

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université de MENTOURI Constantine

Faculté des sciences de l'ingénieur

Département d'Electronique

Mémoire

De fin d'études en vue de l'obtention du diplôme de

Magistère en Electronique

Option : contrôle des systèmes

THEME

**Modélisation et contrôle des sécheurs
rotatifs industriels.**

Présenté par :

CHEHBOUB Tarek.

Jury:

President:	M ^r K. BELARBI.	Professeur à l'université de Constantine.
Rapporteur :	M ^{me} N.MANSOURI.	Professeur à l'université de Constantine.
Examineurs :	M ^r A. BENNIA.	Professeur à l'université de Constantine.
	M ^r H. BENALLA.	Professeur à l'université de Constantine

Remerciement :

Je tiens à remercier Noura Mansouri professeur au département d'électronique, université de Constantine, qui a guidé avec efficacité et cordialité le développement de cette thèse. Son soutien, tant scientifique que moral, elle m'a beaucoup aidé et je suis heureux de pouvoir lui exprimer ici ma profonde gratitude.

Je remercie également les membres de jury, messieurs :

Monsieur Khaled Belarbi, professeur au département d'électronique, université de Constantine, pour avoir accepté de présider ce jury.

Monsieur Abdelhak Bennis, professeur au département d'électronique, université de Constantine, pour avoir accepté de juger ce mémoire.

Monsieur Hocine Benalla professeur au département d'électrotechnique, université de Constantine, pour avoir accepté de juger ce mémoire.

Je tiens à exprimer ma sincère amitié à A. Ikhlef, A. Nacéri pour leur aide précieuse, leur disponibilité, leur encouragement et pour l'ambiance qu'ils ont créée.

Je tiens à exprimer ma parfaite considération et reconnaissance à la direction de la société nationale du tabac et des allumettes (SNTA) pour leur soutien et leur compréhension envers moi.

Je n'oublie jamais le soutien de mes collègues à la SNTA et surtout Samir Ramdani, Toufik Boussafaf. Je tiens à les remercier du profond cœur.

Ma plus profonde gratitude s'adresse à ma famille : Ma MÈRE, MES FRÈRES, MES SŒURS pour leur disponibilité, leur aide et leur encouragement.

Dédicace :

A la mémoire de mon père.

Sommaire

Introduction général	1
Chapitre 1 : généralités sur le processus de séchage dans les sécheurs industriels.	3
1. Introduction.	3
2. le sécheur rotatif.	7
3. modélisation mathématique du sécheur rotatif.	9
3.1. modèle du temps de résidence.	10
3.2. modèle pour le coefficient de transfert thermique.	13
4. Modèles globaux pour un sécheur rotatif.	15
Chapitre 2 : Modèle non linéaire statique.	19
1. Introduction.	19
2. Le modèle.	19
3. Résultats de simulation.	33
4. Conclusion.	46
Chapitre 3 : Modèle linéaire dynamique.	47
1. Développement d'un modèle dynamique à partir d'un simulateur d'un sécheur.	47
2. Définition des paramètres.	51
3. Résultat de simulation.	59
3.1. Simulation a l'état d'équilibre.	59
3.2. Simulateur dynamique.	59
3.3. Réponse du système en boucle ouverte.	61
Chapitre 4 : Contrôle du sécheur rotatif.	67
1. Introduction.	67
2. Méthodes de contrôle conventionnel pour les sécheurs rotatif industriel.	67
2.1. Contrôle à retour (Feedback control).	67
2.2. Contrôle feedback-Feedforward.	68
2.3. Développement d'un contrôleur flou pour un sécheur rotatif industriel.	72

2.3.1. Conception du contrôleur flou.	72
2.4. Développement d'un contrôleur flou avec un self tuning du facteur de normalisation.	82
3. Procédure de conception du FLC pour le sécheur rotatif.	86
Conclusion générale	92
Bibliographie.	93
Annexe I :	97
Annexe II :	103

Introduction générale :

Le séchage rotatif est sans doute une des plus anciennes et plus communes des opérations unitaires dans les processus industriels.

Les sécheurs rotatifs sont fiables mais ils sont caractérisés par leur faible rendement sur le plan énergétique, ceci à une grande influence du point de vue financier et écologique.

Le développement d'un système de contrôle pour le sécheur rotatif peut permettre une utilisation plus efficace du sécheur avec un grand rendement.

La compréhension approfondie du processus de séchage rotatif est difficile car c'est un processus très complexe qui inclue le mouvement du solide dans le cylindre en plus du séchage thermique du produit, on doit donc modéliser et contrôler les mouvements physiques (déplacement du produit le long du sécheur) et les réactions chimiques (séchage de la matière) qui ont lieu simultanément dans le sécheur.

La modélisation et le contrôle doit alors prendre en considération plusieurs aspects :

- Le sécheur n'est qu'une partie d'une longue chaîne de production.
- Le séchage ne doit jamais influencer les caractéristiques internes de la matière à sécher.
- Le séchage rotatif doit respecter les mesures de sécurité du personnel et de l'environnement car d'habitude le type d'énergie utilisé est très dangereux (gaz naturel, méthane...).

Dans l'étude menée dans le cadre de ce mémoire, nous nous sommes consacrés à établir un modèle du processus de séchage rotatif en vue de concevoir un contrôleur efficace.

Le travail réalisé a donc porté sur la définition d'un modèle dynamique qui décrit le processus du séchage rotatif, c'est-à-dire définir :- Les principales variables dont on a besoin, pour réaliser le contrôle.

- Les variables d'entrée les plus influentes sur l'état du système.
- Les perturbations qui ont une influence sur le processus.

Le premier chapitre est une étude théorique sur le phénomène de séchage d'une façon générale. Une description du sécheur rotatif est également faite ; on définit en particulier les différentes actions physiques et chimiques qui se présentent dans ce système. Après, on définit les principes de base de la modélisation mathématique du sécheur rotatif c'est-à-dire :

- Modéliser le temps de résidence de la matière dans le sécheur.
- Modéliser le coefficient de transfert thermique.

La fin du chapitre est consacrée à la description des modèles proposés par les différents chercheurs jusqu'à maintenant.

Dans le deuxième chapitre, on présente un modèle non linéaire qui décrit le phénomène de séchage dans un sécheur rotatif. Les performances de ce modèle ont été démontrées à l'aide d'une simulation en boucle ouverte.

L'étude réalisée dans le deuxième chapitre montre que le modèle non linéaire, bien que précis sur la description du processus, reste très complexe à mettre en œuvre. C'est pourquoi nous avons consacré le troisième chapitre, à l'étude d'un modèle linéaire autour d'un point de fonctionnement, à paramètre invariant dans le temps et qui peut être utilisé comme base pour la simulation du séchage du solide dans un sécheur rotatif. La conception de ce modèle a été faite sur la base de connaissance d'un simulateur de laboratoire publié par LEENA YLINIEMI [1].

Dans le quatrième chapitre, les différents types de contrôle des sécheurs rotatifs par les méthodes classiques (PID-FEEDFORWARD) et les méthodes basées sur la logique floue sont présentées, on explique la grande nécessité de l'utilisation des méthodes de contrôle qui prennent en considération toutes les contraintes et les perturbations réelles sur le processus ce qui rend le contrôle plus fiable et plus efficace.

Chapitre I

Généralités sur le processus de séchage dans les sécheurs industriels.

1. **Introduction :**

Le séchage est une opération qui a une grande importance dans les processus industriels de fabrication liés à des domaines tels que l'agroalimentaire; les mines ou l'industrie pharmaceutique.

La société moderne exige beaucoup en ce qui concerne la qualité du produit à cause de la forte concurrence qui se trouve actuellement sur le marché, elle exige aussi beaucoup sur la sécurité des processus et sur la protection de l'environnement. Alors, on peut dire qu'on veut une meilleure productivité avec peu d'énergie et de matériel. Le séchage est une opération qui nécessite beaucoup d'énergie dans les opérations industrielles et comme tous les sécheurs fonctionnent avec une grande consommation d'énergie, le développement d'un modèle et d'un système de contrôle offre l'opportunité d'améliorer l'opération du séchage.

Le séchage est un processus qui consiste à faire éliminer le liquide contenu dans la matière solide par évaporation.

La matière solide peut être de type [2]:

- Solide non hygroscopique poreux capillaire comme le sable, les solides écrasés, le Crystal non hygroscopique, le polymère et les céramiques.
- Solide poreux hygroscopique comme l'argile, le bois et les textiles.
- Solides non poreux comme le savon, la colle, plastique, produits alimentaires.

L'évaporation dans les solides non poreux prend place seulement en surface.

Dans cette étude on prend en considération les matières poreuses c'est-à-dire celles qui ont les spécificités suivantes :

- La matière contient des espaces de pores dans sa structure interne, cet espace est rempli par le liquide quand le solide est complètement saturé et par l'air si le solide est sec.
- Le solide ne perd pas ses caractéristiques physiques pendant le séchage.

Pendant le séchage deux opérations fondamentales se produisent :

Chapitre I Généralités sur le processus de séchage dans les sécheurs industriels

- 1- La chaleur est transférée au solide de la part de l'environnement chaud, qui est en général l'air chaud.

Les méthodes de transfert de chaleur conventionnelles sont : la convection, la conduction, l'infra rouge et le séchage diélectrique. Actuellement on utilise des sécheurs à micro onde, qui activent la chaleur interne dans la matière.

Dans la plupart des sécheurs, la chaleur est transférée par plusieurs méthodes mais chaque sécheur industriel à une méthode de transfert dominante. Dans les sécheurs rotatifs, on utilise la convection c'est-à-dire que le séchage est le résultat du contact entre l'air chaud et la matière humide. Même si l'extraction de l'humidité par évaporation de la surface du solide dans un environnement chaud est essentielle pour le processus du séchage.

La connaissance du phénomène de séchage qui se produit dans le solide aide à la compréhension du processus et permet de mieux définir les paramètres des équipements et les conditions optimales de fonctionnement du sécheur.

Plusieurs travaux ont été réalisés en vue de réaliser un modèle mathématique décrivant le phénomène de séchage et les mécanismes liés à différents matières. Le mécanisme du séchage dépend surtout de la structure du solide, d'humidité, la température, la pression dans les pores du solide.

- 2- L'humidité est transférée comme un liquide ou une vapeur à la surface du solide.

En général l'humidité dans les solides poreux peut être transportée suivant la théorie de diffusion, la théorie capillaire, la théorie d'évaporation.

La théorie de diffusion suppose que l'humidité se déplace à travers le solide dans la forme liquide ceci est un résultat de la différence de concentration d'humidité dans le solide, la théorie capillaire suppose que seul le liquide est présent dans les capillaires du solide et que le débit de l'humidité du liquide à travers les pores et sur la surface, est le résultat de l'attraction moléculaire entre le solide et le liquide.

La théorie de la condensation d'évaporation suppose que le débit de l'humidité dans le solide prend place entièrement dans la phase gazeuse. Plusieurs recherches sur la théorie du séchage ont été faites, on citera à titre les travaux cités dans la référence [3].

Malgré le nombre des théories qui ont été proposées pour la description du phénomène de séchage dans des différents solides et pour de différentes conditions de séchage, l'application de ces théories pour des problèmes réels a rencontré jusqu'à ces dernières années, beaucoup de difficultés à cause de la complexité du phénomène de séchage et du manque de résultats expérimentaux qui peuvent confirmer l'efficacité des méthodes proposées à l'échelle industrielle.

En général les modèles mathématiques décrivant le phénomène de séchage sont assez complexes la conception des sécheurs industriels se base essentiellement sur la prise en compte des conditions extérieures du séchage.

Le phénomène du séchage est décrit par des courbes qui présentent l'humidité dans le solide ou le taux de séchage comme une fonction du temps. Aussi pour un séchage basé sur la convection l'évolution du taux d'humidité et du taux de séchage est celle présentée dans la figure (1.1) et (1.2) :

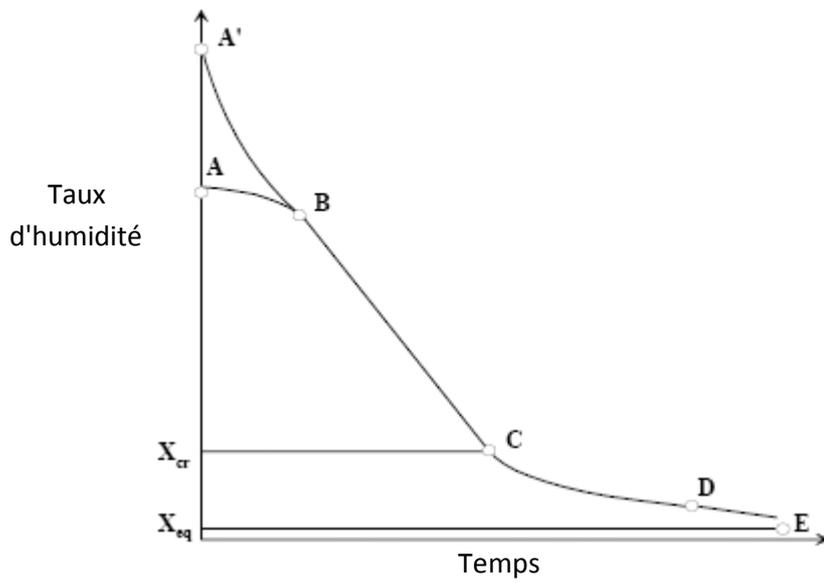


Fig1.1 : Courbe de séchage pour un séchage convectif (Strumillo & Kudra 1986)

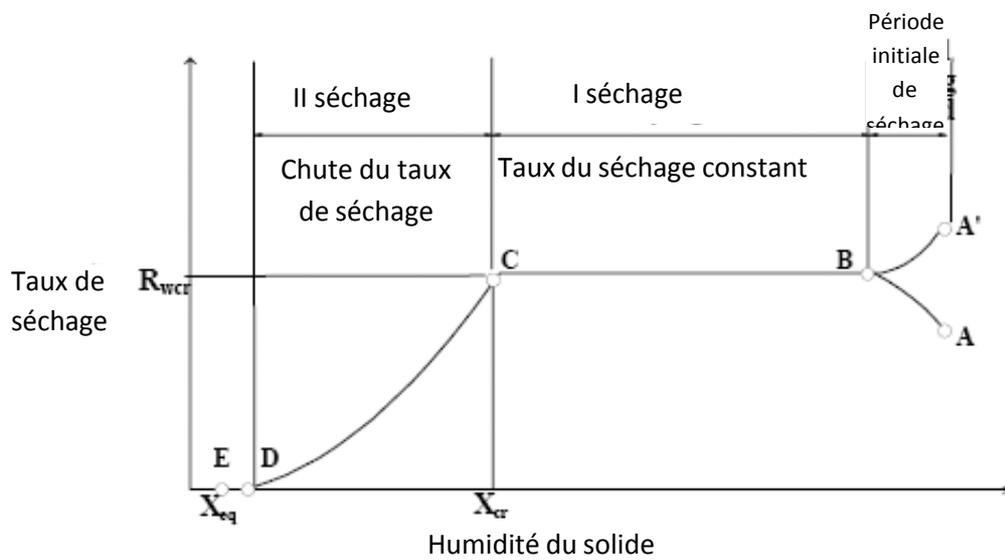


Fig1. 2 : Courbe du taux de séchage pour un séchage Convectif (Strumillo & Kudra 1986)

Selon ces figures, un profil de séchage peut être divisé en trois parties : le préchauffage (période de séchage initiale), une période à taux constant et une période de chute du taux de séchage, selon les caractéristiques des solides. La courbe A– B illustre le changement de l'humidité dans le solide avec le temps. Pendant la période initiale de séchage les températures du solide et de sa surface liquide sont inférieures à la température d'équilibre, et en conséquence le taux de séchage dans la gamme A - B augmentera jusqu'à ce que la température de surface atteigne la température correspondant à la ligne B- C. Si la température du solide humide est plus haute que la température d'équilibre, la période de séchage initiale suivra la ligne A' - B. La période initiale est habituellement très courte, et dans la pratique elle est négligée. Le taux de séchage dans la période B - C est constant et égal à la pente de la ligne B - C. Le contenu d'humidité à l'étape de transition entre le taux constant et les périodes en chute de taux s'appelle le contenu d'humidité critique X_{cr} . En ce point critique, une baisse linéaire dans le contenu d'humidité à lieu et la ligne droite devient une courbe qui approche asymptotiquement la teneur en humidité d'équilibre du X_{eq} plein.

Comme cité précédemment, le processus de séchage est fonction des conditions externes, telles que la température, la vitesse et l'humidité d'air de séchage, et le mécanisme de séchage interne à l'intérieur du solide. Durant la période constante les conditions externes commandent le taux de séchage, alors que durant la période de chute, le mécanisme interne de transport d'humidité est dominant. La forme d'un profil de séchage dépend de la matière à sécher. Le cours de séchage est souvent déterminé expérimentalement à l'aide de sécheurs, dans ce cas les conditions de séchage doivent être les plus proches possibles des conditions réelles.

2. Le sécheur rotatif

Le sécheur rotatif est l'un des types les plus répandus dans l'industrie. C'est une coquille cylindrique habituellement construite de tôles en acier, légèrement inclinés, d'en général 0.3 à 5 m de diamètre, de 5 à 90 m de longueur et de vitesse de rotation de 1 à 5 tr/min. Il est habituellement actionné avec de la pression interne négative pour empêcher l'échappement de la poussière.

Un sécheur rotatif à deux fonctions distinctes ; il sert comme convoyeur et comme dispositif de séchage. Le mouvement des solides dans le sécheur est influencé par les mécanismes suivants : soulèvement, action de cascade, glissement et rebondissement, comme représenté sur la figure (1.3) :

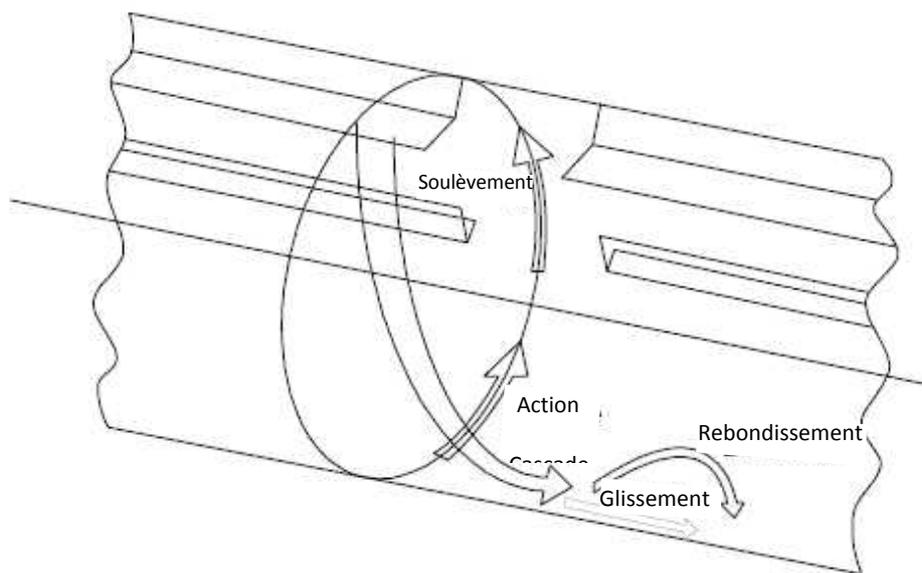


Fig1. 3 : sécheur rotatif à emplacement en cascade (Baker 1983)

Les solides présentés à l'extrémité supérieure se déplacent vers l'extrémité inférieure ou de décharge. Selon l'arrangement pour le contact entre le gaz de séchage et les solides, un sécheur peut être de type direct ou indirect, à courant d'air direct ou inverse. Un ensemble de volets de soulèvement de diverses formes est installé à l'intérieur de la coquille pour soulever les solides afin d'assurer le contact avec le gaz. Ces configurations de volets changent de spirales à des volets droits. L'effet de la conception de volets, c.-à-d. le nombre de volets, leurs dimensions et leurs formes, sur les performances du sécheur est très difficile à mettre en évidence.

Pendant que le sécheur tourne, des solides sont pris par les volets, soulevés pour une certaine distance autour du tambour et versés par l'air dans un rideau de cascade. La majeure

partie du séchage se produit dans cette phase de transport du solide, car les solides sont en contact étroit avec le gaz. L'action de vol est également partiellement responsable du transport des solides par le tambour. D'après [4] les facteurs intervenant dans la modélisation d'un sécheur rotatif sont de 3 types :

- Les propriétés physiques des solides, telles que la dimension particulaire, la forme, la densité et le contenu d'humidité.
- Les caractéristiques du sécheur, telles que le diamètre, la longueur du tambour, la conception et le nombre de volets de soulèvement.
- Les conditions de fonctionnement, telles que le débit, la température d'alimentation, le débit et la température d'air de séchage, la pente du cylindre par rapport à l'horizon, la vitesse de rotation du tambour.

Tous ces facteurs affectent le transfert thermique dans le cylindre, et tous, à part les températures des solides et de l'air de séchage ; ont un effet sur le chargement et le temps de passage dans le cylindre. Le H (la quantité de la matière dans le cylindre dans les conditions de fonctionnement (Kg)) des solides a un grand effet sur le fonctionnement du sécheur, car un H excessivement bas réduira le taux de production, alors qu'un H trop grand fera rouler la matière sur le fond du sécheur, faire de sorte que le contenu d'humidité recherché ne soit pas réalisé et la puissance exigée pour tourner le sécheur est augmentée. Un H de 3-15 % de tout le volume du tambour, avec des valeurs dans la gamme 8-12 % correspondent à une satisfaisante [4]. L'efficacité thermique d'un sécheur rotatif dépend de la façon de séchage et change sur un intervalle de 25 % dans un système d'échauffement indirect à 85 % dans un tube de vapeur [5].

3. Modélisation mathématique du sécheur rotatif:

En général, un processus quelconque peut être décrit par un modèle, qui peut être intuitif, verbal, causal, qualitatif ou quantitatif. Un modèle mathématique est un exemple de modèle quantitatif. Il se compose d'équations algébriques, différentielles ou intégrales. L'avantage principal de ce type de modèle est qu'il peut prévoir le comportement d'un processus sans expérimentation.

Les modèles mathématiques des processus chimiques tels que le séchage rotatif sont basés sur les lois fondamentales de la physique et de la chimie, y compris des équations de continuité telles que la masse, les équilibres d'énergie et d'élan, les phénomènes de transport, les descriptions d'équilibre telles que la phase et l'équilibre chimique, les descriptions cinétiques et les équations d'état. Selon le but recherché, le modèle peut être un modèle brut du processus global ou un modèle très détaillé de certaines parties du processus.

Bien que beaucoup d'études, aient été faites dans la modélisation des phénomènes de séchage, très peu ont concernées directement les sécheurs rotatifs. Ceci est dû au fait que le séchage rotatif est un processus très complexe, incluant non seulement des phénomènes de séchage mais également le déplacement des solides pendant le séchage. Dans la plupart des études on n'a pas de modélisation globale du sécheur mais des propositions concentrées sur le développement d'une équation de temps de résidence et l'établissement d'un coefficient volumétrique de transfert thermique. Ceci rend possible la détermination de la période de passage des solides et de la charge thermique globale et leur relation aux dimensions et aux conditions de fonctionnement du sécheur. Ces relations sont la plupart du temps empiriques, car le temps de résidence et le coefficient de transfert thermique sont des facteurs très importants dans la conception et la modélisation des sécheurs.

Le modèle global d'un sécheur rotatif se compose de deux modèles subsidiaires, l'un décrivant le comportement détaillé des solides et l'autre décrivant le tambour. Le premier inclut les caractéristiques des solides telles que la cinétique de séchage, et le second prévoit le temps de résidence et le coefficient de transfert thermique. En combinant ces deux modèles on obtient un ensemble d'équations mathématiques, dont la résolution simule le séchage des solides dans un sécheur rotatif.

3.1 Modèle du temps de résidence:

Les études sur la distribution du temps de séjour des solides dans un sécheur rotatif [6], [7], [8], ont indiqué que le mouvement des solides peut être traité comme un débit de la matière, avec un peu de dispersion axiale. Les sécheurs actuels sont manipulés en tant que mélangeurs idéaux avec un degré de mixage. Par conséquent, il est raisonnable d'employer le

temps de résidence comme seul moyen de mesure de la vitesse du mouvement de particules. Il est vrai que des études plus récentes ont été consacrées à la distribution du temps de résidence, afin d'identifier les facteurs qui causent le mouvement rapide ou lent des particules dans le cylindre.

Le temps de résidence moyen des solides est défini comme le rapport entre la quantité de la matière dans le cylindre dans les conditions de fonctionnement dans le cylindre et le débit d'entrée de la matière, selon l'équation [4] :

$$\bar{t} = \frac{H}{F} \quad (1.1)$$

Ou: \bar{t} est le temps de résidence moyen(s).

