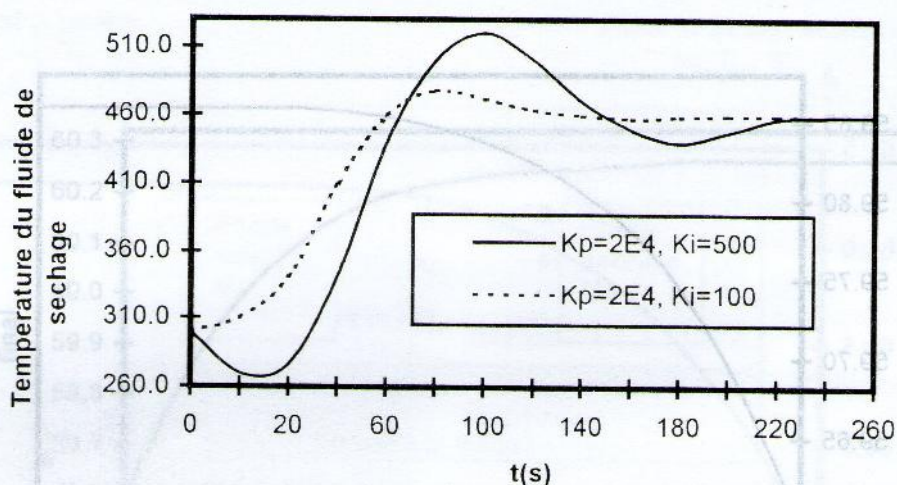


Fig. 10 : Réponse de la température du fluide de séchage pour un changement de la consigne de 0.167 à 0.177 kg/kg avec un contrôleur PI.

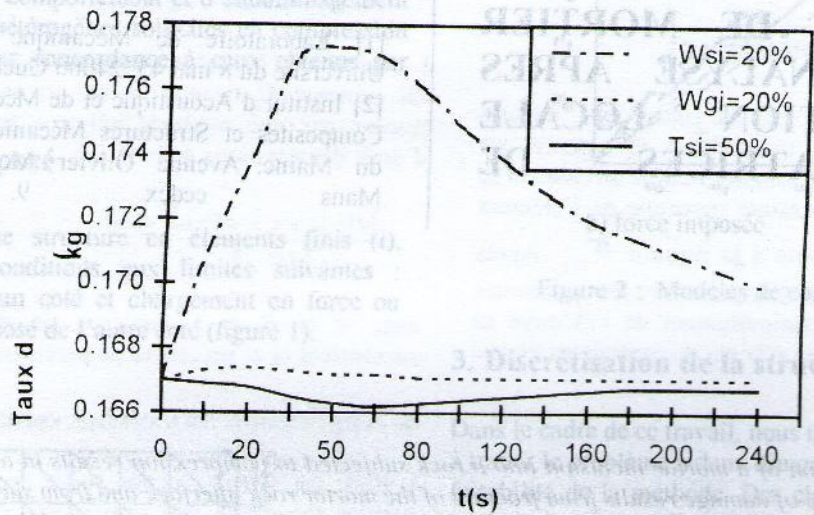


Fig. 11 :Effet des perturbations sur le taux d 'humidité du produit final avec un controleur PI ($K_p=1.5E4, K_i=100$).

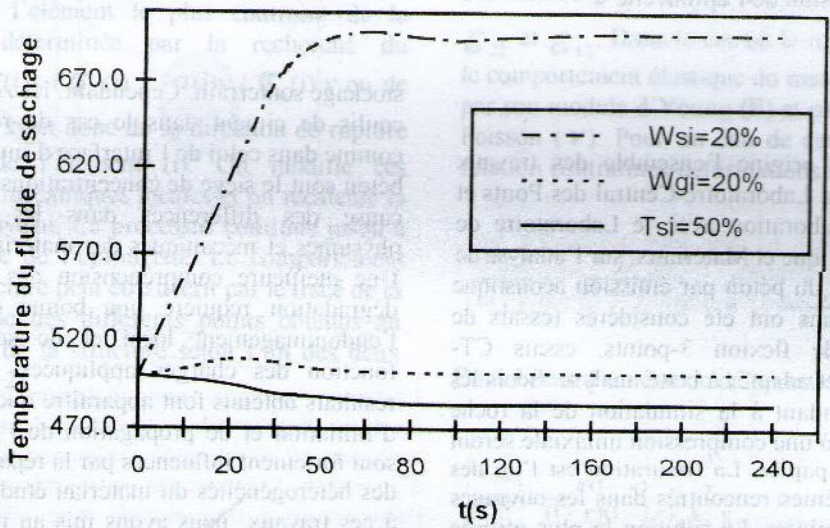


Fig. 12 :Effet des perturbations sur la temperature du fluide de sechage avec un controleur PI ($K_p=1.5E4, K_i=100$).