H c'est la quantité de la matière dans le cylindre dans les conditions de fonctionnement (Kg).

F: le débit axial de la matière dans le cylindre (Kg/s).

Le temps de résidence dépend du chemin d'écoulement de particules dans un jet d'air, de l'arrangement et de la forme des volets de soulèvement. Il est également influencé par la circulation d'air, l'alimentation des particules, les caractéristiques et les paramètres physiques du tambour.

La complexité du mouvement des particules dans un sécheur rotatif rend très difficile la définition d'un modèle de temps de résidence valide pour un grand nombre de situations. La plupart des études ont été effectuées sur les sécheurs de petite taille, pour des matières spécifiques et dans des conditions de fonctionnement spécifiques.

Prutton et al. [9] ont été les premiers à publier une étude. Ils ont réussi à établir une équation empirique du temps de résidence, en se basant sur des données réelles:

$$\bar{t} = \frac{kL}{D * n * \tan \alpha} \pm \frac{mv_g}{60} \quad (1.2)$$

Ou:

L: La longueur du cylindre (m).

D: Le diamètre du sécheur (m).

n: La vitesse de rotation du cylindre (tr/min).

α : L'angle d'inclinaison du cylindre par rapport a l'horizontal.

v_g :La vitesse de l'air de séchage (m/s).

k: Une constant qui dépend du nombre et de la conception des volets de soulèvement.

m: est une constante qui dépend des caractéristiques du solide, elle est déterminée expérimentalement pour chaque type de matière.

A partir de l'étude menée par Friedman Marshall [10] dans lequel les (H) ont été mesurés pour une grande variété de solides dans un sécheur rotatif, tel que le sable, les morceaux en bois, le plastique, les granulés et les flocons, et pour différentes conditions de fonctionnement, Perry et Chilton [11] ont proposés l'équation:

$$\bar{t} = \frac{0.23 * L}{D * n^{0.9} * \tan \alpha} \quad (1.3)$$

Plus tard, Saeman et Mitchell [12] ont fait des recherches plus théoriques qui ont également tenu compte des effets du chargement de tambour et du profil de volet. Ils ont proposés une équation définissant le temps de résidence sous la forme :

$$\bar{t} = \frac{L}{f(H) * D * n * (\tan \alpha \pm m v_g)} \quad (1.4)$$

Ou:

f(H) : Représente le facteur de cascade, dont la valeur est de 2 pour les sécheurs légèrement chargés et π pour les sécheurs fortement chargés ayant de petits volets. On suppose dans la

dérivation de cette équation que la dérive horizontale d'une particule de cascade dépend linéairement de la vitesse de gaz et de la durée la chute.

La base de l'étude du temps de résidence par Schofield et Glikin [13] était que le mécanisme principal du mouvement des particules dans le tambour est un mouvement de cascade. Ils ont fait une analyse théorique de ce mouvement et ont obtenu un modèle qui établit une base théoriquement plus précise pour le calcul du temps de séjour. Cette équation est de la forme :

$$\bar{t} = \frac{L}{(\text{longueur} \cdot \text{de} \cdot \text{la} \cdot \text{cascade})_{\text{moy}}} * (\text{temps} \cdot \text{de} \cdot \text{cascade})_{\text{moy}} \quad (1.5)$$

Où (longueur de cascade) est la distance le long du tambour ou la particule moyenne progresse par la cascade et (temps de cascade) est le temps pris par la particule moyenne pour parcourir chaque cascade.

Différentes équations ont été utilisées pour le calcul du temps de résidence d'un sécheur a courant d'air direct hypothétique du diamètre extérieur de 2 m, une longueur de 12 m, de vitesse de rotation 5 r/min et d'une pente 10^0 par rapport à l'axe horizontal. La circulation d'air était supposée de 3 m/s. Les résultats obtenus ont montré que l'écart est si grand que la comparaison soit impossible.

auteurs	Temps de résidence (min)
Prutton et al (1942)	0-16.9
Friedman & Marshall(1949a)	0.8
Saeman & Mitchell (1954)	5.8-9.2
Schofield & Glikin (1962)	4.5
Kelly & Donnell (1968)	4.5

Tableau 1.1 : prévisions de temps de résidence (Baker 1983[14]).

Kamke et Wilson [15] ont développé un modèle pour prévoir le temps de résidence moyen en un point quelconque, situé le long d'un sécheur avec des volets de suffisance en centre pendant la phase de chute. Le modèle a été simulé en examinant l'effet de la vitesse d'air, de la vitesse de rotation de tambour et du diamètre de tambour le temps de résidence.

Ensuite Sherritt et al. [16] a développé un modèle de temps de résidence qui considère l'écoulement des particules par un cylindre se composant de deux phases: la phase aéroportée est produite par les volets internes qui soulèvent les solides et commandent leur cascade par le jet d'air, et la phase dense se situe au fond du tambour. Le taux de support et d'écoulement axial de particules dans les deux phases est déterminé séparément. Le modèle est plus flexible que le précédent, parce que le cylindre peut être incliné ou horizontal, avec un débit d'air dans le sens direct ou inverse du produit, peut avoir des volets de soulèvement de n'importe quel type et peut être sous chargé ou surchargé.

Les deux modèles de temps de résidence présentés par Duchesne et al.[17] sont basés sur le modèle d'une série de réservoirs parfaits agissant l'un sur l'autre avec les volumes morts et sur le modèle modifié de Cholette-Cloutier. Le premier modèle a deux paramètres : le nombre de réservoirs parfaits et la conductibilité, caractérisant l'écoulement des solides d'un réservoir au suivant. Le modèle modifié de Cholette-Cloutier tient compte des zones mortes. Le modèle de temps de résidence a été calibré sur un sécheur industriel, tenant compte de l'effet des poussoirs et du coefficient de pénétration de l'air dans la matière.

Quoique beaucoup d'études aient été effectuées pour développer une distribution moyenne du modèle de temps de résidence, le temps de résidence est encore déterminé expérimentalement dans beaucoup de cas ; les cylindres d'alimentation de la matière sont arrêtés soudainement, le cylindre est déchargé et le solide pesé. Connaissant le taux d'entrée, le temps de résidence moyen peut être calculé à partir de l'équation (1.1). Pour de plus grands cylindres industriels Des techniques de traceur sont employées [18].

Des techniques de traceur radioactif sont également utilisées, elles se basent sur le comportement d'une particule radioactive, une particule ordinaire de rénovation teinté et imbibée de cobalt radioactif aqueux 60.

Le but est de confirmer l'exactitude des modèles théoriques pendant la durée de cycle moyenne d'une particule de cascade dans un cylindre rotatif.

3.2 Modèle pour le coefficient de transfert thermique:

Le deuxième paramètre important dans le fonctionnement d'un sécheur rotatif est le coefficient volumétrique global de transfert thermique, U_v (W/m³K). Celui ci est défini comme étant le taux avec lequel la chaleur est transférée dans un volume unitaire du tambour sous une unité de température. Le taux de transfert thermique entre l'air et les solides est défini par l'équation :

$$Q = U_v * V_v * \Delta T_{ln} \quad (1.6)$$

Où

V_v Est le volume du tambour (m³).

ΔT_{ln} Est la différence moyenne logarithmique de la température entre l'air et les solides à l'admission et la sortie du tambour (k).

Le coefficient volumétrique de transfert thermique contient un coefficient de transfert thermique basé sur la superficie de contact efficace entre le gaz et les solides et le rapport de ce secteur au volume de tambour. Ceci élimine la nécessité d'indiquer où la majeure partie du transfert thermique se produit, par exemple dans la matière, dans l'air, sur les volets, ou dans le lit de roulement.

Beaucoup de recherches expérimentales ont été menées pour définir des équations pour le coefficient volumétrique de transfert thermique [19], [20], [13] et [21]. Les équations obtenues à partir de ces travaux sont toujours utilisées.

Selon McCormick [20], la plupart des rapports peuvent être réduites à l'équation (1.7):

$$U_v = \frac{k}{D} G^n \quad (1.7)$$

G étant la vitesse de masse d'air (kg/hr m²).

D le diamètre intérieur du tambour (m) et k et n sont des constantes empiriques.

La valeur de n dépend des propriétés des solides, la géométrie des volets, la vitesse de rotation et le H du sécheur.

La détermination de la valeur a été basée sur des expériences avec des sécheurs de petite taille, et elle se situe entre 0.46-0.67, 0.67 étant la valeur la plus utilisée. La corrélation donne des résultats satisfaisants pour des considérations d'état d'équilibre, mais elle ne reflète pas le comportement dynamique du taux de transfert thermique dans un sécheur rotatif quand la vitesse de rotation du sécheur ou des changements du H.

Perry (1963) [22] a proposé l'équation suivante, elle est basée sur des données de Friedmann et de Marshall [19] :

$$U_v = \frac{44}{D} G^{0.16} \quad (1.8)$$

Cependant, Kuramae et Tanaka [23] maintiennent, que la relation inverse entre le coefficient de transfert thermique et le diamètre du sécheur dans l'équation (1.8) n'est pas entièrement correcte.

Myklestad [21] a pour sa part proposé l'équation:

$$U_v = 0.52 * G^n \quad (1.9)$$

3.3 Modèles globaux pour un sécheur rotatif :

Le modèle global comportant est habituellement basé sur un ensemble d'équations différentielles pour le transfert de la masse et de la chaleur entre les phases gazeuses et solide, qui sont simplifiées afin d'obtenir, des équations pratique, habituellement linéaires. Des modèles statiques peuvent être employés pour déterminer des profils d'humidité et de température pour les solides et l'air de séchage dans une direction axiale, mais il est difficile de confirmer leur véracité, parce qu'il est difficile de mesurer le contenu et les températures d'humidité à l'intérieur d'un tambour. Les modèles dynamiques pour les sécheurs rotatifs sont des équations aux dérivées partielles avec des paramètres distribués pour l'humidité et la température en gaz et solide. Pour des buts pratiques, ils sont habituellement approximatés à des modèles à paramètres fixe.

La première recherche sur la modélisation mathématique globale d'un sécheur rotatif a été conduite au début des années 60 [24]. Le modèle développé est un modèle statique pour le séchage rotatif à courant d'air, dans le sens inverse avec les hypothèses :

- Un coefficient volumétrique de transfert thermique est utilisé.
- La température des solides est supposée constante dans tout le sécheur quand le taux de séchage est constant et elle est supposée linéaire par rapport à l'humidité du produit quand le taux de séchage est en chute.
- il existe Un rapport linéaire entre la température de l'air de séchage et le taux d'humidité des solides.

Ce modèle a été employé pour déterminer des profils d'humidité pour des solides en fonction de la longueur du sécheur dans les périodes où le taux de séchage est constant ou en chute. Plus tard, le même auteur [24] a étudié son application dans le contrôle de l'humidité du produit dans un sécheur rotatif. Sharples et al.[25] a modélisé un sécheur rotatif au moyen de quatre équations simultanées décrivant les procédés de transfert de la chaleur et de masse. L'expression empirique pour le taux de séchage des solides a été déterminée, en supposant que ce dernier dépendait de la température et de l'humidité et étant indépendant de la vitesse d'air. Le temps de résidence a été basé sur la corrélation de Schofield et de Glikin [13], qui ont supposé que le coefficient volumétrique de transfert thermique est proportionnel au taux de cascade, qui est lui-même fonction de la vitesse de rotation et du chargement des volets. La validité du modèle a été étudiée dans le séchage de contre-courant des engrais granulaires.

Thorpe [26] a divisé le tambour en plusieurs parties parfaites et a appliqué des équilibres de transfert de la chaleur et de la masse à chaque étape. Le temps de séjour a été défini en accord avec la corrélation de Saeman et de Mitchell [12]. Aucune comparaison entre les profils simulés et mesurés de la température et d'humidité n'a été faite. Deich et Stals'kii [27] ont développé un modèle dynamique en considérant que :

- Les paramètres des solides et de l'air de séchage sont distribués.
- Les solides sont de taille constante et de la même composition chimique.
- La chaleur spécifique des solides est constante.
- Les coefficients de transfert de la chaleur et de la masse sont constants.
- Les vitesses des solides et de l'air de séchage le long de l'axe de tambour sont constantes.
- La conduction, la diffusion et le rayonnement sont négligeables.

Le modèle est non linéaire à cause de la non linéarité du taux de séchage.

Les modèles statiques et dynamiques pour un sécheur rotatif de phosphate développé par Najim et al [28] sont constitués de quatre équations aux dérivées partielles représentant le transfert de la chaleur et de la masse. Les résultats obtenus étaient en bon accord avec les données expérimentales. Les hypothèses de travail sont tout à fait semblables à celle des études précédentes, à savoir :

- La chaleur spécifique du solide et de l'air de séchage est indépendante de la température.
- Le coefficient de transfert thermique est constant.
- Les vitesses du phosphate et de l'air de séchage dans le fût sont constantes.
- Tout l'échange thermique non-conducteur est négligeable.

Thorne et Kelly [29] ont développé un modèle mathématique dynamique qui a combiné le modèle de transport de particules de Kelly et d'O'donnell [18] avec le modèle de séchage cinétique de Garside et al.[30]. Le modèle global a été étudié pour des particules de gypse dans un sécheur pilote. Reay [31] a présenté un modèle global pour un sécheur rotatif incluant des modèles pour les solides et l'équipement séparément. Le premier modèle décrit les caractéristiques de séchage des solides, en définissant le taux de séchage en fonction de l'humidité dans les solides, la température et l'humidité d'air de séchage. Le modèle des

solides est indépendant du type de sécheur. Le modèle d'équipement décrit le sécheur, et inclue les informations sur le transfert thermique d'air-solides et le mouvement de particules. Le modèle qui décrit le contact entre l'air et le solide, et probablement aussi qui décrit le degré de backmixing dans l'air et le solide, font partie de ce modèle. Selon Reay [31], la difficulté principale concerne la façon d'obtenir des prévisions fiables pour le coefficient de transfert thermique et le temps de résidence.

Kisakurek [32] a comparé les résultats simulés par un modèle global avec des mesures expérimentales. En supposant que le séchage des particules de gypse dans un sécheur à échelle pilote se produit seulement pendant la période où le temps de séchage est en chute. Le temps de séjour a été modélisé en utilisant l'équation proposée par Schofield et Glikin [13]. Mais la méthode d'estimation du coefficient de transfert thermique n'est pas définie. Platin et al.[33] ont développé un modèle mathématique pour un sécheur à courant d'air direct et ont employé une simulation pour prévoir les effets de divers paramètres du système sur le fonctionnement du sécheur.

Brasil et Seckler [34] ont présenté un modèle pour le séchage des engrais granulaires, basé sur les équilibres de transfert de la chaleur et de la masse développés par Sharples et Glikin [35]. Ils ont également tenu compte de l'influence du diamètre de particules sur l'opération du sécheur, en supposant que le taux de séchage est une fonction du diamètre des particules. La simulation a montré que le modèle proposé était valide pour la conception d'un sécheur.

Douglas et al.[36] a développé un modèle à paramètre fixe en discrétisant le sécheur dans plusieurs sections, Wangs et al.[37] ont développés un modèle distribué des paramètres pour un sécheur industriel de sucre. La solution mathématique a eu comme conséquence un système d'équations différentielles. La supposition qu'aucune interaction n'existe entre les particules en chute, qui a été employée pour déterminer le coefficient multi phase de transfert thermique, a été également enlevée. L'état d'équilibre et les simulations dynamiques pour examiner le comportement du modèle distribué de paramètre et le modèle à paramètre fixe avec dix sections équilibrées, ont été effectués pour le sécheur de sucre.

Duchesne et al. [38] ont présenté un simulateur rotatif dynamique d'un sécheur composé de quatre modèles secondaires : un modèle de chambre de combustion, un modèle de transport de solides, un modèle de gaz et un modèle pour des phénomènes de transfert de la chaleur et de la masse. L'effet de différentes variables et paramètres sur la température de rendement et la teneur en humidité de l'air et des solides a été pris en compte lors des simulations, et les résultats ont prouvé que le débit de carburant a deux fois plus d'effet sur l'humidité de rendement des solides que la circulation d'air secondaire. Il est donc évident que le débit de carburant doit être choisi comme variable principal pour être manœuvré afin de commander l'humidité des solides en sortie. Le débit d'air secondaire doit être maintenu aussi bas que possible, ce qui signifie que la température de l'air de séchage devrait être aussi haute que techniquement cela soit possible. Les résultats ont également montré qu'il est important pour la conception et l'exécution des stratégies de commande pour mesurer la teneur en humidité d'entrée et le rendement des solides en ligne.

Le développement d'un modèle flou pour un sécheur industriel employant une approche linguistique d'équation, a été mené au laboratoire d'automatique de l'université d'Oulu (Finlande). Et les résultats ont été publiés par Juuso et al. [39] et Koskinen et al. [40].

Chapitre II

Modèle non linéaire statique.

1. Introduction :

Pour assurer une bonne modélisation du processus du séchage c'est-à-dire établir un modèle qui décrive au mieux le phénomène de séchage dans le sécheur rotatif, il est préférable de choisir un modèle non linéaire qui tienne compte de toutes les caractéristiques du processus. Ce modèle non linéaire doit être basé sur la méthode d'analyse discutée par (KEMP et Oakley) [41], (Kiranoudis) [42] et (Papadakis) [43].

Cette méthode repose sur les suppositions suivantes :

- Toute l'humidité se trouve à la surface des particules de la matière à sécher. On suppose que la résistance interne due au transfert de masse est négligeable en raison du diamètre des petites particules et de la structure relativement imperméable de la matière.
- Le transfert de la chaleur et de la masse a lieu seulement quand les particules de la matière tombent des volets.
- Les particules de la matière (mica) sont sphériques avec un diamètre de 0.00042 m.
- La superficie du film liquide est identique à la superficie de la particule pleine sèche.
- Les valeurs de la capacité thermique, sont prises égales à la moyenne.
- L'air atmosphérique entrant à une humidité de 50% à 25⁰ C.
- La matière occupe 20% de la section du sécheur.
- La perte de chaleur par la coquille du sécheur est constante et uniforme au delà de la longueur du sécheur
- Le sécheur tourne à 5 t/mN et sa pente est 1/24.

2. Le modèle:

On considère la section élémentaire du sécheur représenté par la figure (2.1).

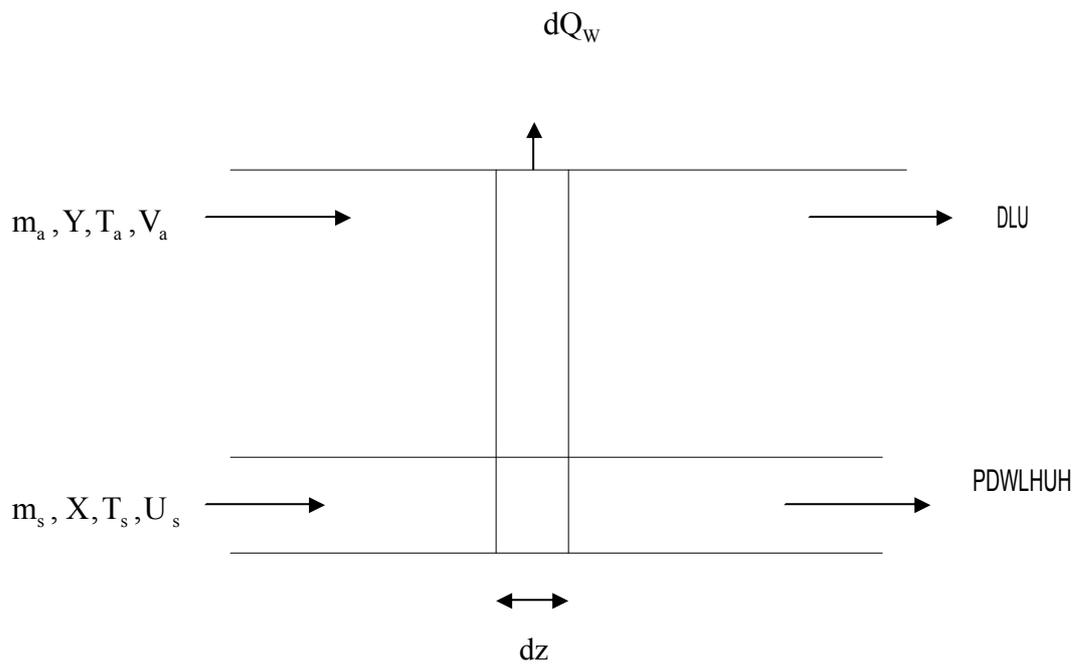


Fig2.1:Illustration du modèle par accroissement

m_a, Y, T_a, V_a Et m_s, X, T_s, U_s sont respectivement le débit d'air, l'humidité absolue, la température de l'air la vitesse de l'air, le débit de la matière l'humidité de la matière la température de la matière et la vitesse de déplacement de la matière dans le cylindre.

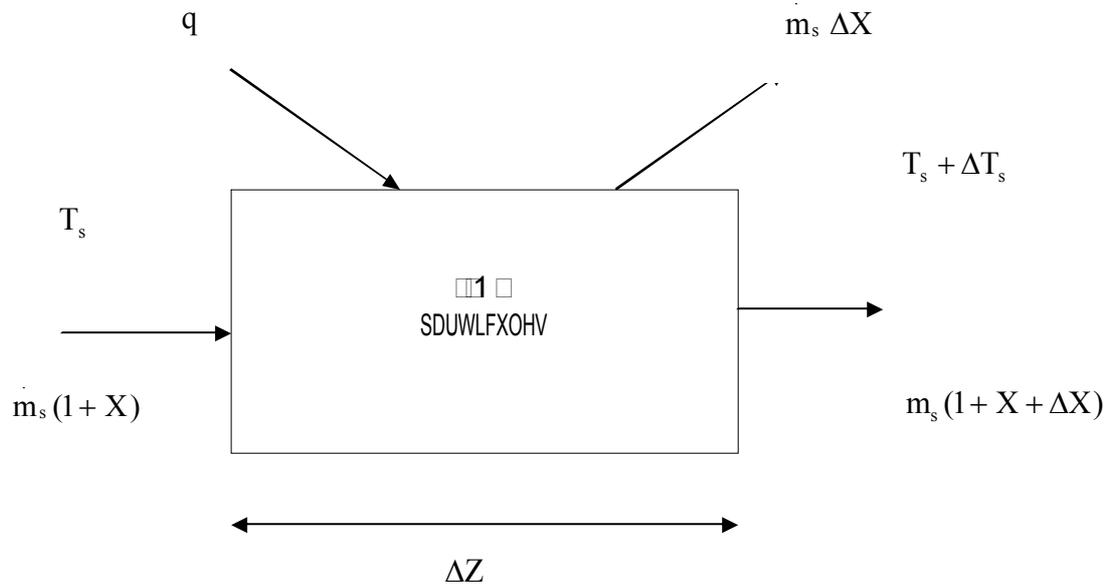


Fig2.2 : Commande du volume pour le solide

Le mica absorbe la chaleur de l'air de séchage chaud. La chaleur absorbée par les particules provoque l'augmentation de sa température et la diminution de son humidité. La température du solide dans le volume à contrôler, augmente de ΔT_s et son contenu d'humidité diminue de $m_s \Delta X$. ΔX est une quantité négative puisque, la teneur en humidité des particules diminue. L'équation d'équilibre thermique s'écrit comme suit:

$$q = m_s [C_{ps} + X * C_{pl}] * \Delta T_s - m_s * \Delta X * h_{fg} \quad (2.1)$$

Avec:

m_s = Débit de la matière (kg/s).

C_{ps} = La chaleur spécifique de mica.

C_{pl} = La chaleur spécifique de l'eau.

h_{fg} = La chaleur latente de la vaporisation de l'eau.

q = Transfert thermique entre l'air et le mica.

Le débit de la matière est :

$$\begin{aligned} \dot{m}_s &= \rho * A * U_s = N * m_p * A * U_s / A * \Delta z \\ &= N * m_p * U_s / \Delta z \end{aligned} \quad (2.2)$$

Où

m_p = La masse des particules

U_s = Vitesse de la matière dans le sécheur

La chaleur absorbée par une particule individuelle (Q_p) qui tombe par l'air est donnée par :

$$Q_p = h * A_p * (T_a - T_s) * f \quad (2.3)$$

Avec:

h = Le coefficient de transfert de chaleur.

A_p = Superficie de la particule.

f = Fraction de temps avec laquelle une particule de mica est aéroportée.

La chaleur absorbée par l'air est identique que celle absorbée par N particules. Par conséquent:

$$q = N * Q_p \quad (2.4)$$

Cela nous donne:

$$N * Q_p = N * m_p * U_s * / \Delta z * ([C_{ps} + X * C_{pl}] * \Delta T_s - \Delta X * h_{fg}) \quad (2.5)$$

Où:

$$\Delta T_s = \frac{\frac{Q_p \Delta z}{m_p U_s} + (\Delta X \times h_{fg})}{C_{ps} + (X \times C_{pl})} \quad (2.6)$$

L'équation de transfert de masse du mouvement de l'humidité de la matière humide vers l'air de séchage est :

$$m_s \Delta X = -NK_m A_p f \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0.62)R_1 T_a} \right) \quad (2.7)$$

Avec:

K_m = Coefficient de transfert de masses

P_{sat} = Pression de saturation (K pascals).

P = Pression atmosphérique.

R = Constante de gaz prise égale à 0.4614 kPAm³ / Kg / K

R_1 = Constante de gaz prise égale à 0.287 kPAm³ / Kg / K

Lorsqu'on remplace m_s par son expression, on obtient:

$$\Delta X = -KmA_p \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0.62)R_1 T_a} \right) \frac{f \Delta z}{m_p U_s} \quad (2.8)$$

Une équation approximative pour le calcul de la pression de saturation de l'eau est la suivante:

$$P_{sat} = \exp\left(16.7609 - \frac{4090}{T_s + 273}\right) \quad (2.9)$$

T_s = Température de la matière en degré Celsius.

Le volume de commande de l'air est représenté par le schéma de la figure (2.3) :

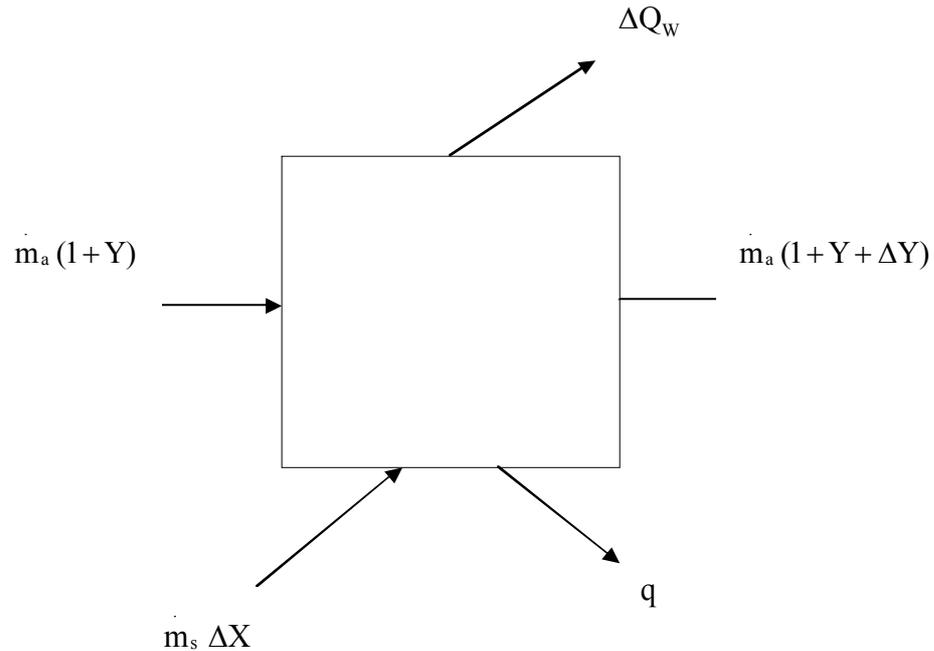


Fig2.3 Commande du volume d'air

L'air de séchage donne de la chaleur à la matière (mica) humide et absorbe son humidité. La température de l'air de séchage est réduite par ΔT_a et l'humidité augmente avec $m_a \Delta Y$. L'air de séchage perd également la chaleur à travers les parois du sécheur (ΔQ_w).

Le bilan de masse pour l'air de séchage est donné par :

$$m_s \Delta X = -m_a \Delta Y$$

(2.10)

Le bilan énergétique pour l'air de séchage est donné par :

$$-\Delta Q_w - q = m_a (C_{pa} + Y C_{pv}) \Delta T_a + m_a \Delta Y * C_{pv} (T_a - T_s)$$

(2.11)

On remplace q par l'équation (2.1) on obtient :

$$-\Delta T_a = \frac{m_s (C_{ps} + X C_{pl}) \Delta T_s + m_a \Delta Y (h_{fg} + C_{pv} (T_a - T_s)) + \Delta Q_w}{m_a (C_{pa} + Y C_{pv})}$$

(2.12)

Les équations de (2.6)-(2.8)-(2.10)-(2.12) représentent le bilan de la masse et de l'énergie pour la matière et l'air. La résolution des quatre équations est faite par des incréments en distance le long du sécheur pour X, Y, T_s et T_a à condition que les états initiaux soient connues.

Pour la résolution numérique on utilise la méthode de Crank Nicholson :

Sachant que :

$$Q_p = h * A_p * (T_a - T_s) * f$$

On commence par mettre l'équation (2.6) implicite dans le premier terme :

$$(C_{ps} + X C_{pl}) \Delta T_s = \frac{f \Delta z}{m_p U_s} h A_p \left(\frac{T_a - T_s + T'_a - T'_s}{2} \right) + \Delta X h_{fg}$$

(2.13)

On constate que l'équation (2.12) est sous la forme :

$$T'_a = T_a + A_1 + B_1 \Delta T_s$$

(2.14)

Ou :

Et

$$T'_s = T_s + \Delta T_s \quad (2.15)$$

On soustrait les deux équations précédentes on aura :

$$T'_a - T'_s = (T_a - T_s) + A_1 + (B_1 - 1)\Delta T_s \quad (2.16)$$

On remplace cette équation dans l'équation (2.13) on aura :

$$(C_{ps} + XC_{pl})\Delta T_s = \frac{f\Delta z}{m_p U_s} hA_p \left(\frac{2(T_a - T_s) + A_1 + (B_1 - 1)\Delta T_s}{2} \right) + \Delta X h_{fg} \quad (2.17)$$

Où

$$\left(C_{ps} + XC_{pl} - \frac{\Delta z}{2m_p U_s} hA_p (B_1 - 1) \right) \Delta T_s = \frac{f\Delta z}{m_p U_s} hA_p \left(\frac{2(T_a - T_s) + A_1}{2} \right) + \Delta X h_{fg} \quad (2.18)$$

Si on met l'équation (2.18) sous forme implicite avec la conservation du deuxième terme.

ΔX est donnée par :

$$\Delta X = -K_m A_p \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0.62)R_1 T_a} \right) \frac{f\Delta z}{m_p U_s} \quad (2.19)$$

Pour la mettre sous forme implicite, on l'écrit sous la forme :

$$\Delta X = -K_m A_p \left(\frac{P_{say}(T'_s) + P_{sat}(T_s)}{2RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0.62)R_1 T_a} \right) \frac{f\Delta z}{m_p U_s} \quad (2.20)$$

Pour des petits pas, en dimension on a :

$$P_{\text{sat}}(T'_s) = P_{\text{sat}}(T_s) + \frac{dP_{\text{sat}}}{dT_s} \Delta T_s \quad (2.21)$$

En remplaçant l'équation (2.21) dans (2.20) et celle la dans (2.18) on obtient l'équation de ΔT_s :

$$\Delta T_s = \frac{\left[\left(hA_p (T_a - T_s + A_1 / 2) - h_{fg} K_m A_p \left(\frac{P_{\text{sat}}}{RT_s} - \frac{PY}{R_1 T_a (Y + 0.62)} \right) \right) \right]}{\frac{m_p U_s}{f \Delta z} (C_{ps} + X C_{pl}) - \frac{hA_p (B_1 - 1)}{2} + \frac{h_{fg} K_m A_p}{2RT_s} \frac{dP_{\text{sat}}}{dT_s}} \quad (2.22)$$

Cette équation est celle qui est utilisée pour la modélisation du sécheur.

Pour résoudre les équations de transfert de masses et d'énergie, on doit d'abord trouver la valeur des paramètres qui se trouve dans ces équations. Quelques paramètres sont connus mais il y a d'autres paramètres comme la température de la flamme adiabatique qui sera évaluée en utilisant les considérations thermodynamiques et les équations empiriques.

Pour les conditions initiales, la température et l'humidité absolue de la matière et l'air de séchage doivent être connus. Les valeurs de la température et d'humidité de l'air de séchage sont calculées après le passage à travers le brûleur. Pour le système de MOSS les conditions de fonctionnement à l'équilibre sont :

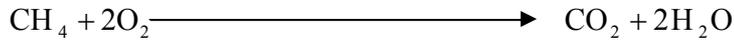
$$\dot{m}_s = \text{Débit de la matière} = 1.12 \text{ tons/hr} = 1.018 \text{ Kg/hr} = 0.2828 \text{ Kg/s}$$

$$X = \text{Humidité absolue de la matière} = 0.8 \text{ tons d'humidité} / 1.12 \text{ tons de matière} = 0.7143$$

$$\dot{m}_a = \text{Débit de l'air de séchage} = 45700 \text{ lbs/hr} = 5.77 \text{ Kg/s}$$

L'humidité absolue de l'air est calculée comme suit :

Le gaz brûlé est supposé à l'origine de méthane (CH_4). La réaction chimique pour la combustion d'un mole de méthane est :



Supposons que n_1 moles de l'air réagissent avec 1 mole de méthane. L'équation chimique qui représente cette réaction est :



n_2 Moles de l'eau dans le côté du réactif de cette équation est présent à cause de la valeur typique de l'humidité relative 50% à 25°C.

Du palmarès psychrométrique, le taux d'humidité est de 0.01 lbs d'humidité/lb de l'air de séchage.

En utilisant cette valeur, le nombre de moles d'humidité présent dans 1 mole d'air est calculé comme suit :

$$0.01 = \frac{n_2 \times 18}{n_1 (32 + 3.76 \times 28)}$$

(2.23)

Ce qui donne $n_2 = 0.07627n_1$

L'enthalpie de la combustion du méthane est égale à -55496 kJ/kg et du combustible est égale à -52602.8 Btu/kg.

Le brûleur du sécheur de MOSS produit 5 MMBTU/hr donc il faut une masse de combustible égale à 95.05 kg/hr.

A partir de l'équation de réaction il est connu que 1 mole de CH_4 réagit avec l'air pour produire 19.6 moles de O_2 , 2.076 moles de H_2O et 81.2 moles de N_2 .

Pour une valeur de masse du combustible égale à m_f on peut déduire ce qui suit :

Masse de O_2 produite par la combustion = $19.6 \times 32 \times m_f / 16$

Masse de N_2 produite par la combustion = $81.2 \times 28 \times m_f / 16$

Masse de CO_2 produite par la combustion = $1 \times 44 \times m_f / 16$

La masse total de l'air de séchage est donner par :

$$\dot{m}_a = m_f \times n_1 \times (32 + 3.76 \times 28) / 16$$

(2.24)

Le taux d'humidité dans 1 kg de l'air du séchage, après la combustion est donné par :

$$Y = \frac{(2 + n_2) \times 18}{44 + 32(n - 2) + 3.76n_1 \times 28}$$

(2.25)

L'étape suivante c'est de trouver la température de l'air qui sort du brûleur.

La température de la flamme adiabatique est calculée comme suit :



La chaleur des réactifs (H_R) = la chaleur des produits (H_p)

$$H_p = \sum n_e [h_f^\circ + \Delta h]_e$$

(2.26)

Ou : n_e = nombres de moles.

h_f° = Chaleur de formation.

Δh = Changement à l'enthalpie.

Pour se qui est des réactifs on a h_f° et Δh de N_2 , O_2 et H_2O sont nuls comme ils le sont à $25^\circ C$.

$$H_R = (h_f^\circ)_{\text{CH}_4} = -74873 \text{ kJ / kmol}$$

(2.27)

Pour les produits :

$$\begin{aligned} H_P &= (h_f^\circ + \Delta h)_{\text{CO}_2} + 2(h_f^\circ + \Delta h)_{\text{H}_2\text{O}} + n_2(\Delta h)_{\text{H}_2\text{O}} + (n_1 - 2)(\Delta h)_{\text{O}_2} + 3.76n_1(\Delta h)_{\text{N}_2} \\ &= (-393522 + \Delta h)_{\text{CO}_2} + 2(-241872 + \Delta h)_{\text{H}_2\text{O}} + n_2(\Delta h)_{\text{H}_2\text{O}} + (n_1 - 2)(\Delta h)_{\text{O}_2} + 3.76n_1(\Delta h)_{\text{N}_2} \end{aligned}$$

Supposons que : $T_{a2} = 600\text{K}$

$$\Delta h_{\text{CO}_2} = 12916 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{H}_2\text{O}} = 10498 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{O}_2} = 9247 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{N}_2} = 8891 \text{ kJ / kmole}$$

Donc on a :

$$H_{P2} = 77126 \text{ kJ / kmole}$$

Et supposons que : $T_{a1} = 1000\text{K}$

$$\Delta h_{\text{CO}_2} = 33405 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{H}_2\text{O}} = 25978 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{O}_2} = 22707 \text{ kJ / kmole}$$

$$\Delta h_{\text{N}_2} = 21460 \text{ kJ / kmole}$$

Donc on a :

$$H_{P1} = -244335 \text{ kJ / kmole}$$

Mais on a $H_R = -74873 \text{ kJ / kmole}$. A l'aide d'une interpolation linéaire on aura :

$$T_a = T_{a2} - (T_{a2} - T_{a1}) \frac{H_{P2} - H_R}{H_{P2} - H_{P1}}$$

(2.28)

La température de la flamme adiabatique est calculée au-dessus est en KELVIN.

$$Q_{\text{shell}} = Q_{\text{Surface séparée}} + Q_{\text{surface non séparée}}$$

$$= hA(T_{\text{sfc}} - T_{\text{room}}) + hA(T_{\text{sfc}} - T_{\text{room}})$$

$$= 92225 \text{ BTU/hr} = 27 \text{ KW}$$

$$\Delta Q_w = Q_{\text{shell}} \times \Delta z / L = 2216.3 \Delta z \text{ W}$$

(2.29)

Le coefficient de transfert de chaleur est déterminé, en utilisant l'équation suivante (Ranz et Marshall) [47]

$$Nu = h d_p / k_g = 2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.33}$$

(2.30)

Où :

Nu = Nombre de NUSSELT.

h = Coefficient de transfert de chaleur.

k_g = Coefficient de la conductivité thermique de l'air.

Re = Nombre de Reynolds = $V_a \rho_a D / \mu_a$

Pr = Nombre de Prandalt.

V_a = Vitesse de l'air du séchage.

Le coefficient de transfert de masse est de transfert de chaleur sont interconnectés dans l'équation suivante :

$$\frac{h}{K_m} = \rho * C_p \left(\frac{\alpha}{D} \right)^{\frac{2}{3}}$$

(2.31)

Ou :

h = Coefficient de transfert de chaleur.

K_m = Coefficient de transfert de masse.

ρ = Densité de l'air.

C_p = Chaleur spécifique de l'air.

α = Coefficient de l'expansion thermique.

D = Coefficient de diffusivité.

$$D = 435.7 \frac{T_a^{3/2}}{P(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}$$

(2.32)

Ou :

D = Coefficient de diffusivité.

V_A = Volume moléculaire de l'air = 29.9.

V_B = Volume moléculaire de la vapeur d'eau = 18.8.

M_A = Poids moléculaire de l'air = 29.

M_B = Poids moléculaire de la vapeur d'eau = 18.

P = Pression totale du système = 101325 pascals.

Le temps de résidence de la matière dans le sécheur τ peut être calculé en utilisant l'équation suivante [43] :

$$\tau = \frac{L(Nt_a + \delta)}{Nt_a (U_{p1} + aD\delta (\tan \alpha) / t_a)}$$

(2.33)

Où :

t_a = Le temps moyen de la chute de la phase aéroportée.

U_{p1} = Vitesse de la matière dans la phase aéroportée.

De cette équation on peut calculer la vitesse de la matière à travers le sécheur :

$$U_s = L / \tau$$

(2.34)

La vitesse effective est donnée par :

$$U_{\text{eff}} = U_s / f$$

(2.35)

La vitesse des particules des solides dans la phase aéroportée est donnée par [43] :

$$U_{p1} = U_{p1a} + U_{p1d}$$

(2.36)

Où :

U_{p1a} = Vitesse axiale de la phase aéroportée

U_{p1d} = Vitesse de traînage de la phase aéroportée

$$U_{p1d} = 7.45 \times 10^{-4} \text{ Re}^{2.2} \left(\frac{\mu V_a t_a}{\rho_s d_p^2} \right)$$

(2.37)

Ou : t_a = temps moyen de la chute de la phase aéroportée.

$$U_{p1a} = 0.5gt_a \sin \theta$$

g = Accélération due à la gravité.

θ = La pente du sécheur.

La vitesse des solides dans la phase dense, est donnée par [43]

$$U_{p2} = 2.4 * N * D * \tan \alpha$$

(2.38)

Le modèle contient un paramètre inconnu, f qui est une fraction du temps où chaque particule de la matière est exposée directement à l'air chaud. Cette fraction peut être estimée en fonction du diamètre du sécheur et de la vitesse de rotation.

Comme le sécheur a un diamètre de 1.5 mètres, les particules chutent d'une distance moyenne de 0.9 mètres, le temps exigé pour cela est de 0.43 sec.

Le temps exigé pour soulever les particules à une vitesse de rotation de 5 rpm est de 6.43 sec.

Donc on a :

$$f = 0.43 / 6.43 = 0.067$$

(2.39)

On suppose que la valeur de f est plus petite à cause du regroupement de la matière à l'entrée du sécheur et à cause de l'absence des volets de transports de la matière, à la sortie du sécheur, alors on estime que $f \cong 0.06$. Cette valeur est quelque peu inférieure à la valeur calculée précédemment.

La vitesse moyenne des solides U_s est donnée par :

$$U_s = f * U_{p1} + (1 - f) * U_{p2}$$

(2.40)

A partir des conditions de fonctionnement à l'équilibre, on a les valeurs de U_s , U_{p1} , et U_{p2} ce qui donne :

$$0.10383 = 0.9683 * f + 0.0127 * (1 - f) \quad (2.41)$$

De cette équation on déduit $f = 0.095$.

La valeur inférieure $f=0.06$ paraît plus raisonnable et peut nous donner une bonne estimation des performances du sécheur.

Par conséquent, la valeur de f sous les conditions actuelles est supposée être égale à 0.06.

Dans la partie simulation du modèle on change le débit de l'air pour montrer l'efficacité du sécheur.

Quand la vitesse de l'air se réduit, la valeur de U_{p1} baisse, ceci implique l'augmentation du temps de résidence τ et l'abaissement de U_s .

Comme le solide entre dans le sécheur avec un débit constant et comme τ a été augmenté, une grande fraction du volume du sécheur est occupée par le solide. Comme les particules tombent d'une petite hauteur, la fraction f baisse aussi.

Comme f et U_s diminuent, la vitesse efficace U_{eff} est supposée rester constante dans le cas où la vitesse de l'air est minimale. Cependant, ceci n'est pas exactement vrai quand f ne diminue pas en proportion avec U_s . On suppose que f diminue mais avec un taux plus petit que celui de U_s .

La supposition que la vitesse efficace U_{eff} reste constante quand la vitesse de l'air diminue, est conservatrice donc la réduction de la valeur de U_{eff} va permettre de sécher les solides d'une façon plus vite.

3. Résultat de simulation :

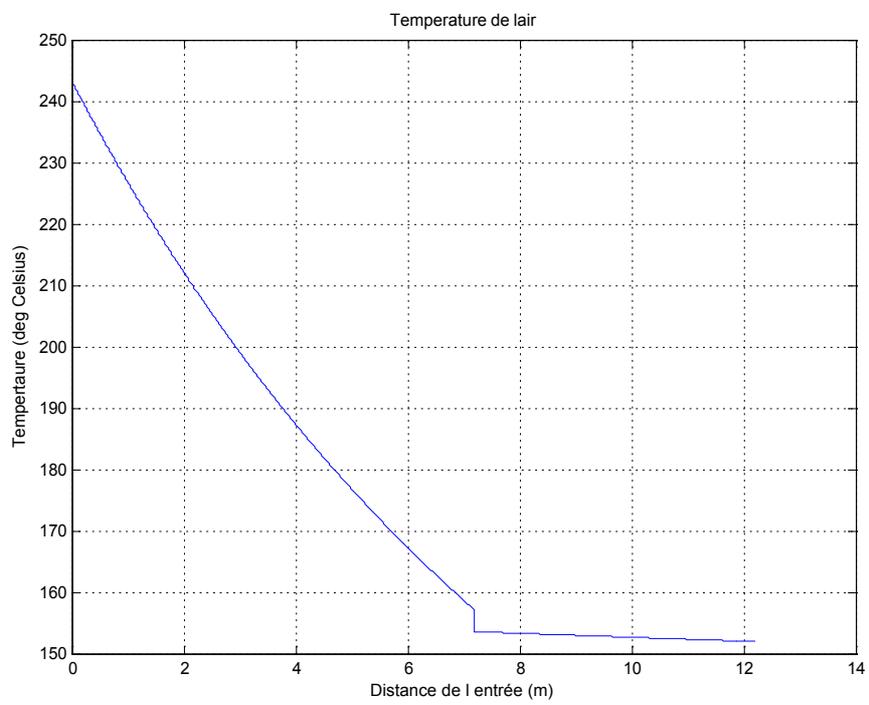
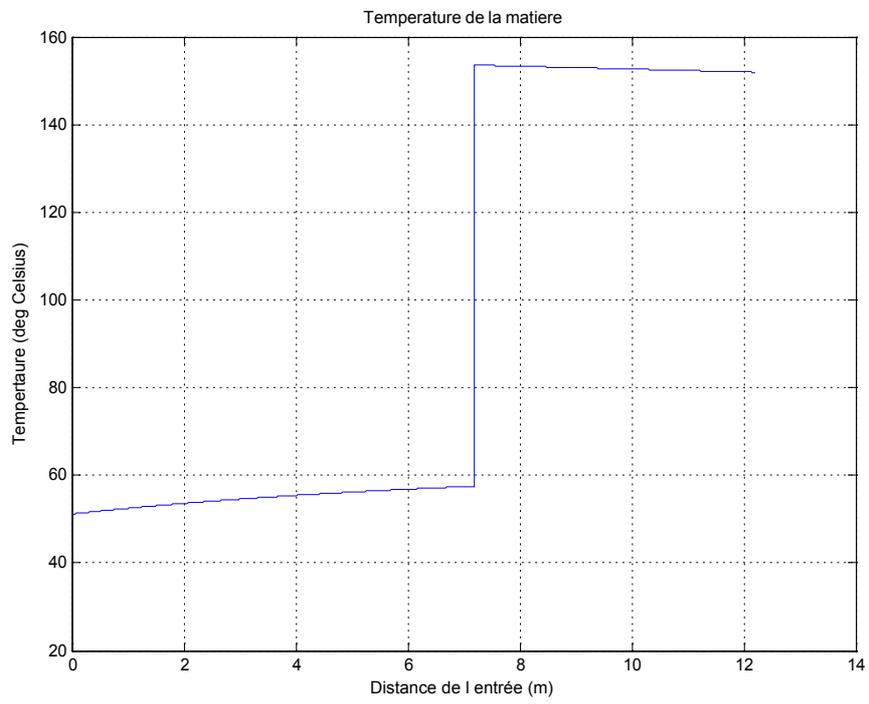
Le modèle décrit précédemment a été utilisé pour étudier les effets de l'abaissement du débit d'air de combustion. La température des gaz de combustion entrants, est calculée à partir du débit connu du carburant et du débit connu d'air de combustion du brûleur. Une température adiabatique de combustion de 24°C est obtenue pour le niveau élevé d'air excessif, qui est environ 1000%. La température de sortie du gaz d'échappement prévue par le modèle est de 152°C , ce qui est proche de la température mesurée de 150°C [57]. Ceci confirme que le bilan énergétique global est correct.

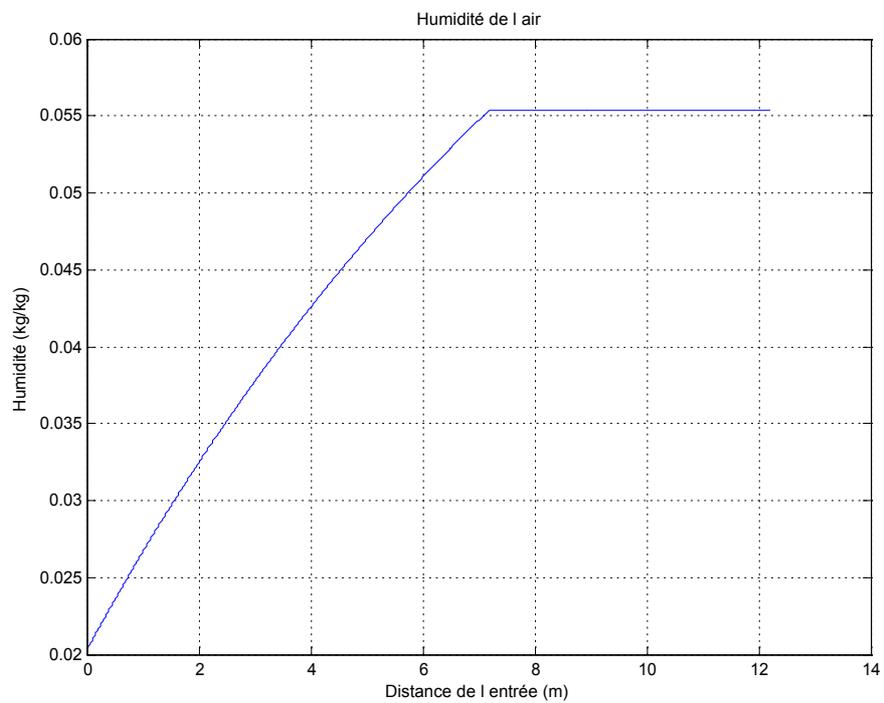
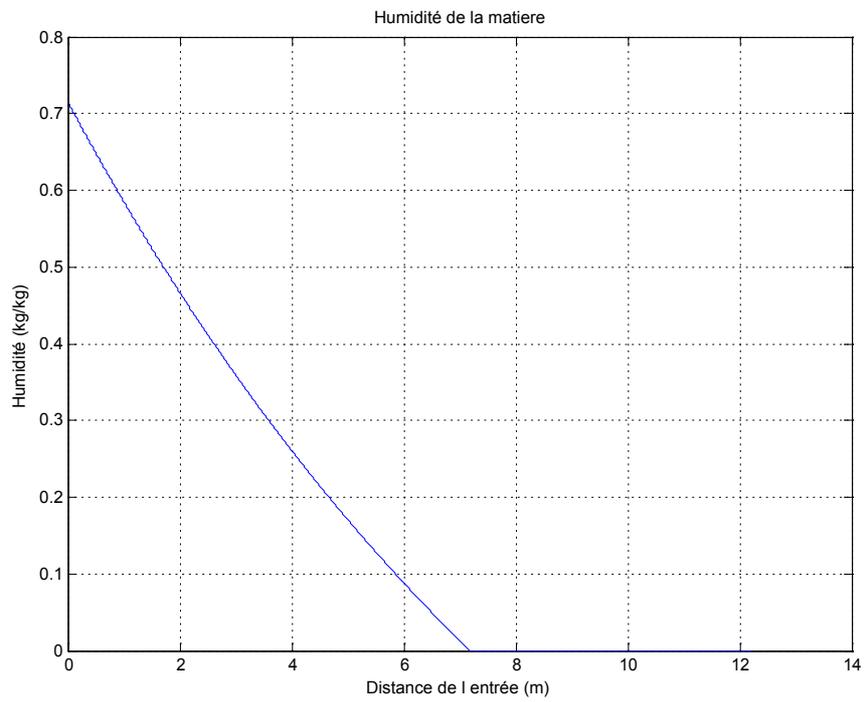
Les taux de séchage qui est déduit à partir des équations de transfert de la chaleur et de la masse sont illustrés dans les graphes ci-dessous. Les résultats montrent qu'aux conditions de fonctionnement existantes l'eau s'évapore de la matière après un passage de la matière environ 7 mètres le long de l'axe du sécheur. La longueur du sécheur est de 12 mètres, qui tiennent compte d'une certaine incertitude de conception.

Le modèle prévoit que la matière immobile séchera en 11 mètres quand le débit de carburant est réduit de 210 lb/hr à 157 lb/h. Cependant, ceci laisse peu de marge pour l'erreur.

Les résultats montrent que la réduction du débit de l'air de combustion a comme conséquence une épargne significative de carburant. Les résultats de deux conditions de fonctionnement sont présentés. Pour le premier cas, on suppose que l'humidité s'évapore du mica à une distance de 7 mètres. Le deuxième cas détermine la consommation en carburant nécessaire pour que la matière sèche ait la distance limite de 11 mètres.

Le modèle est au d'abord testé pour des conditions de fonctionnement courantes de 45.700 lbs/hr d'air et de 210 lbs/hr de carburant. Les profils de la température et de l'humidité obtenus sont montrés dans les figures suivantes :



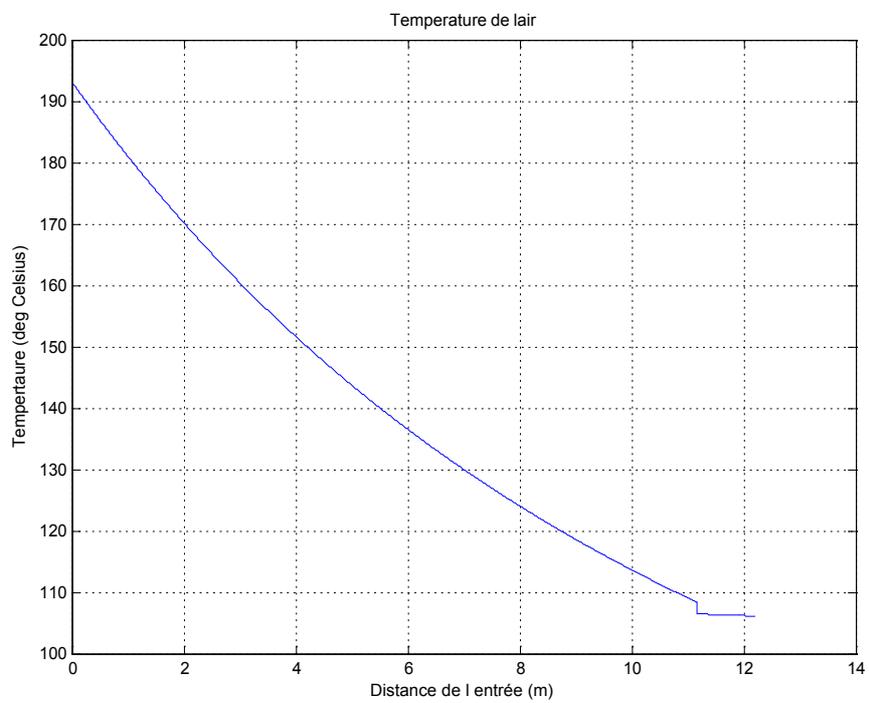
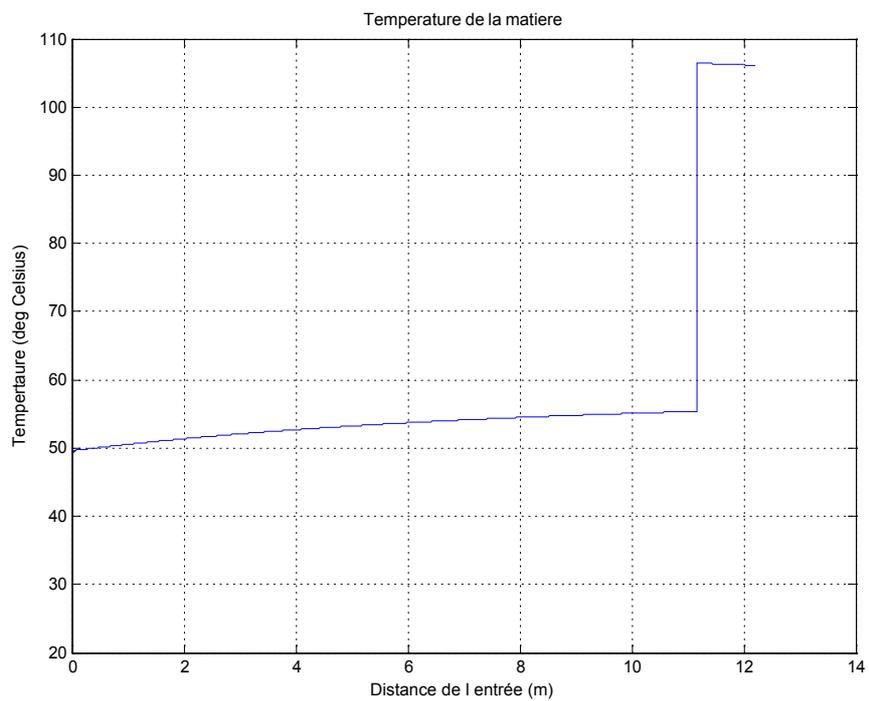


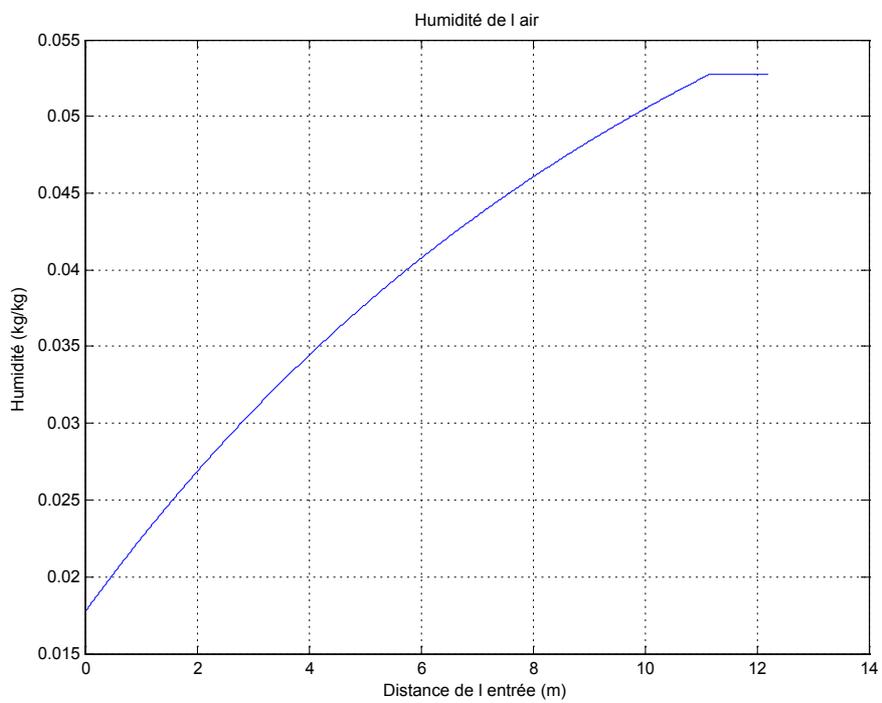
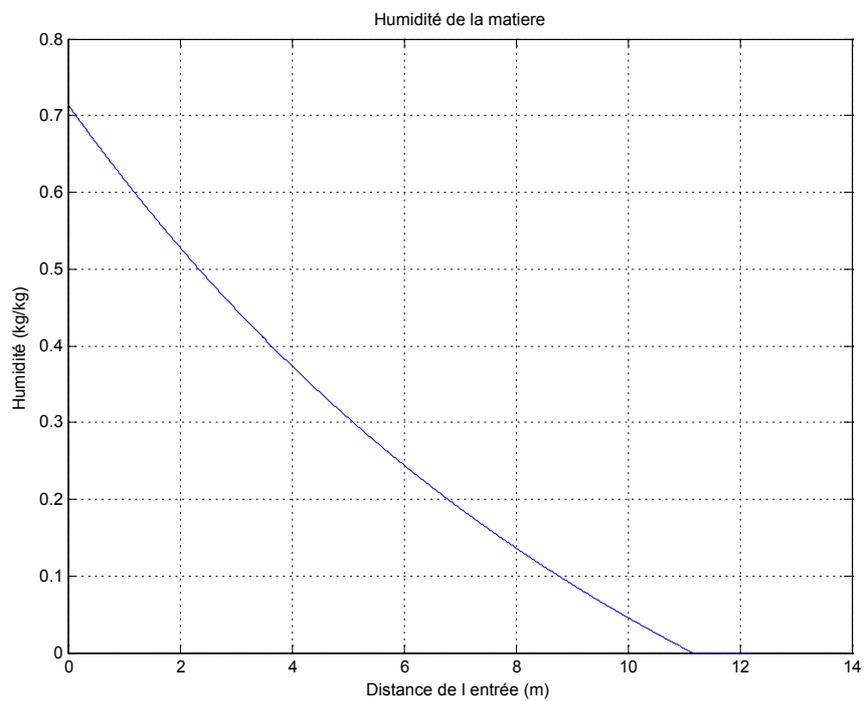
Comme indiqué par la figure (2.6), la matière est sèche à une distance d'environ 7 m de l'entrée au sécheur. La courbe de contenu d'humidité de la matière est presque linéaire. C'est parce que nous avons supposé que l'humidité se trouve à la surface de la matière et qu'elle n'est pas absorbée intérieurement. En plus, en raison d'une circulation d'air élevée, la fraction de l'eau en air n'est pas assez haute pour ralentir le séchage. Ceci explique le profil hydrique de la matière et l'absence de période où le taux de séchage est en chute.

Le taux d'humidité de l'air augmente jusqu'à ce que toute l'humidité de la matière soit évaporée figure (2.7). La température de sortie de la matière selon le modèle, est estimée à être 152°C , tandis que la température réelle (industrielle) de sortie de la matière du sécheur est 140°C [57]. La température de l'air de sortie prévue par le modèle est 152°C et du sécheur est 150°C . Le modèle prévoit les conditions de fonctionnement réelles du sécheur et il est raisonnablement précis.

De la figure (2.4) montre également que la température de la matière augmente dès qu'elle entre en contact avec l'air chaud. Elle passe de 25°C à 52°C , qui est la température de l'air humide à l'entrée. La température du produit demeure presque constante jusqu'à ce que toute l'humidité soit absorbée. A ce moment là, la température du produit grimpe soudainement jusqu'à celle de l'air. C'est parce que toute la chaleur de l'air chaud va vers la température croissante de la matière et l'humidité d'évaporation. Ceci explique l'élévation pointue de la température du produit. En réalité, dès que l'humidité extérieure libre sera évaporée, le processus de séchage ralentit puisque peu d'humidité libre est disponible. Alternativement, la chaleur de l'air fait que la température de la matière s'élève

Les différentes figures représentées dans ce qui suit montrent que le produit se sèche à une longueur de 7m, ce qui implique que la quantité de carburant brûlée peut être réduite. Dans le programme le carburant brûlé a été réduit jusqu'à ce que le mica ait séché à une distance de 11m. Ceci est obtenu pour un débit de carburant de 157 kg/hr. Les profils de la température et d'humidité pour le mica et l'air sont également indiqués.





. Les caractéristiques de l'humidité et de la température sont semblables au cas précédent. Ceci confirme que la quantité du combustible brûlée peut être réduite et le produit peut encore être séché. La réduction du carburant brûlé augmente l'énergie.

Dans le cas précédent nous avons seulement réduit la quantité de combustible brûlé. Nous pouvons également réduire la quantité d'air dessiné par les brûleurs d'un pourcentage d'air excessif l'environ de 1000. Pour le cas suivant la quantité d'air est réduite de 45.700 lbs/hr à 35.700 lbs/hr et la quantité de combustible brûlé est ajustée à 140 lbs/hr. Les profils de l'humidité et de la température dans ce cas sont celles indiquées par les figures (2.12) à (2.15) :

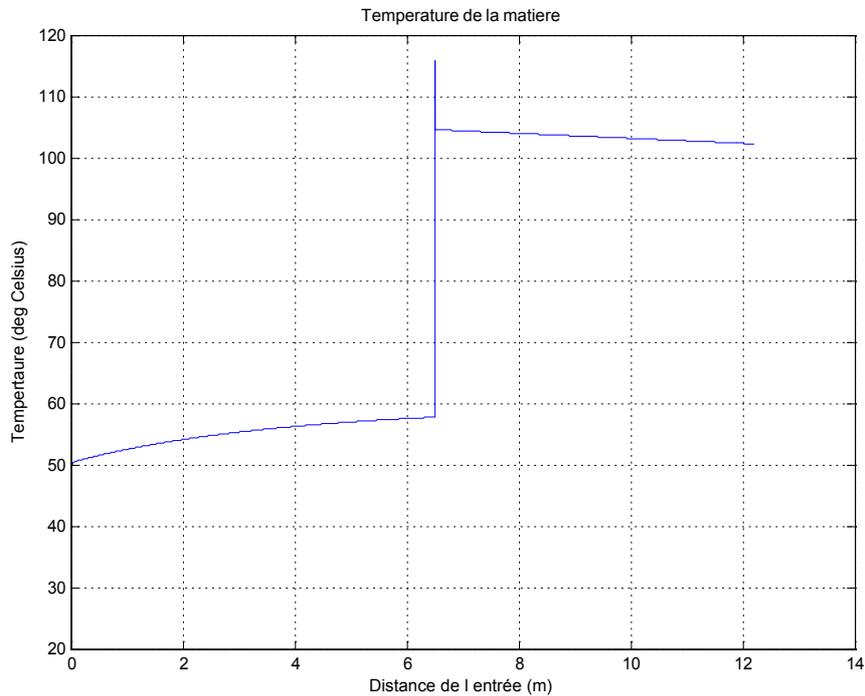
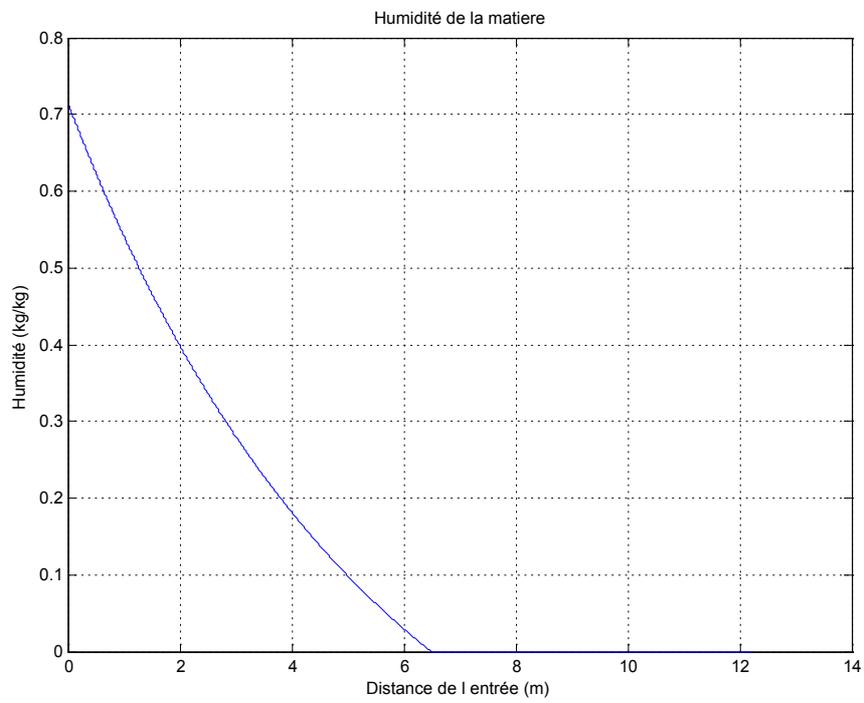
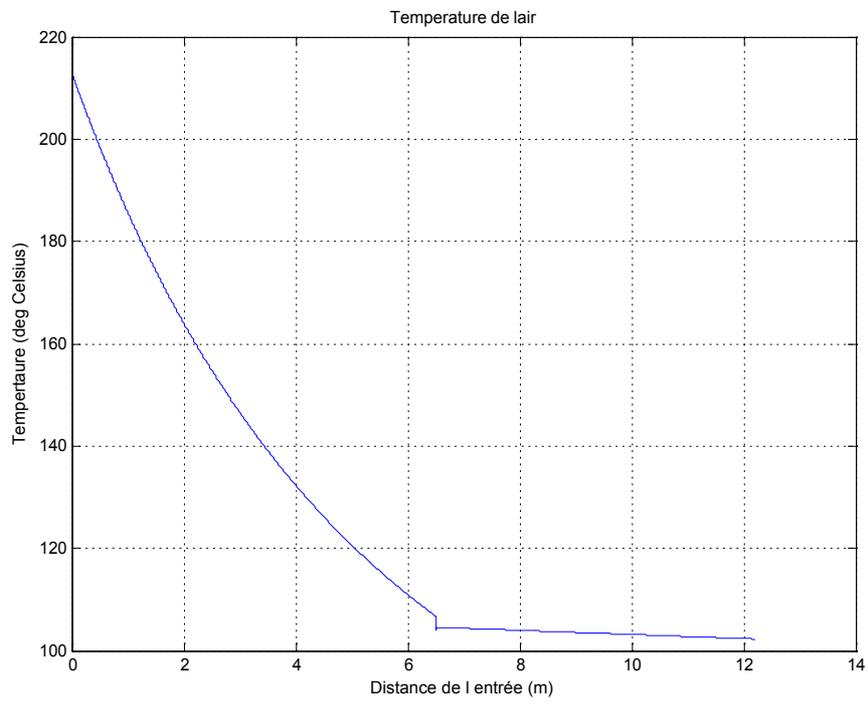
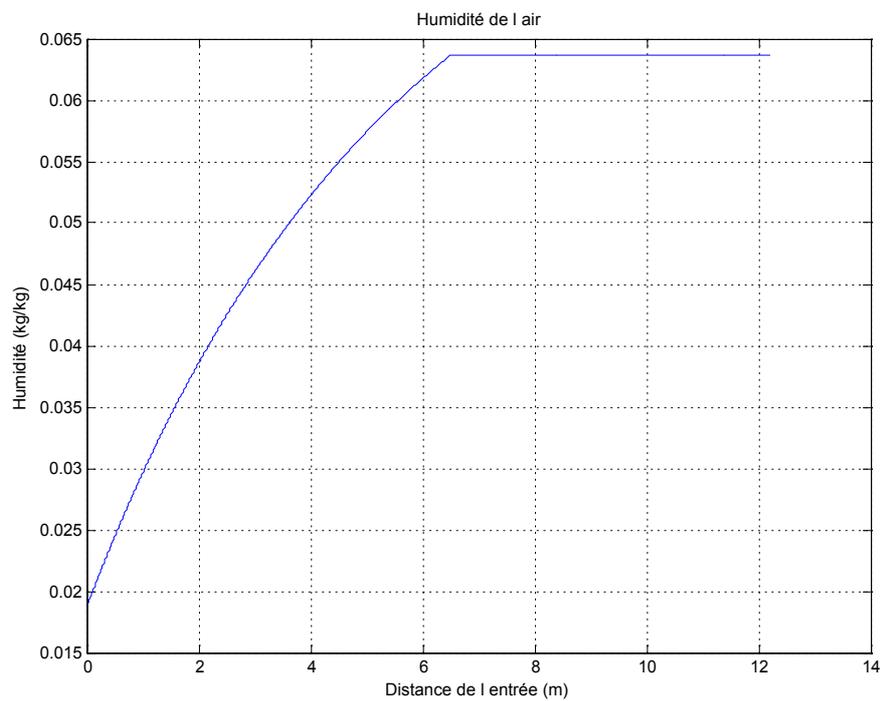
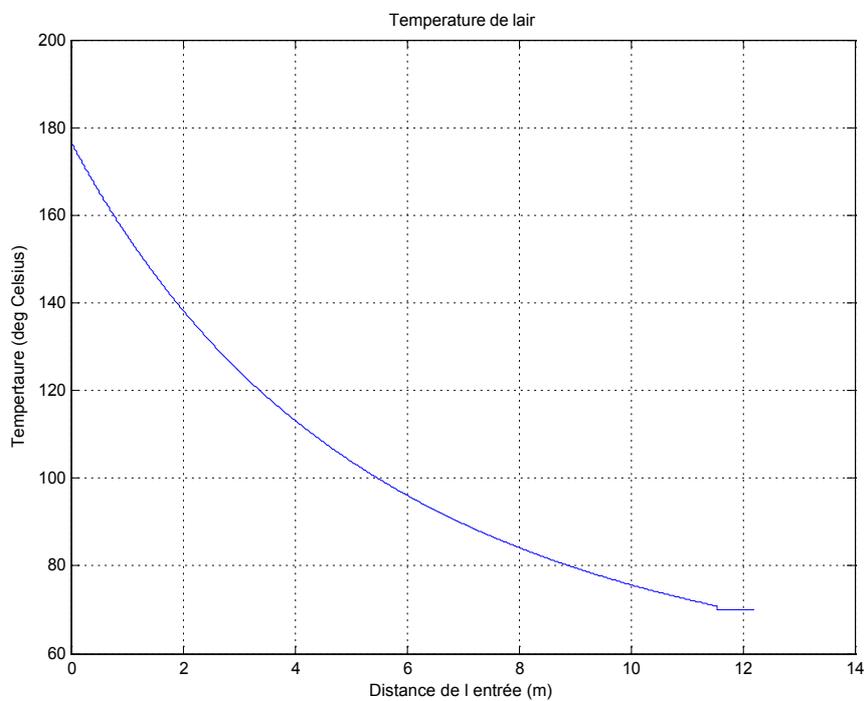
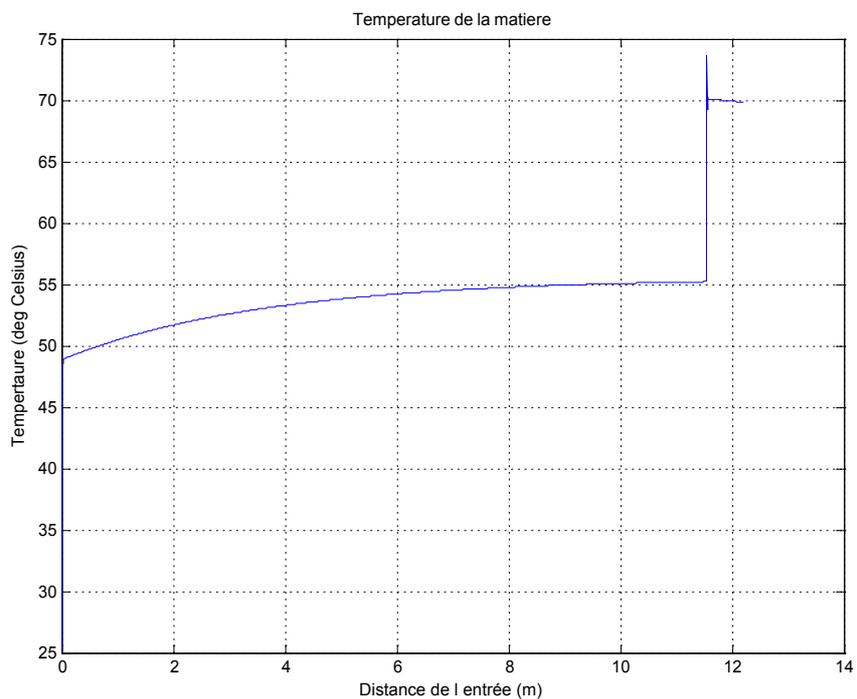
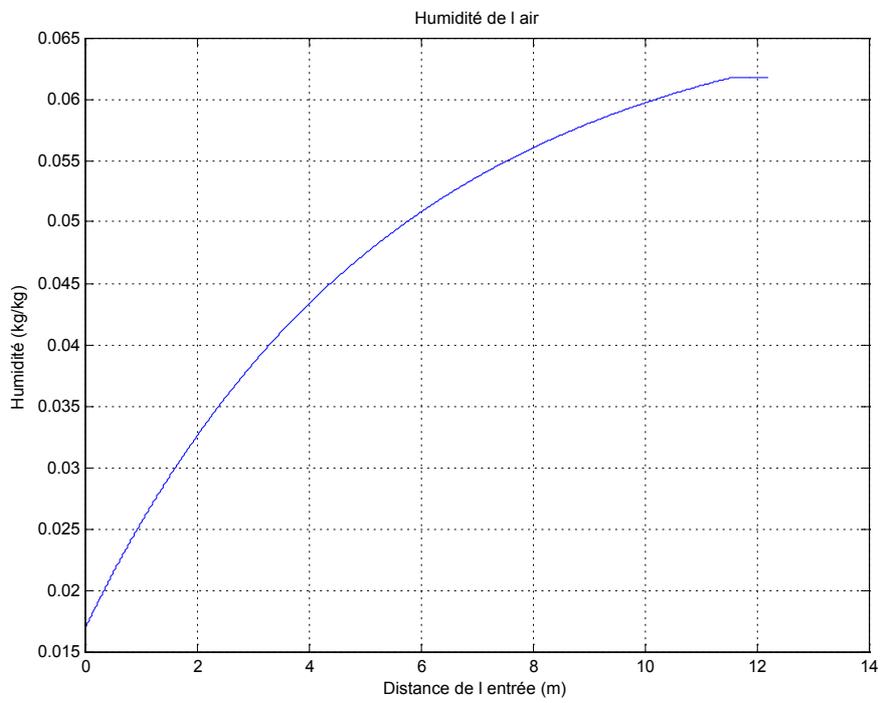
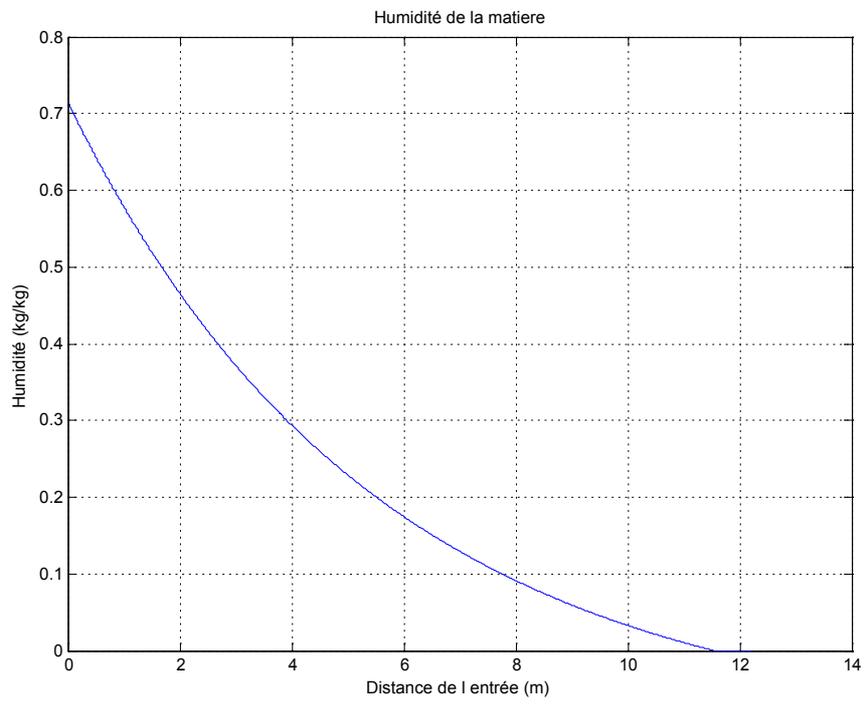


Figure2.12 : Température de la matière









La courbe qui montre le taux d'humidité de la matière figure (2.18) est non linéaire et tend vers un ralenti comme il est prévisible dans le phénomène du séchage.

La période de la baisse du taux d'humidité (taux du séchage) est très importante par rapport au cas traité antérieurement. La cause de cette baisse est que le nombre de moles d'eau dans l'air augmente alors la quantité d'air qui sort du sécheur se réduit, ce qui provoque la réduction du taux de transfert de masses.

L'humidité finale de l'air est inférieure à 6.5% et elle est très petite par rapport à la valeur de saturation qui est 20%.

Le modèle nous montre que la température de sortie de la matière et de l'air est de 70 °C pour un débit d'air égale a 35700 lbs/hr, les conditions de fonctionnement donnent une température de sortie égale a 152°C avec un débit d'air égale a 45700 lbs/hr. Ceci montre clairement qu'il est possible de réduire les pertes.

Pour voir l'efficacité de ce modèle on va faire une comparaison entre les résultats obtenues a partir du modèle est celles obtenues par 2 autres modèle (Perry)[44] et (Williams-Gardener)[45].

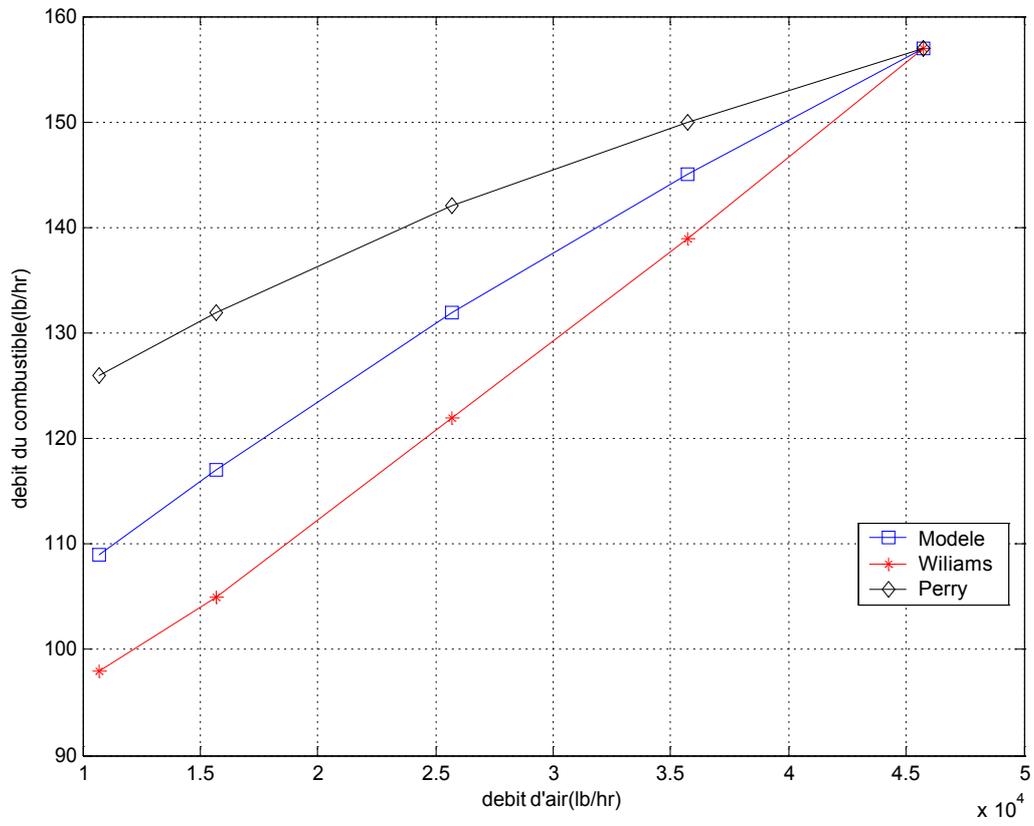
Débit d'air (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Température finale de l'air (deg C)		
				Modèle		
	modèle	Réf [44]	Réf [45]	modèle	Réf [44]	Réf [45]
45700	157	157	157	106	99	99
35700	145	139	150	108	95	108
25700	132	122	142	109	90	122
15700	117	105	132	106	81	146
10700	109	98	126	103	76	165

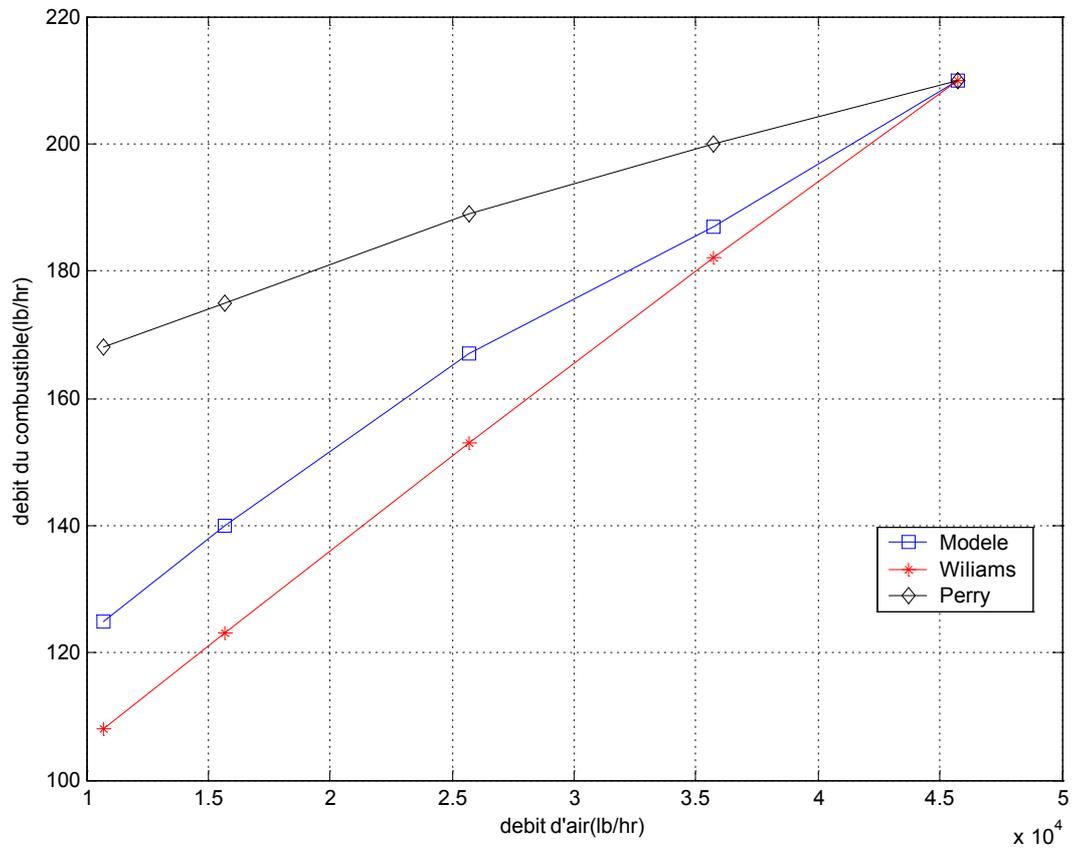
Tableau (2.1) : comparaison des résultats (cas 11.5m)

Débit d'air (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Carburant (lb/hr)	Température finale de l'air (degC)		
				modèle	Réf [44]	Réf [45]
45700	210	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□
35700	187	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□
25700	167	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□
15700	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□
10700	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□	□□□

Tableau (2.2) : comparaison des résultats (cas 7m)

Pour mieux voir la différence on met ces résultats sous forme de courbes :





Il permet de voir comment obtenir le séchage de la matière avec un débit du carburant (gaz) et d'air inférieur de celui utilisé dans les conditions du fonctionnement, ce qui représente un grand avantage d'économie d'énergie.

Le modèle peut prédire la valeur de la température et de l'humidité à n'importe quel point dans le cylindre de séchage.

Chapitre III

Modèle linéaire dynamique.

1. Développement d'un modèle dynamique à partir d'un simulateur d'un sécheur :

Un modèle dynamique à paramètres invariants dans le temps, linearisé autour d'un point de fonctionnement peut être utilisé comme base pour la simulation du séchage d'un solide dans un sécheur rotatif.

Dans ce qui suit, nous présentons un exemple de simulateur du sécheur où la direction de l'air de séchage est la même que celle du solide. Ce simulateur est présenté dans [1].

Le chapitre suivant décrit un modèle dynamique basé sur le transfert de masses et de chaleur et sa validité est testée, en utilisant des simulations et des expériences qui utilisent le calcite comme matière à sécher.

Le sécheur rotatif est un système à paramètres distribué où la température et l'humidité sont des fonctions du temps et de la distance selon l'équation suivante :

$$\frac{\partial x_i(l,t)}{\partial t} \pm v_i(t) \frac{\partial x_i(l,t)}{\partial l} = f_i(x_i, l, t) \quad (3.1)$$

Ou :

x_i : L'humidité ou la température dans la phase solide ou gazeuse

v_i : La vitesse linéaire dans la phase solide ou gazeuse

l : Coordonnées axiales

t : Le temps.

Un signe positive pour v_i signifie que l'air de séchage circule dans la même direction que le solide et le signe négative signifie l'inverse.

Les équations aux dérivées partielles définies dans ce qui suit, décrivent le transfert de la chaleur et de la masse dans les phases solides et gazeuses pour un sécheur à air de séchage dans la même direction que le solide :

$$\frac{\partial X}{\partial t} + v_s \frac{\partial X}{\partial l} = -R_w \quad (3.2)$$

$$\frac{\partial Y}{\partial t} + v_s \frac{\partial Y}{\partial l} = R_w \frac{F_s}{F_g} \quad (3.3)$$

$$C_s \frac{\partial T_s}{\partial t} + v_s C_s \frac{\partial T_s}{\partial l} = \frac{U_v V_v}{F_s} (T_g - T_s) - \lambda R_w \quad (3.4)$$

$$C_g \frac{\partial T_g}{\partial t} + v_a C_g \frac{\partial T_g}{\partial l} = -\frac{U_v V_v}{F_g} (T_g - T_s) - \lambda \frac{F_s}{F_g} R_w \quad (3.5)$$

Ou :

C_g : Capacité thermique de l'air de séchage (kj/kg K)

C_s : Capacité thermique du solide (kj/kg K)

F_g : La densité linéaire de l'air de séchage (kg/m)

F_s : La densité linéaire du solide (kg/m)

R_w : Le taux du séchage (l/s)

T_g : Température de l'air de séchage (K)

T_s : Température du solide

U_v : Coefficient de transfert de chaleur volumétrique (kj/ m Ks)

V_v : Volume du cylindre qui permet le passage de l'air de séchage (m/ s)

X : L'humidité de la matière

Y : Humidité du gaz

v_g : La vitesse linéaire de l'air du séchage dans la direction axiale (m/ s)

v_s : La vitesse linéaire du solides dans la direction axiale (m/ s)

λ : Coefficient de vaporisation thermique de l'eau (kj/ kg)

Ces équations sont basées sur les suppositions suivantes :

- ✓ Le coefficient de transfert de chaleur volumétrique est constant le long du sécheur.
- ✓ Le transfert de chaleur par conduction dans le solide ou dans l'air de séchage est négligeable.
- ✓ La diffusion de la vapeur d'eau dans la direction axiale est négligeable.
- ✓ La chaleur exigée pour la vaporisation de l'eau est constante.
- ✓ La vitesse linéaire de l'air de séchage est constante.
- ✓ La distribution de la matière est régulière
- ✓ Pas de réactions chimiques dans le solide pendant le séchage.
- ✓ La température du solide et de l'air de séchage et l'humidité de la matière sont des fonctions du temps et de la distance.
- ✓ Les pertes de chaleur du sécheur vers l'extérieur de l'enceinte sont très petites.

Un modèle à paramètres distribués est un modèle complexe et difficile à résoudre, en plus la température et l'humidité de la matière et de l'air dans le sécheur sont non mesurables.

Donc pour simplifier le modèle et le rendre à paramètres fixes ou la dérivée partielle par rapport à la distance est remplacée par la longueur totale du cylindre.

L'équation de l'humidité de l'air n'est pas incluse dans le modèle général du sécheur car on ne peut pas mesurer l'humidité dans le sécheur.

Le modèle a la forme suivante :

$$\frac{dX_{s,out}}{dt} + v_s \frac{(X_{s,out} - X_{s,in})}{L} = -R_w \quad (3.6)$$

$$C_s \frac{dT_{s,out}}{dt} + v_s C_s \frac{(T_{s,out} - T_{s,in})}{L} = \frac{U_v V_v}{F_s} (T_{g,out} - T_{s,out}) - \lambda R_w \quad (3.7)$$

$$C_g \frac{dT_{g,out}}{dt} + v_g C_g \frac{(T_{g,out} - T_{g,in})}{L} = -\frac{U_v V_v}{F_g} (T_{g,out} - T_{s,out}) - \lambda \frac{F_s}{F_g} R_w \quad (3.8)$$

Ou $X_{s,out}$, $T_{s,out}$ et $T_{g,out}$ représentent respectivement l'humidité et la température à la sortie du sécheur.

Le modèle est non linéaire à cause du taux de séchage R_w , qui décrit le progrès de séchage dans le sécheur. Ce taux est généralement une fonction non linéaire qui comporte les caractéristiques du solide et la température de l'air de séchage durant la chute du taux de séchage, comme cela a été prouvé par plusieurs chercheurs (Van Krevelen & Van Hoftijzer [49], Sharples et al.[25], Kisakurek [32], Brasil & Seckler [34]).

Dans cette étude, on suppose que le taux de séchage est une fonction linéaire de l'humidité de la matière, de la température de la matière et de la température de l'air de séchage autour du point de fonctionnement :

$$R_w = k_1 X_s + k_2 T_s + k_3 T_g$$

Où k_1 (1/s), k_2 (1/sK) et k_3 (1/sK) sont des paramètres déterminés expérimentalement.

Si on suppose que les variables changent lentement autour d'un point de fonctionnement et en utilisant l'approximation de Taylor on aboutit à un modèle linéaire pour le processus qui est de la forme suivante :

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bu \\ y &= Cx \end{aligned} \quad (3.9)$$

Où :

$$x = \begin{bmatrix} X_{s,out} \\ T_{s,out} \\ T_{g,out} \end{bmatrix}, \quad u = \begin{bmatrix} T_{g,in} \\ T_{s,in} \\ X_{s,in} \\ v_s \\ F_g \\ F_s \end{bmatrix}, \quad A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} b_{11} & b_{12} & b_{13} & b_{14} & b_{15} & b_{16} \\ b_{21} & b_{22} & b_{23} & b_{24} & b_{25} & b_{26} \\ b_{31} & b_{32} & b_{33} & b_{34} & b_{35} & b_{36} \end{bmatrix}, \quad C = [1 \quad 1 \quad 1].$$

Et les éléments des matrices A et B sont :

$$a_{11} = -\left(\frac{1}{L}\bar{v}_s + k_1\right)$$

$$a_{12} = -k_2, \quad a_{13} = -k_3$$

$$a_{21} = -\frac{\lambda k_1}{C_s}$$

$$a_{22} = -\left(\frac{1}{L}\bar{v}_s + \frac{U_v V_v}{C_s \bar{F}_s} + \frac{\lambda k_2}{C_s}\right)$$

$$a_{23} = \frac{U_v V_v}{C_s \bar{F}_s} - \frac{\lambda k_3}{C_s}$$

$$a_{31} = -\frac{\lambda \bar{F}_s}{C_g \bar{F}_g} k_1$$

$$a_{32} = \frac{U_v V_v}{C_g \bar{F}_g} - \frac{\lambda \bar{F}_s}{C_g \bar{F}_g} k_2$$

$$a_{33} = -\left(\frac{\bar{v}_g}{L} + \frac{U_v V_v}{C_g \bar{F}_g} + \frac{\lambda \bar{F}_s}{C_g \bar{F}_g} k_3\right)$$

Et

$$b_{11} = b_{12} = b_{15} = b_{16} = b_{21} = b_{23} = b_{25} = b_{32} = b_{33} = b_{34} = 0$$

$$b_{13} = \frac{1}{L}\bar{v}_s$$

$$b_{14} = -\frac{1}{L}(\bar{X}_{s,out} - \bar{X}_{s,in})$$

$$b_{22} = \frac{1}{L}\bar{v}_s$$

$$b_{24} = -\frac{1}{L}(\bar{T}_{s,out} - \bar{T}_{s,in})$$

$$b_{26} = -\frac{U_v V_v}{C_s \bar{F}_s^2}(\bar{T}_{g,out} - \bar{T}_{s,out})$$

$$b_{31} = \frac{\bar{V}_g}{L}$$

$$b_{35} = (\bar{T}_{g,out} - \bar{T}_{s,out}) \frac{U_v V_v}{C_g \bar{F}_g^2} + \frac{\lambda \bar{F}_s}{C_g \bar{F}_g^2} (k_1 \bar{X}_{s,out} + k_2 \bar{T}_{s,out} + k_3 \bar{T}_{g,out})$$

$$b_{36} = -\frac{\lambda}{C_g \bar{F}_g} (k_1 \bar{X}_{s,out} + k_2 \bar{T}_{s,out} + k_3 \bar{T}_{g,out})$$

Les valeurs à l'état d'équilibre sont dénotées par le bar, les valeurs sans le bar représentent un petit changement de l'état d'équilibre.

2. Définition des paramètres :

Ce modèle inclue différents types de paramètres, il y a des paramètres qu'on peut définir à partir de la théorie et d'autres à partir d'expérience.

Pour chaque couple de valeur entrée-sortie de la température du solide et de l'air de séchage on peut définir une valeur pour la capacité thermique C_s, C_g pour des petites variations

Pour une température du solide et de l'air de séchage, on peut avoir différentes valeurs pour C_s et C_g . On prend dans ce cas, la valeur moyenne. A titre d'exemple la valeur moyenne de la capacité thermique de l'air de séchage est 1.01kj/kgK et de la calcite (CaCO_3) est 0.84kj/kgK.

Le coefficient de transfert de chaleur volumétrique est calculé à partir de l'équation (1.8) qui nous donne une valeur de 0.27kj/m³sK. Cette valeur est obtenue à partir des valeurs expérimentales suivantes : 0.46kg/sm² pour le débit de l'air de séchage et 0.7m/s pour la vitesse de l'air du séchage.

Le diamètre intérieur du sécheur $D = 0.5\text{m}$.

Le volume libre dans le cylindre qui permet le passage de l'air de séchage V_v est estimé par la soustraction entre le volume occupé par le solide et le volume total du cylindre.

Le temps de résidence de la matière dans le sécheur est déterminé expérimentalement par l'arrêt du débit de la matière et la décharge du cylindre.

Quand le solide est pesé après l'arrêt de l'entrée de la matière, il a été trouvé 26.3kg [1] et d'après l'équation (1.1) le temps moyen de résidence est égale a 10minutes quand le débit de la matière est de 0.04kg/s .

L'étude concernant la manière dont le solide sèche peut être basée sur le mécanisme de transport du liquide ou sur l'effet des conditions extérieures, comme l'humidité, la température et la vitesse de l'air du séchage. Ceci nous impose d'utiliser la méthode analytique pour modéliser le phénomène à cause de la complexité qu'on peut l'avoir lors de l'analyse.

Dans l'industrie, on utilise en général des méthodes expérimentales pour la conception du modèle.

Dans cette étude, nous nous sommes inspirés des expériences de séchage, qui ont été faites dans un labo de mesure sur un sécheur électrique [1].

A Chaque intervalle de temps, un échantillon de la matière (calcite) est prélevé et séché.

Ces expériences sont faites pour différents valeurs d'humidité initiales, à trois niveaux de température de l'air du séchage. Le taux de séchage mesuré est présenté dans les tableaux suivants :

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	42.17		1.15	
120	42.08	0.09	0.95	1.70
240	42.00	0.17	0.76	1.64
360	41.86	0.31	0.43	2.02
480	41.76	0.41	0.19	2.01

600	41.69	0.48	0.02	1.89
720	41.68	0.49	0	1.61

Tableau(3.1) : Taux du séchage pour le calcite pour l'humidité en entrée égale à 1.0m-% et à température du séchage égale à 453 K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	41.27		1.08	
120	41.17	0.10	0.82	2.10
240	41.06	0.21	0.56	2.16
360	40.93	0.34	0.24	2.32
480	40.84	0.43	0.02	2.19
600	40.84	0.44	0	1.79

Tableau(3.2) : Taux du séchage pour le calcite pour l'humidité en entrée égale à 1.0m-% et à température du séchage égale à 478K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	41.35		1.14	
120	41.24	0.11	0.871	2.25
240	41.11	0.24	0.56	2.44
360	40.95	0.40	0.17	2.70
480	40.89	0.46	0.02	2.33
600	40.88	0.47	0	1.90

Tableau(3.3) : Taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale a 1.0m-% et à température du séchage égale à 493K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	42.81		2.64	
120	42.73	0.08	2.45	1.56
240	42.59	0.22	2.13	2.14
360	42.36	0.45	1.59	2.92
480	42.12	0.69	1.03	3.36
600	41.94	0.87	0.61	3.39
720	41.80	1.01	0.28	3.28
840	41.71	1.10	0.07	3.06
960	41.68	1.13	0	2.75

Tableau(3.4) : taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale à 2.5m% et a température de l'air du séchage à 453K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	40.17		2.42	
120	40.06	0.11	2.14	2.34
240	39.85	0.32	1.62	3.35
360	39.58	0.59	0.95	4.10
480	39.38	0.79	0.45	4.11
600	39.26	0.91	0.15	3.79
720	39.20	0.97	0	3.36

Tableau(3.5) : Taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale a 2.5m% et à température de l'air du séchage à 478K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	42.11		2.65	
120	41.99	0.12	2.35	2.45
240	41.70	0.41	1.66	4.10
360	41.46	0.65	1.09	4.31
480	41.23	0.88	0.55	4.37
600	41.07	1.04	0.17	4.13
720	41.01	1.10	0.02	3.64
840	41.00	1.11	0	3.15

Tableau (3.6) : Taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale à 2.5m% et à température de l'air du séchage à 493 K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	43.03		5.18	
120	42.94	0.09	4.97	1.69
240	42.79	0.24	4.63	2.30
360	42.51	0.52	3.97	3.34
480	42.16	0.87	3.16	4.20
600	41.84	1.19	2.42	4.60
720	41.59	1.44	1.84	4.64
840	41.34	1.69	1.26	4.67
960	41.19	1.84	0.91	4.45
1080	41.05	1.98	0.58	4.26

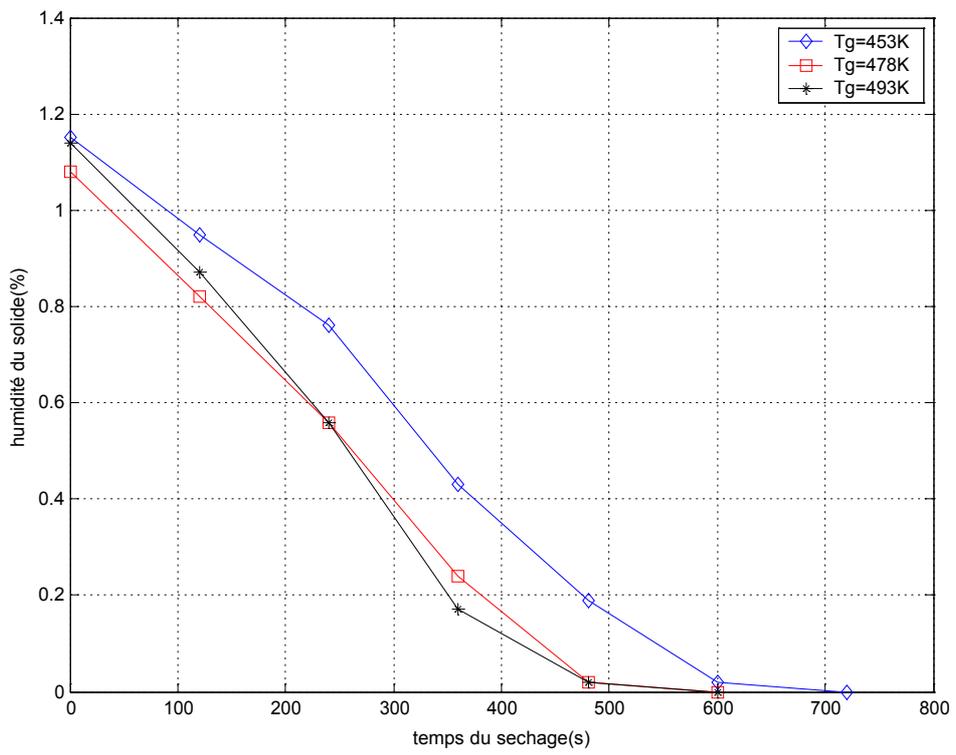
1200	40.95	2.07	0.35	4.02
1320	40.87	2.16	0.16	3.80
1440	40.82	2.21	0.05	3.56

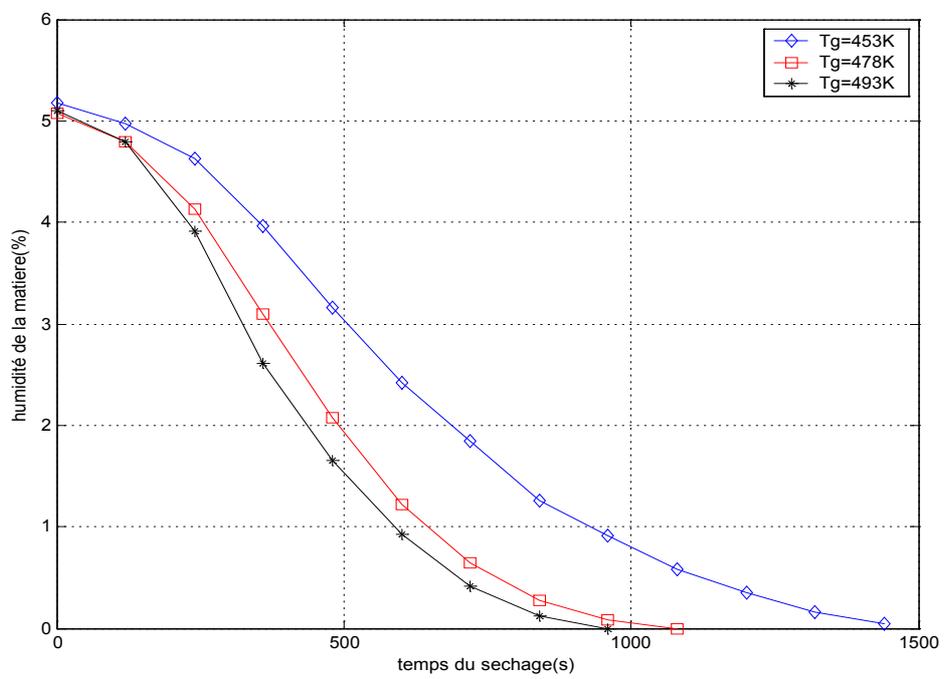
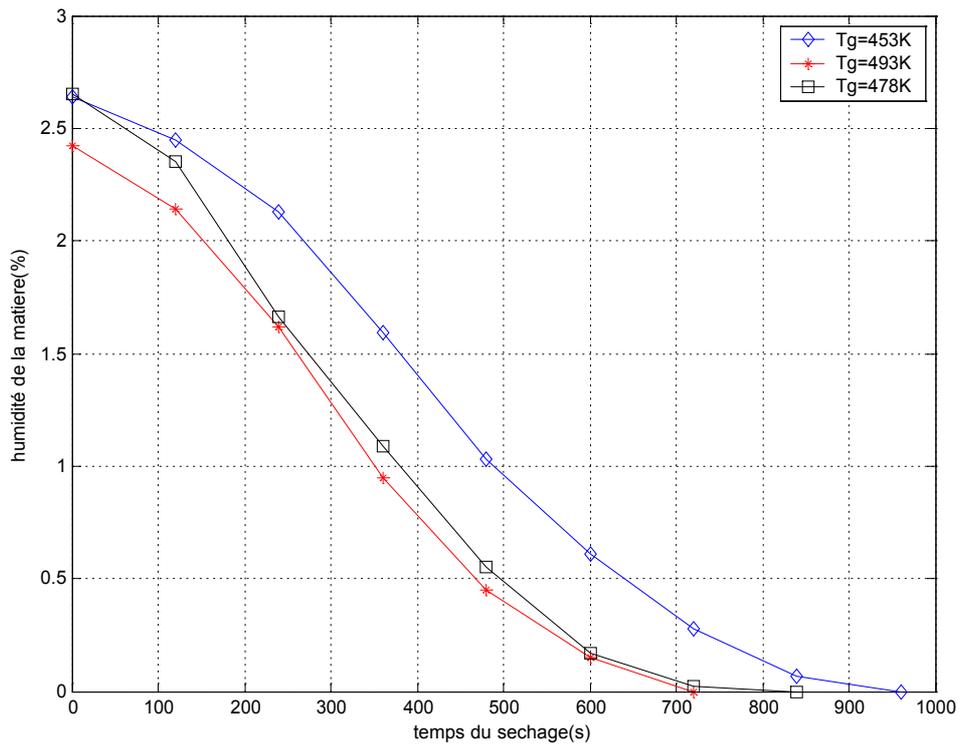
Tableau(3.7) : Taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale a 5m%et a température de l'air du séchage à 453K

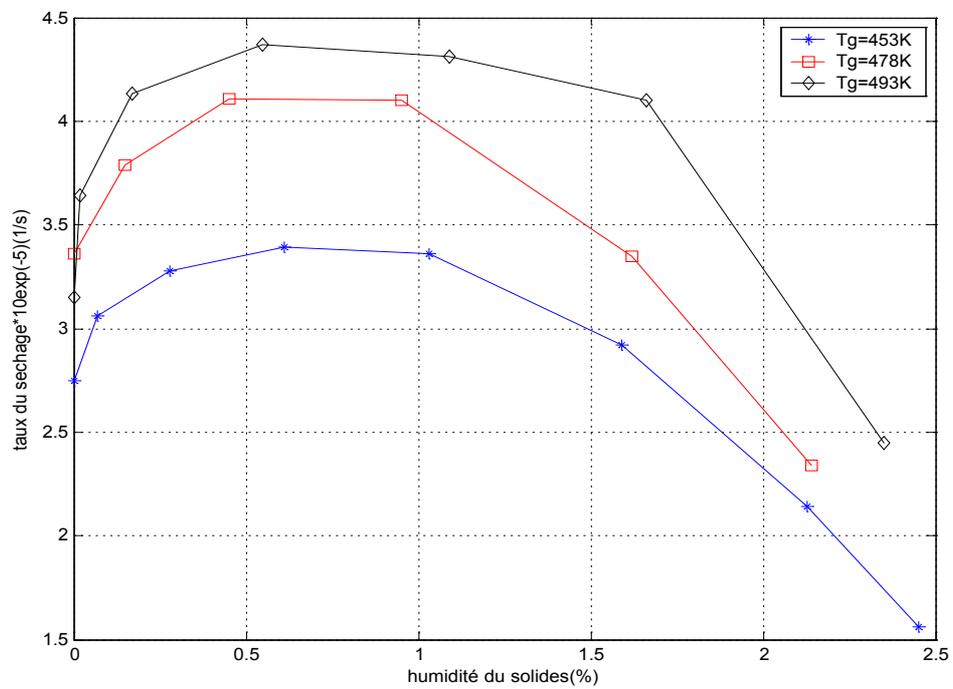
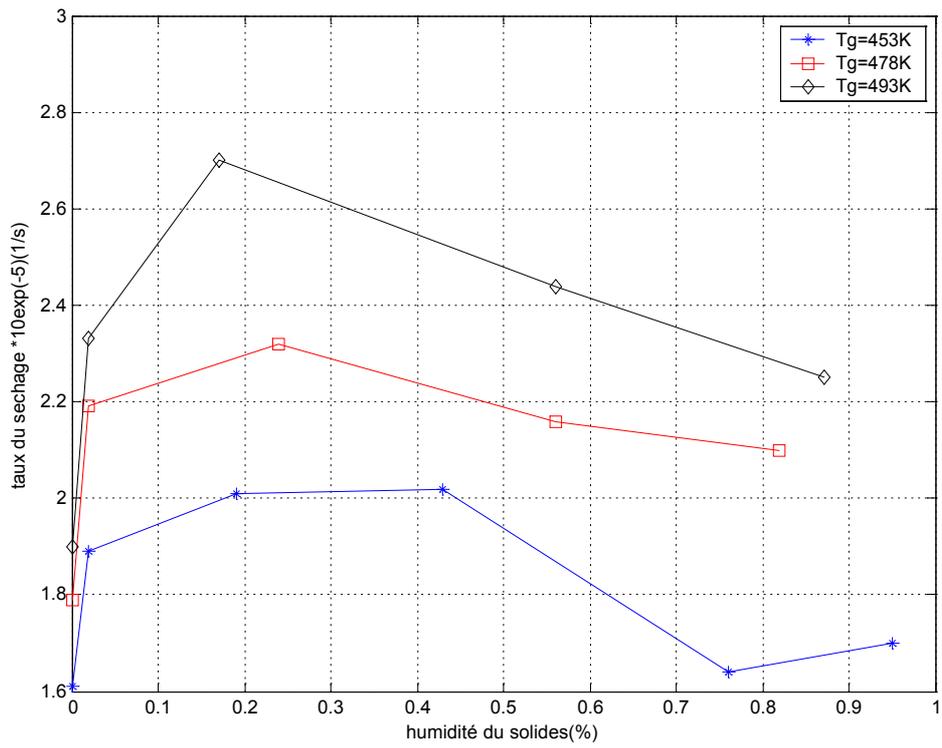
Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	40.19		5.08	
120	40.08	0.11	4.80	2.28
240	39.81	0.38	4.13	3.94
360	39.39	0.80	3.09	5.53
480	38.98	1.21	2.07	6.27
600	38.64	1.55	1.22	6.43
720	38.41	1.78	0.65	6.15
840	38.38	1.93	0.27	5.72
960	38.26	2.01	0.08	5.21
1080	38.15	2.04	0	4.70

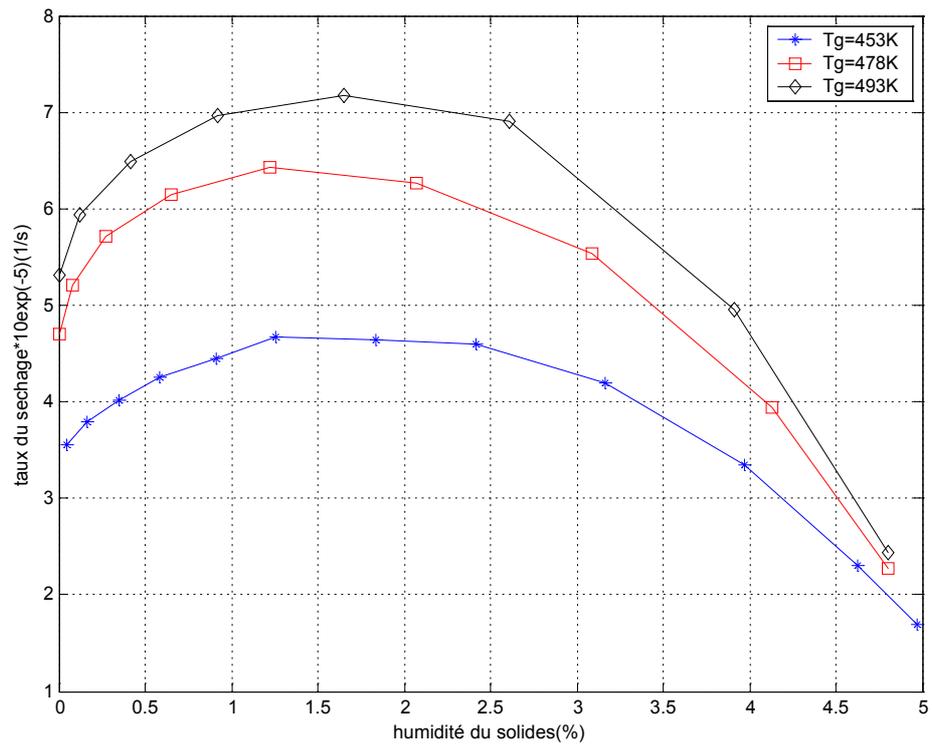
Tableau(3.8) : Taux du séchage pour la calcite pour l'humidité en entrée égale a 5m%et a température de l'air du séchage à 478K

Temps du séchage(s)	Poids d'échantillon (g)	Humidité évaporée (g)	Humidité (%)	Taux du séchage ($10^{-5}1/s$)
0	42.46		5.105	
120	42.34	0.12	4.80	2.43









Pour valider ce modèle linéaire, on a d'abord déterminé à partir du simulateur la valeur des paramètres et des variables à l'état d'équilibre. Ces valeurs sont indiquées dans le tableau suivant :

variable	Valeur a l'état d'équilibre	Paramètre	Valeur a l'état d'équilibre
n_{cylindre}	1.0r / min	C_g	1.01kj / kgK
v_g	0.7m / s	C_s	0.84kj / kgK
v_s	$4.78 * 10^{-3}$ m / s	k_1	$1 * 10^{-3}$ 1 / s
F_g	0.12kg / m	k_2	0
F_s	8.77kg / m	k_3	$0.1 * 10^{-8}$ 1 / sK
$T_{g,\text{in}}$	472K	U_v	0.27kj / sm^3 K
$T_{g,\text{out}}$	421K	V_v	0.19m^3 / m
$T_{s,\text{in}}$	293K	λ	2261kj / kg
$T_{s,\text{out}}$	360K		
$X_{s,\text{in}}$	2.4m – %		
$X_{s,\text{out}}$	0.001m – %		

Tableau (3.10) : valeurs des paramètres et des variables à l'état d'équilibre.

3.2 simulateur dynamique :

Le but de cette simulation est d'examiner l'effet d'un changement des variables d'entrée et/ou des paramètres du modèle sur les variables de sortie.

C'est à dire déterminer les variables les plus sensibles pour éventuellement les manipuler lors du contrôle du sécheur rotatif.

L'état d'équilibre est choisi comme état initial pour simuler ce processus.

Pour atteindre ce but, Duchesne a proposé une étude sur la sensibilité des variables de sortie par rapport aux changements sur les entrées et les paramètres du modèle (Duchesne et al.) [38].

La sensibilité relative se calcule par la formulation suivante :

$$J = \frac{(y - y_{ref}) / y_{ref}}{(p - p_{ref}) / p_{ref}}$$

Ou :

y_{ref} : Valeur de la variable de sortie avant le changement.

y : Valeur de la variable de sortie après le changement.

p : Nouvelle valeur de la variable d'entrée ou du paramètre.

p_{ref} : Valeur initiale de la variable d'entrée ou du paramètre.

L'index de sensibilité est déterminé par le changement d'une variable de sortie ou un paramètre dans le temps par +10%, en excluant les coefficients du taux du séchage (k_1, k_2, k_3) le changement est de +100%.

Le tableau suivant présente l'effet des différentes entrées et paramètres du modèle sur les variables de sorties :

	$X_{s,out}$ (%)	$T_{s,out}$ (K)	$T_{g,out}$ (K)
variables			
$X_{s,in}$	13.78	-0.04	-0.01
$T_{s,in}$	-0.17	0.38	0.23

$T_{g,in}$	-1.43	0.72	0.85
v_s	13.15	-0.11	-0.05
paramètres			
C_s	-0.003	0.01	-0.30
C_g	-0.005	0.009	0.02
λ	0.0045	-0.07	-0.04
U_v	-0.0005	-0.001	0.00035
k_1	-0.24	-0.004	-0.01
k_3	0.001	0.0002	0.0003

Tableau (3.11) Indice de sensibilité des variables de sorties

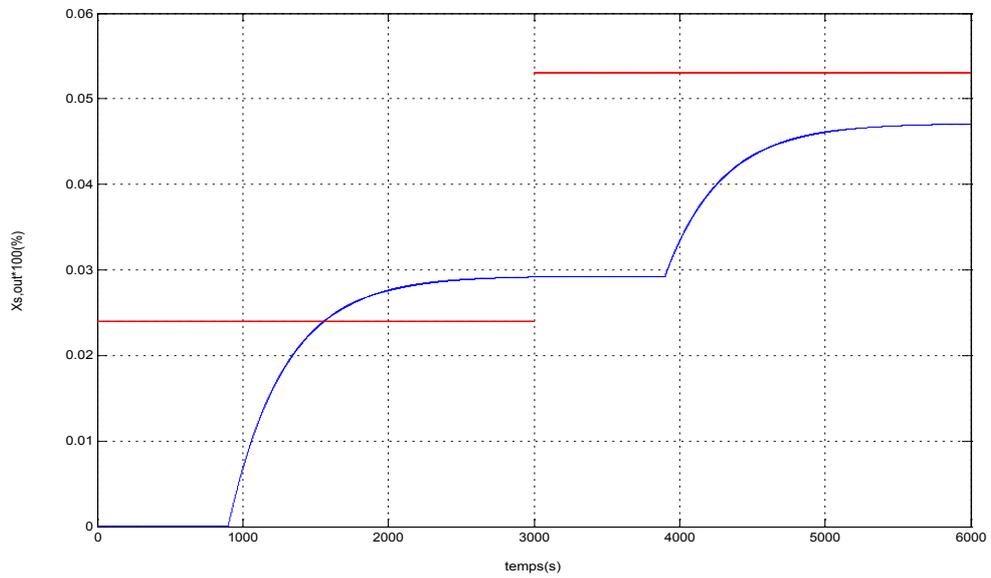
L'analyse de la sensibilité nous a montré que $T_{g,in}$ qui a une relation avec le débit du combustible m_f a la plus grande influence sur les variables de sortie, il est donc évident que $T_{g,in}$ représente la principale variable à manipuler dans le cas du contrôle de ce sécheur.

On constate également que v_s qui a une relation avec le débit de la matière m_s , a une grande influence sur l'humidité de la matière. Ce paramètre peut être choisi comme une deuxième variable à manipuler.

L'humidité de la matière en entrée est le bruit principal qui influe sur l'humidité en sortie donc il est important de la mesurer on-line pour réaliser un bon contrôle.

Aussi on peut voir que le changement dans les paramètres n'a pas une grande influence sur les variables de sortie. A partir de cette analyse on introduit un changement en échelon pour les principales variables à manipuler ($T_{g,in}, v_s$) ainsi que dans la principale source de bruit ($X_{s,in}$).

3.3 Réponse du système en boucle ouverte :



à un changement en échelon du $X_{s,in}$ de 2.4% à 5.3%

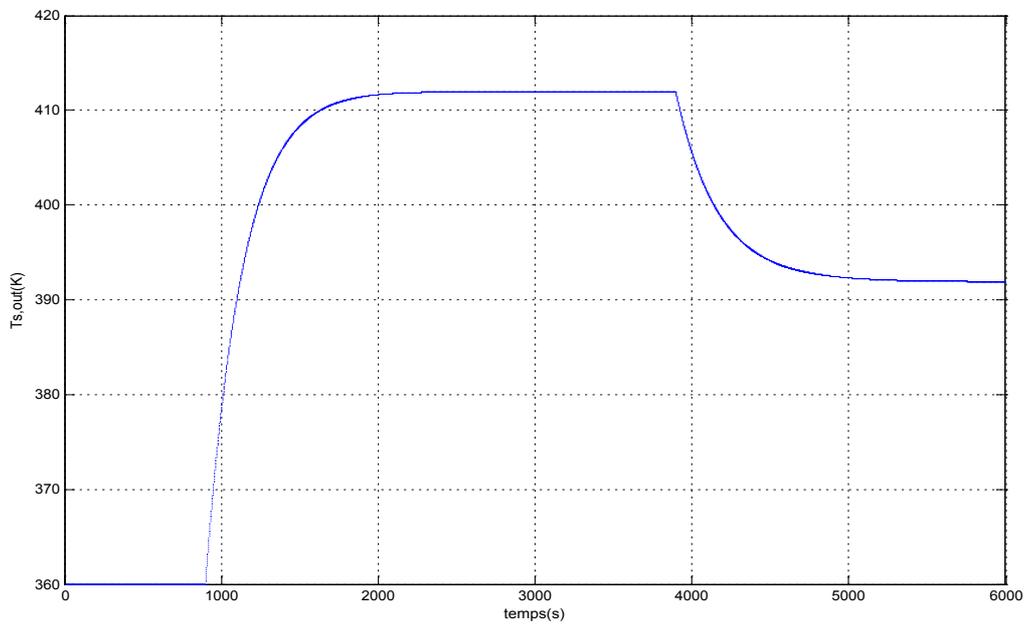
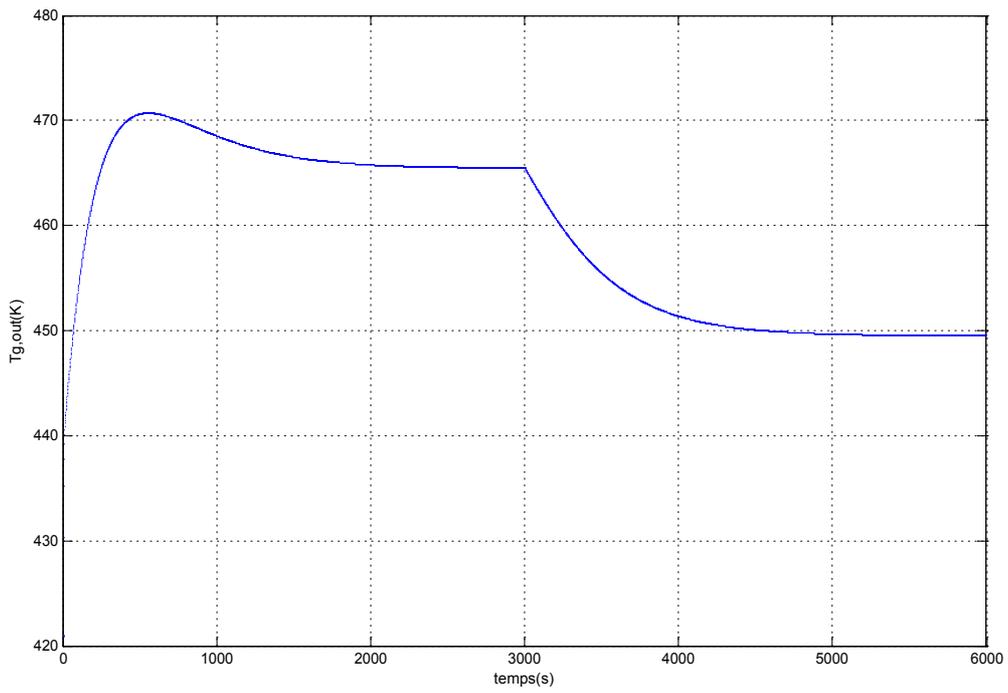


Fig. (3.7) Réponse de $T_{s,out}$ à un changement en échelon du $X_{s,in}$ de 2.4% à 5.3%



à un changement en échelon du $X_{s,in}$ de 2.4% à 5.3%

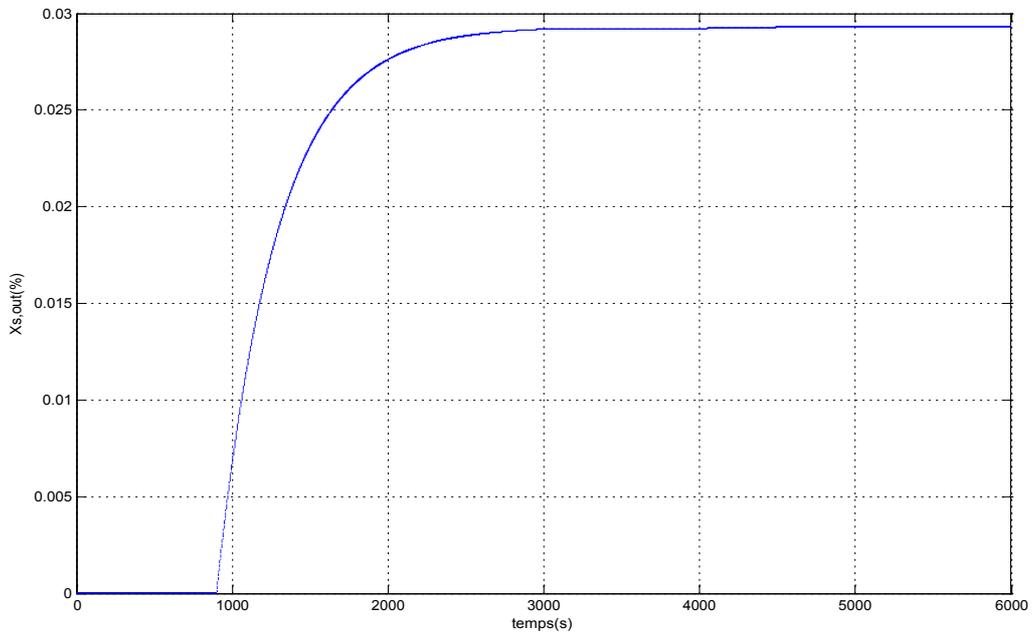
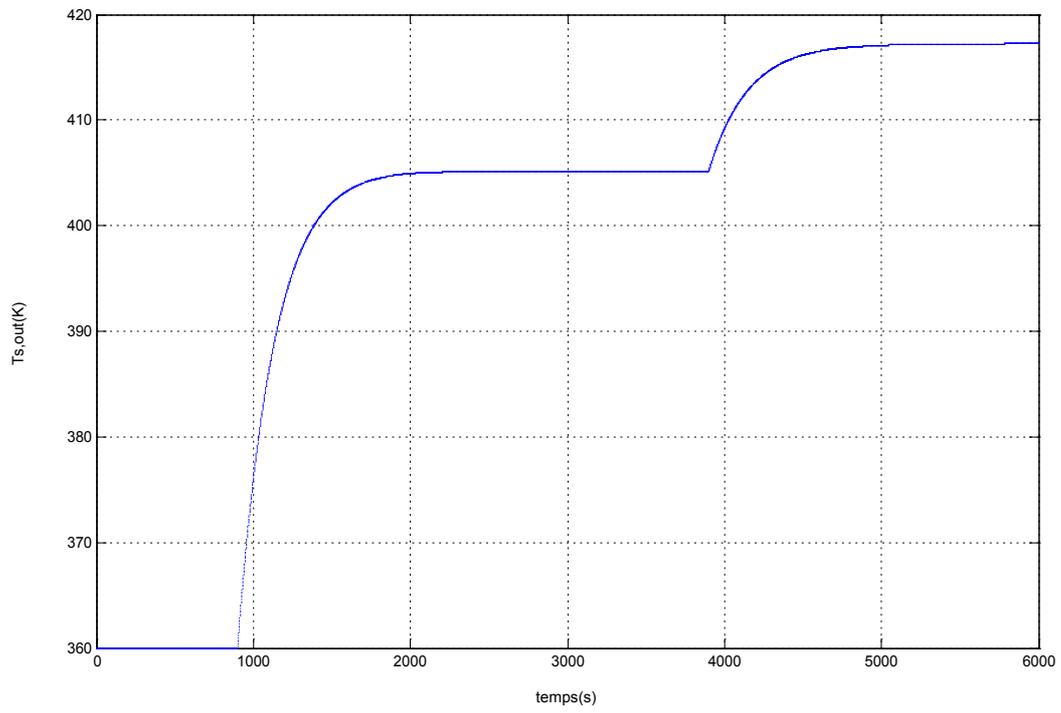


Fig. (3.9) Réponse de $X_{s,out}$ à un changement en échelon du $T_{g,in}$ de 463K à 483K



à un changement en échelon du $T_{g,in}$ de 463K à 483K

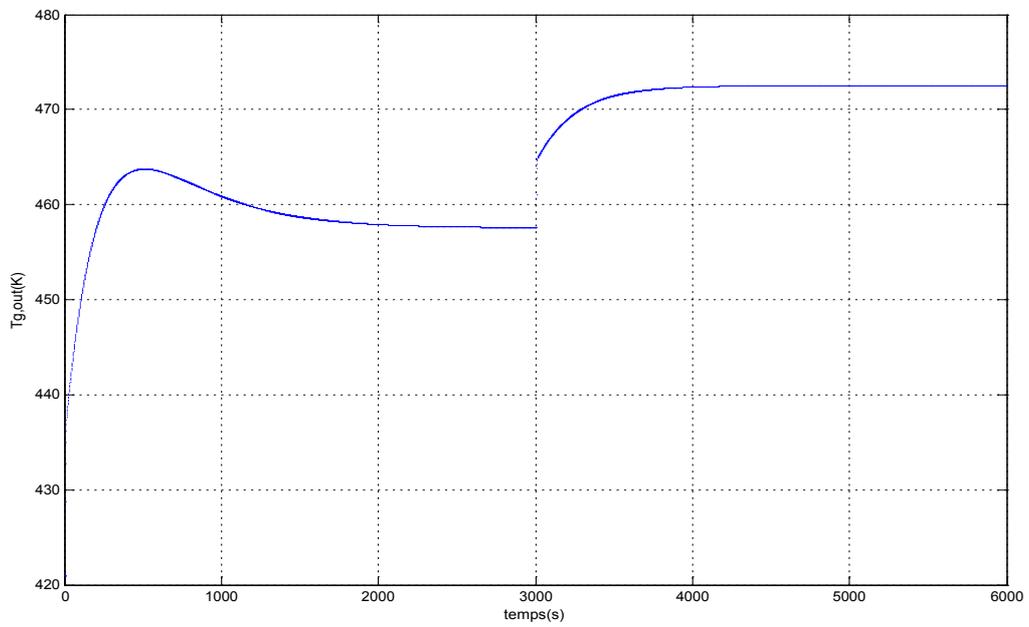
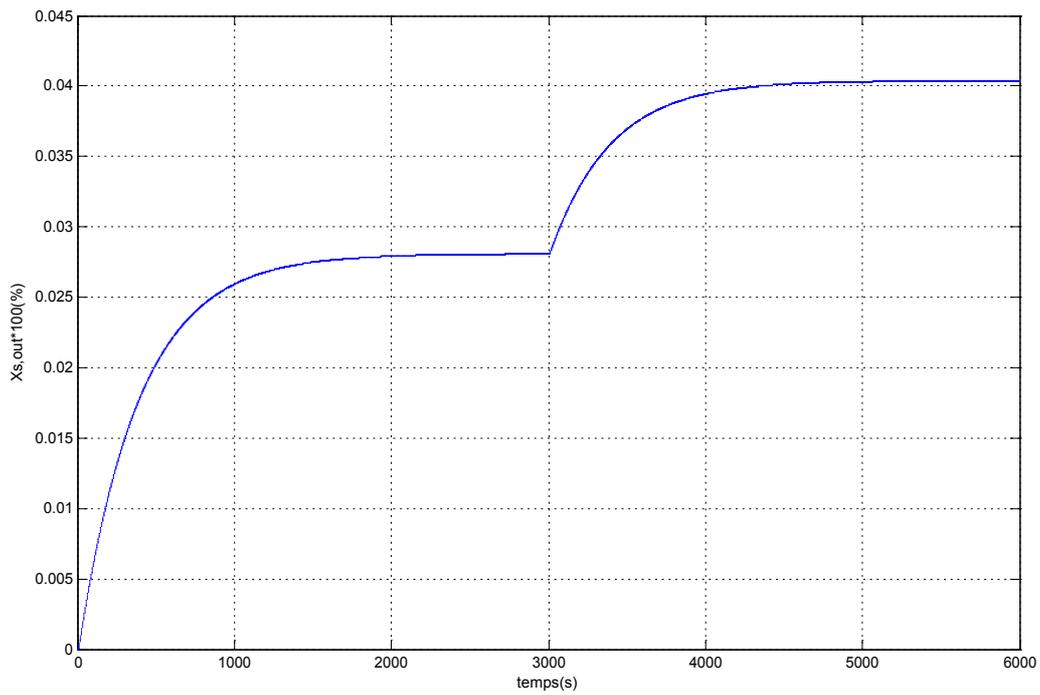


Fig. (3.10) Réponse de $T_{g,out}$ à un changement en échelon du $T_{g,in}$ de 463K à 483K



à un changement en échelon à $X_{s,in}$ de 2.2% à 3.6%

Et v_s de $4.78 \cdot 10^{-3}$ m/s à $5.98 \cdot 10^{-3}$ m/s

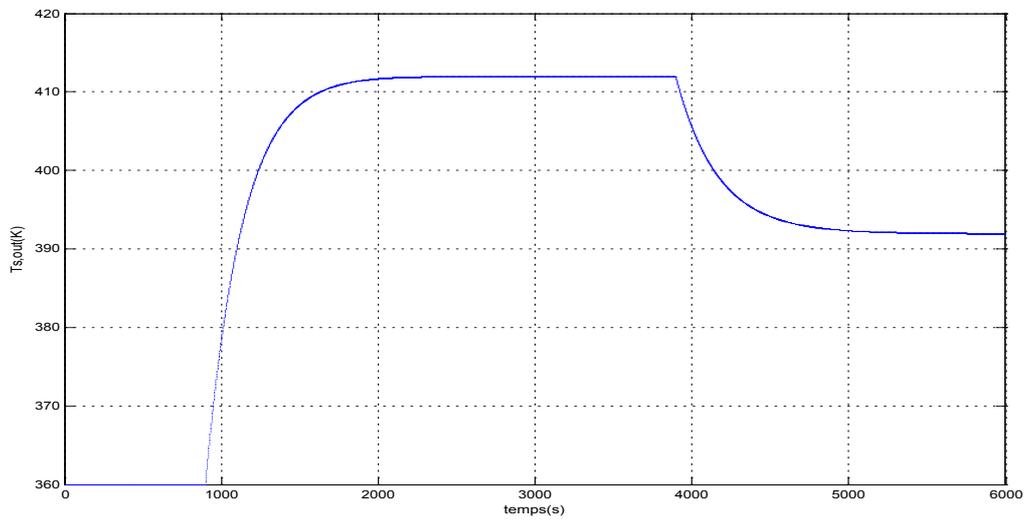
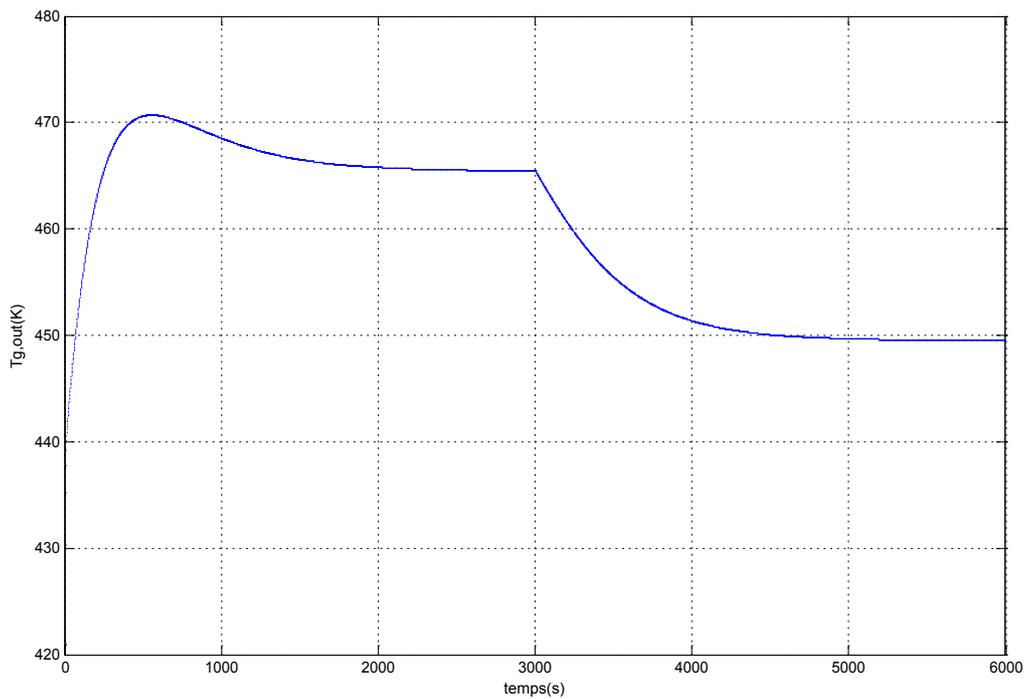


Fig. (3.12) Réponse de $T_{s,out}$ à un changement en échelon à $X_{s,in}$ de 2.2% à 3.6%

Et v_s de $4.78 \cdot 10^{-3}$ m/s à $5.98 \cdot 10^{-3}$ m/s



à un changement en échelon à $X_{s,in}$ de 2.2% a 3.6% Et v_s de $4.78 * 10^{-3} \text{ m/s}$

à $5.98 * 10^{-3} \text{ m/s}$

La validation de ce modèle nécessite une comparaison entre ce modèle et des données réelles. Les résultats du modèle montrent qu'il y a une synchronisation entre les valeurs obtenues à partir du modèle et les résultats obtenus à partir du simulateur avec un taux d'erreur acceptable :

Entrée en échelon	X_s (%)	T_s (K)	T_g (K)
$X_{s,in,exp}$	1.2	346	410
$X_{s,in,simul}$	1.8	341	404
Erreur absolue	0.6	5	6
$T_{g,in,exp}$	0.2	352	423
$T_{g,in,simul}$	0.2	354	429
Erreur absolue	0	2	7
$X_{s,in,exp}$ et $v_{s,exp}$	1.1	341	408
$X_{s,in,simul}$ et	1.3	346	403
$v_{s,simul}$	0.2	5	5
Erreur absolue			

Tableau (3.12) valeurs théorique et expérimentales des variables de sorties après un changement en échelon

Chapitre IV

Contrôle du sécheur rotatif.

1. Introduction :

Le temps de retard intervenant dans le processus rendent difficile le contrôle d'un sécheur rotatif industriel. Les variations accidentelles dans l'humidité initiale, la température et le débit de la matière entrante, sont en général les raisons des perturbations du processus pour des longues périodes du temps. Par conséquent le contrôle classique à retour d'état simple est insuffisant pour garder la variable la plus importante à contrôler, à savoir le taux d'humidité dans sa référence désirée, avec un taux d'erreur acceptable.

La demande croissante sur l'amélioration de la qualité des produits et la présence des aspects économiques et environnementaux, a nécessité la recherche de méthodes de contrôle des sécheurs plus efficaces.

Durant ces dernières années les chercheurs et les industriels se sont beaucoup intéressés aux systèmes intelligents du contrôle, basés sur la connaissance expérimentale du sécheur. L'intérêt de ces méthodes est qu'elles assurent une souplesse dans le contrôle du processus même à la présence des perturbations.

Peu de recherches ont été développées sur le contrôle des sécheurs industriels bien que les sécheurs sont utilisés dans l'industrie depuis des dizaines d'années. La raison est que la signification du contrôle d'un sécheur pour améliorer la qualité du produit, n'était pas reconnue ou parce que il n'y a pas une méthode fiable pour mesurer en continu le taux d'humidité dans la matière. De plus, la dynamique complexe et la haute non linéarité du processus de séchage a posé des grandes difficultés dans la modélisation du sécheur.

L'objectif du contrôle d'un sécheur industriel est de :

- 1- Maintenir le taux d'humidité du produit à une valeur donnée et ce quelque soit les perturbations dans l'opération de séchage.
- 2- Maximiser la production avec un taux d'énergie optimal c'est-à-dire minimiser le coût.
- 3- Eviter le surséchage (overdrying) de la matière. Le sursechage peut augmenter le coût d'énergie, il peut également avoir des incidences sur les caractéristiques chimiques et physiques de la matière.
- 4- Stabiliser le système.

2. Méthodes de contrôle conventionnel pour les sécheurs rotatif industriel :

2.1. Contrôle à retour (Feedback control) :

Un système a boucle fermée, basée sur la compensation suivant la valeur de l'erreur entre une référence et le taux d'humidité du produit mesuré par un capteur d'humidité, a base d'infra rouge.

Un contrôleur P-I manipule l'entrée principale du processus « le débit du

Combustible m_f [50] :

(4.1)

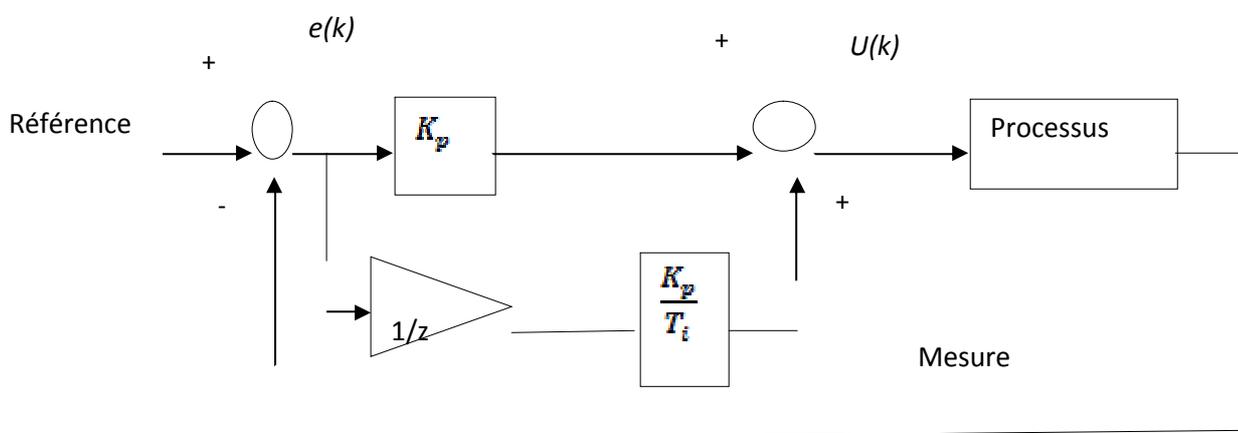


Fig. (4.1) contrôleur P-I

Ou :

$u(t)$: Sortie du contrôleur.

$e(t)$: Signal d'erreur.

K_p : Gain proportionnel.

T_i : Temps d'intégration.

L'algorithme du contrôleur P-I numérique est :

$$\Delta u(k) = K_p \left\{ e(k) - e(k-1) + \frac{\Delta T}{T_i} e(k) \right\} \quad (4.2)$$

Ou :

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1) \quad (4.3)$$

Et ΔT : le temps d'échantillonnage.

Les paramètres optimaux du contrôleur sont déterminés expérimentalement en simulant la réponse du système en boucle ouverte avec l'objectif d'amener le taux d'humidité du produit à une valeur désirée et à condition que les perturbations sur les variables d'entrées ne puissent pas être observées.

Le contrôle à retour (feedback control) est utilisé comme une base pour détecter les performances des méthodes de contrôle sophistiquées.

2.2. Contrôle feedback-Feedforward:

Dans le but d'améliorer le contrôle des sécheurs rotatifs, on doit éliminer l'effet des perturbations sur les entrées du processus avant leur apparition sur les variables de sortie.

Ceci peut être réalisé, en utilisant une approche prédictive comme le « feedforward control ».

Le contrôleur Feedforward exige un modèle capable de calculer le changement qu'on doit faire sur les variables d'entrée lors l'apparition des perturbations.

L'élément Feedback dans cette structure, a pour but de corriger l'action produite par le contrôleur Feedforward.

La structure du contrôleur feedback Feedforward est la suivante :

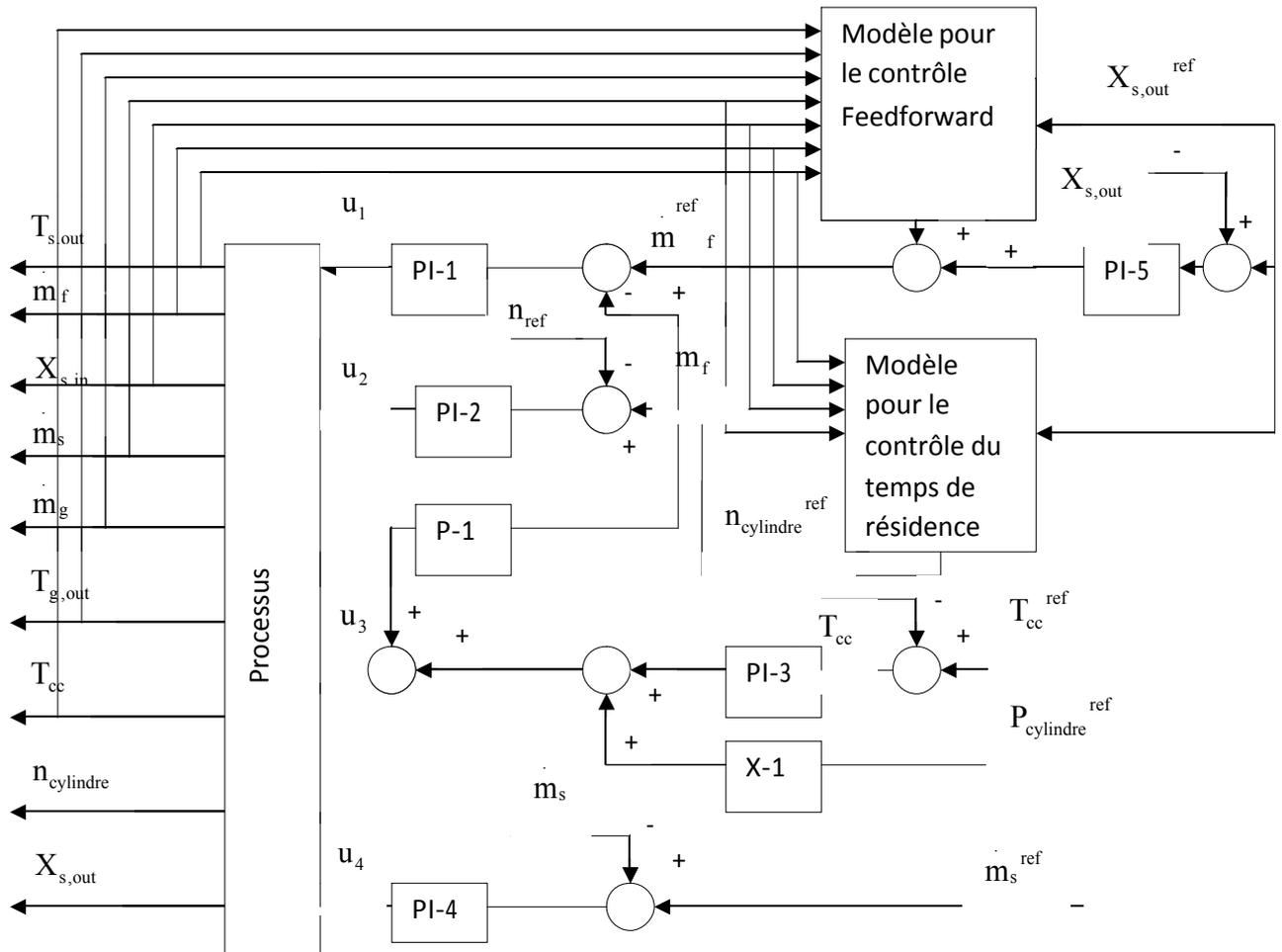


Fig.(4.2): Feedback Feedforward contrôle pour le sécheur rotatif

Cette stratégie inclue des boucles de contrôle pour le débit du combustible (PI-1, PI-5), le temps de résidence (vitesse de rotation du cylindre) (PI-2), le débit de l'air de séchage

(P-1, PI-3, X-1) et le débit de la matière (PI-4).

Les paramètres des contrôleurs P et PI sont déterminés expérimentalement en simulant les réponses indicielles du système en boucle ouverte.

Quand on veut mettre en application le contrôleur Feedback-Feedforward dans le sécheur, le modèle pour la partie Feedforward est basé sur les équations développés dans la partie modélisation et simplifié par la supposition que l'enthalpie nécessaire pour le séchage est calculée en utilisant l'équilibre total de l'énergie, à condition que les pertes en chaleur dans le cylindre et dans la chambre de combustion soient prises en considération.

La chaleur requise pour le séchage du solide est calculée à partir de l'équation suivante:

$$\Delta H_f = \Delta H_s + \Delta H_{air} + F \quad (4.4)$$

Ou:

ΔH_f : La chaleur libérée dans la chambre de combustion.

ΔH_s : Le changement de l'enthalpie du solide pendant le séchage.

ΔH_{air} : Le changement de l'enthalpie de l'air pendant le séchage.

F : Les pertes en chaleur dans le cylindre et dans la chambre de combustion.

L'enthalpie $\Delta H_f = \Delta H_{ff}$ est utilisée dans le contrôleur Feedforward.

On peut partager les équations du modèle du contrôleur Feedforward en deux parties:

- 1- L'équation qui décrit le changement de l'enthalpie de l'air et du solide pendant le séchage.
- 2- L'équation qui décrit le changement de l'enthalpie pendant la vaporisation de l'eau.

La seconde partie du modèle est désignée par un facteur de gain pour pouvoir calculer une valeur de référence pour le débit du carburant dans le contrôleur, l'élément feedback corrige cette référence par la minimisation de l'erreur entre la référence et la mesure du taux d'humidité du produit.

Pour s'assurer que cette correction prend sa place dans le bon sens dans toutes les situations.

L'enthalpie est calculée à partir de l'équation suivante:

$$\Delta H_{fd} = \dot{m}_s (X_{s,out}^{ref} - X_{s,out}) \{ C_s (T_{g,out} - T_{ref}) + \lambda \} \quad (4.5)$$

En combinant les enthalpies calculées à partir de la partie feedback et la partie feedforward

La valeur de l'enthalpie totale nécessaire pour le séchage est:

$$\Delta H = K_{ff} \Delta H_{ff} + K_{fb} \Delta H_{fb} \quad (4.6)$$

Et la valeur de référence pour le débit du carburant est:

$$\dot{m}_f^{ref} = \frac{\Delta H}{HV_f} \quad (4.7)$$

Ou:

HV_f : Valeur calorifique du carburant.

K_{ff} : Coefficient qui corrige les incertitudes dans le modèle et dans les mesures.

K_{fb} : Gain du contrôleur PI (PI-5).

ΔH_{fb} : Variable d'erreur.

Si notre but est de sécher le produit jusqu'à un taux d'humidité égale à zéro, un des objectifs élémentaire du contrôle du sécheur c'est d'éviter le surséchage. Pour ça, il est important de faire une supervision de la température du solide et de l'air de séchage dans le système de contrôle.

Quand la température de l'air de séchage est en maximum, on augmente le débit de l'air secondaire, si ce n'est pas suffisant on réduit le débit du produit.

Quand la température du solide est au maximum, la valeur de référence du débit du carburant est réduite.

Dans notre cas, le contrôle du temps de résidence est implanté dans le contrôle feedback Feedforward et la vitesse de rotation du cylindre est utilisée comme une entrée auxiliaire à manipuler.

Le modèle pour déterminer la valeur de référence pour le temps de résidence du solide est calculé à partir de l'équation suivante:

$$t^{ref} = \frac{(X_{s,in} - X_{s,out}^{ref})}{K_v T_{s,out}} * \dot{m}_s \quad (4.8)$$

Ou:

K_v : Constante qui décrit l'efficacité du séchage.

2.3. Contrôleur flou pour un sécheur rotatif industriel :

La logique floue représente un grand avantage dans la conception de contrôleurs, lorsque le processus n'a pas un modèle mathématique connu ou que le processus est trop complexe c'est-à-dire hautement non linéaire et trop sensible dans sa région de fonctionnement.

Comme les méthodes de contrôle classiques ne sont pas fiables avec les processus industriels complexes, la logique floue est une très bonne approche pour améliorer le contrôle du système, la figure suivante montre bien ce qu'on veut dire :

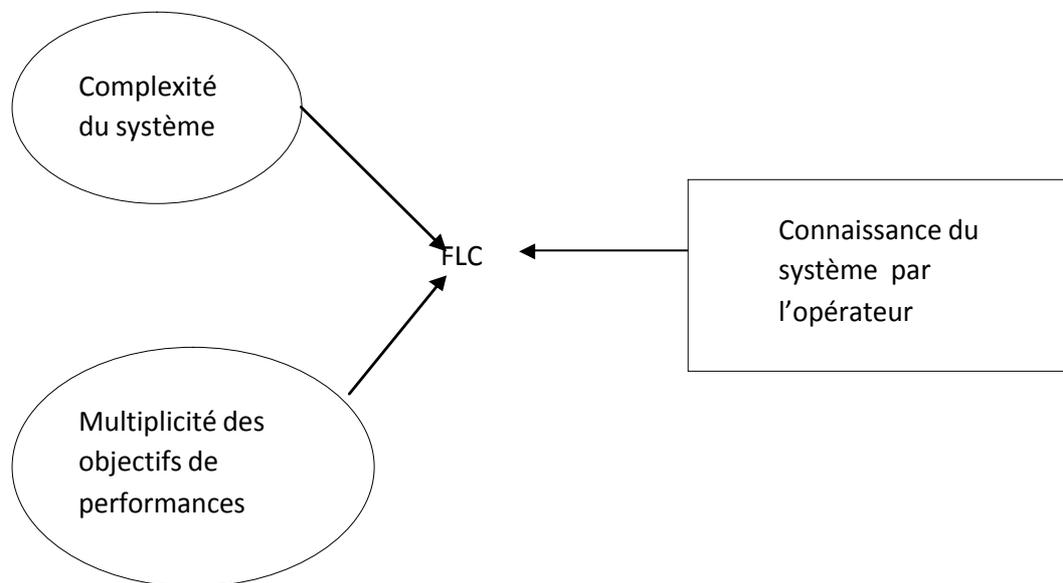


Fig. (4.3) : raisons pour l'utilisation de la logique floue

2.3.1 Conception du contrôleur flou :

La configuration d'un contrôleur flou nécessite la présence des composantes suivantes :

- Le fuzzificateur.
- La base de connaissance du système qui contient :
- La base de données et les règles floues.
- La logique de décision.

- Le defuzzificateur.

Ceci est illustré dans la figure suivante :

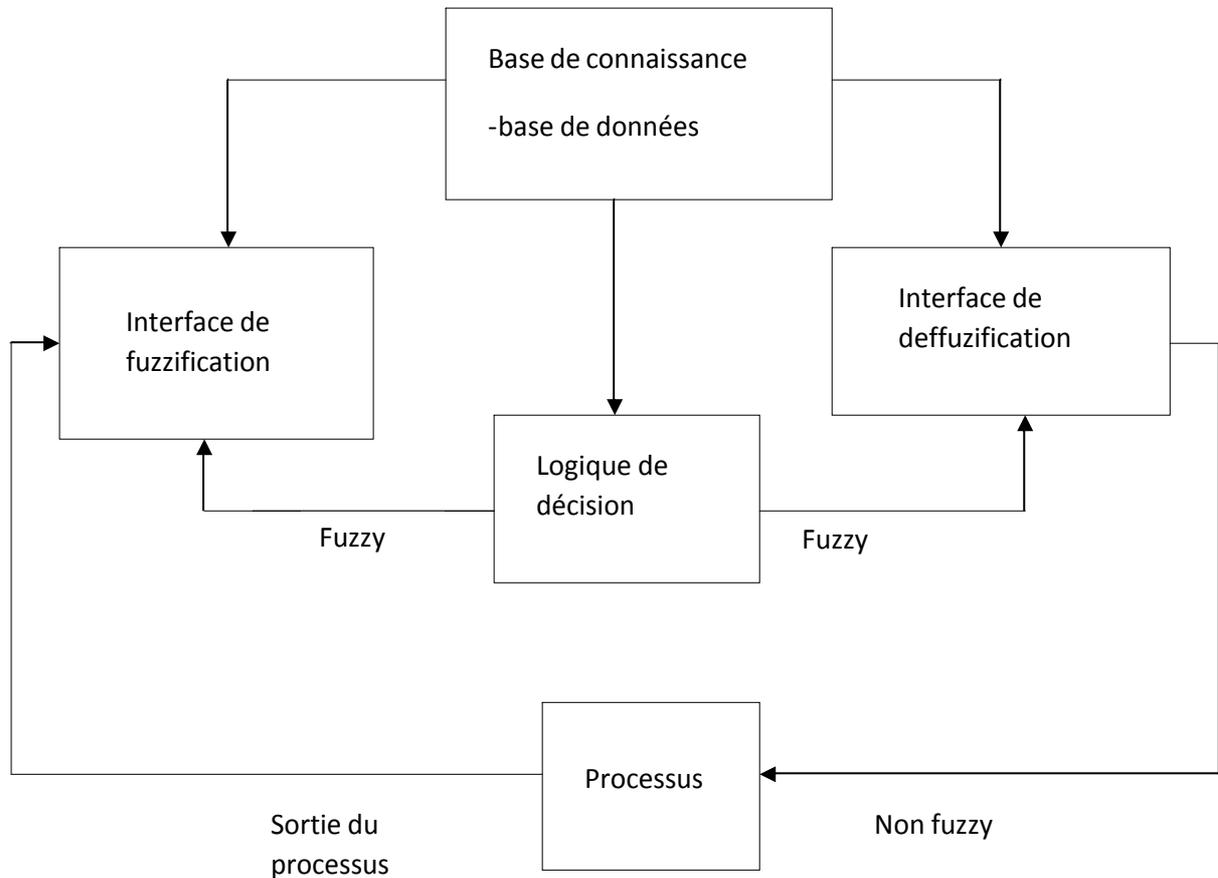


Fig (4.3) : Configuration d'un contrôleur flou

L'interface de fuzzification reçoit les mesures des variables d'entrées en temps réel et les transforme par l'intermédiaire des fonctions d'appartenance en des valeurs floues qui varient dans des univers de discours bien déterminés.

Chaque entrée a au moins une valeur linguistique ou étiquette dans l'ensemble flou et chaque fonction d'appartenance détermine l'intervalle de chaque étiquette.

La base de connaissance inclut une base de données qui fournit des définitions nécessaires comme le type des fonctions d'appartenance et une base de règles qui nous aide à caractériser le contrôle.

La logique de décision nous aide à choisir les règles à utiliser pour la vérification.

Finalement, le defuzzificateur des valeurs non fuzzy pour les sorties du contrôleur. La méthode de defuzzification la plus utilisée est la méthode du centre de gravité.

Pour obtenir un bon contrôle, on utilise la méthode de contrôle proposé par Manikopoulous et al [51] qui est appliquée pour la conception d'un contrôleur FLC pour le sécheur rotatif.

Etape1 : Définitions des exigences utilitaires du système :

Comme on a vu précédemment le contrôle feedback PI n'est pas suffisant pour contrôler le taux d'humidité du produit dans le sécheur rotatif, a cause de la présence des temps de retards.

Le système de contrôle Feedback Feedforward améliore un peu les performances du contrôle, mais il est très difficile à résoudre a cause de la difficulté qu'on rencontre dans la conception du modèle pour le contrôleur Feedforward.

On peut utiliser un FLC d'une façon directe ou l'intégrer dans un contrôleur hybride qui contient par exemple un PID.

Etape2 : Définition des paramètres du système :

L'analyse de la sensibilité, dans le chapitre précédent nous a montré que :

- La principale variable à contrôler est le taux d'humidité du produit.
- La principale variable à manipuler est le débit du carburant et le débit de la matière comme une variable auxiliaire.
- La source principale des perturbations est le taux d'humidité initiale de la matière.

Etape3 : Définition des paramètres de la partie floue du contrôleur :

Les variables d'entrées et de sorties suivantes sont utilisées :

Simulation :

Pour FLC directe :

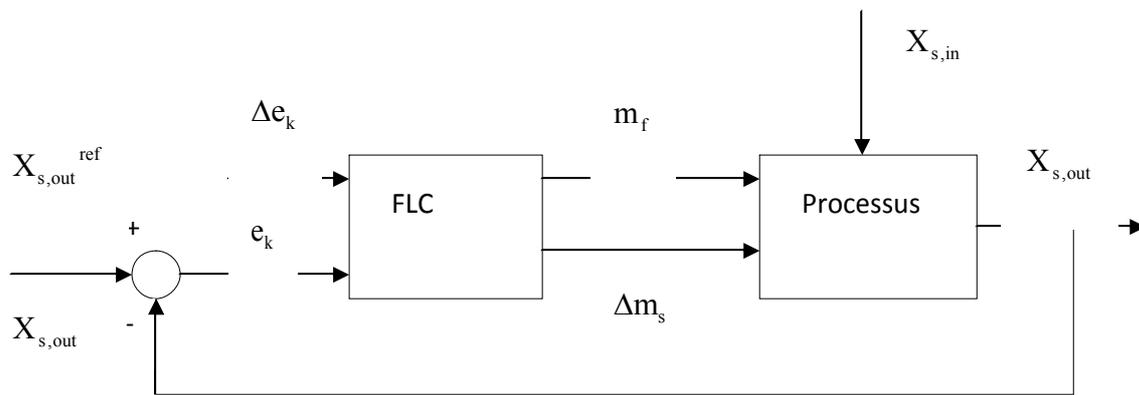


Fig. (4.5) structure du FLC direct

Entrées :

- Erreur sur le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Changement dans l'erreur Δe_k (entrée2).

Sorties :

- Débit du carburant m_f (sortie1).
- Changement dans le débit de la matière Δm_s (sortie2).

Pour le contrôleur hybride :

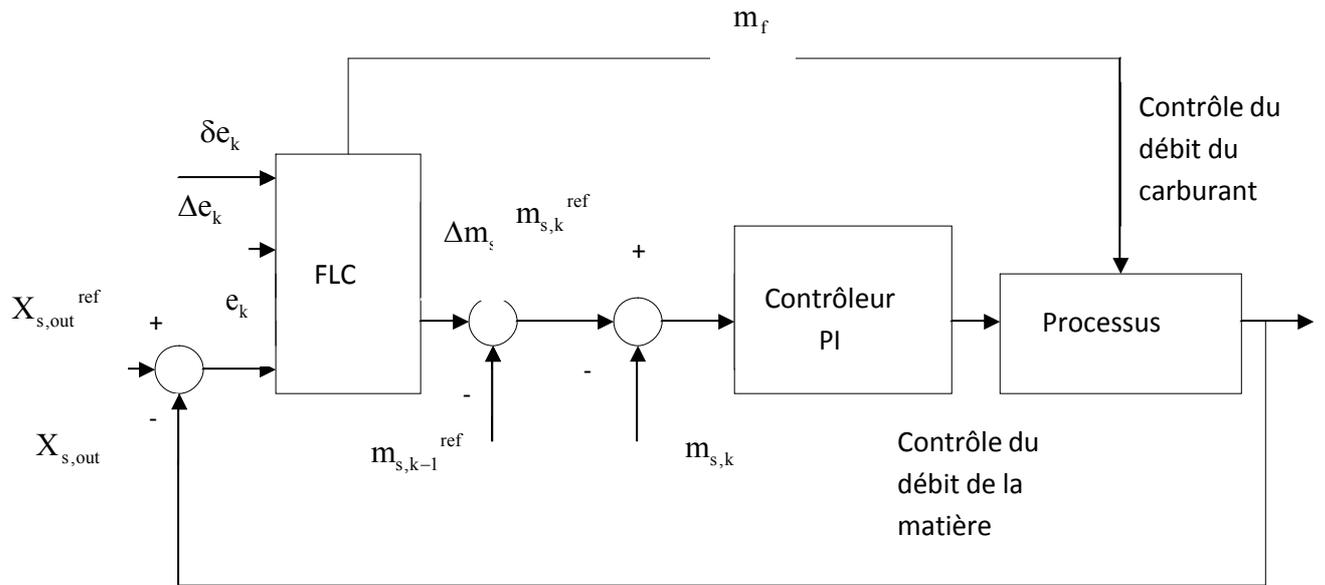


Fig. (4.6) structure du contrôleur hybride FLC+PI

Entrée :

- Erreur dans le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Changement dans l'erreur Δe_k (entrée2).
- Somme d'erreur δe_k (entrée3).

Sorties :

- Débit du carburant (sortie1).
- Changement dans le débit de la matière (sortie2).

Contrôleur flou expérimental proposé par Leena yliniemi [1] :

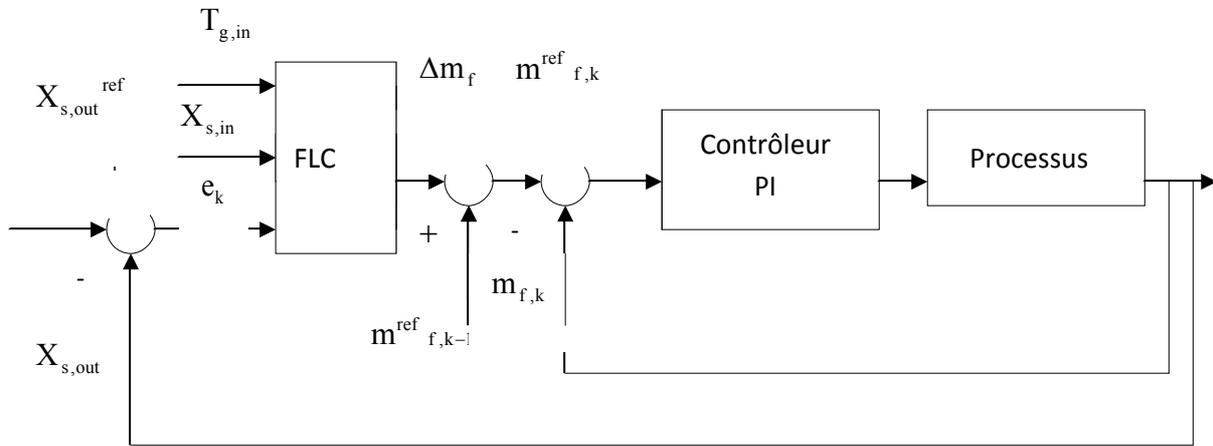


Fig. (4.7) structure du contrôle hybride FLC/PI utilisé dans l'étude expérimentale proposée dans la référence [1]

Entrées :

- Erreur dans le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Taux d'humidité initiale du produit. (entrée2).
- Température de l'air du séchage en entrée. (entrée3).

Sortie :

- Changement dans le débit du carburant (sortie).

Ou :

$$e_k = X_{s,out}^{ref} - X_{s,out} \quad (4.9)$$

Et
$$de_k = \sum_{i=1}^{k-1} e_i \quad (4.10)$$

Pour la fuzzification, les entrées et les sorties du FLC sont divisées par les classes floues suivantes :

NG: négative grand.

N: negative.

NP: négative petit.

NTP: négative très petit.

Z: zéro.

PTP: positif très petit.

PP : positive petit.

P : petit.

PG : positive grand.

B : bas.

M : moyen

H : haut.

TP : très petit.

P : petit.

G : grand.

TG : très grand.

Pour le type des fonctions d'appartenance, les auteurs utilisent la forme trapézoïdale et la forme triangulaire. Et pour la fuzzification ils utilisent la méthode de MIN-MAX.

Etape4 : Formulation des règles de contrôle :

Il est préférable de choisir une petite base de règles pour le FLC, et cela afin de faciliter la procédure de réglage, et spécialement quand on veut rendre effectif la première solution floue pour une application (VON ALTROCK) [52].

Dans cette étude, un choix similaire pour garder le nombre des fonctions d'appartenance dans la plus réduite des valeurs. Les règles de base qui définissent le contrôle du processus sont les suivantes :

***Cas simulation :**

Pour le FLC direct :

Si *entrée1* est {PG, P, PP, PTP, Z, NTP, NP, N, NG} **et** *entrée2* est {P, Z, N} **alors** *sortie1* est {H, M, B}.

Pour le contrôleur hybride :

Si *entrée1* est {PG, G, Z, N, NG} **et** *entrée2* est {P, Z, N} **et** *entrée3* est {G, Z, P} **alors** *sortie1* est {H, M, B} **et** *sortie2* est {G, Z, P}.

***Cas du contrôleur expérimental :**

Si *entrée1* est {P, Z, N} **et** *entrée2* est {H, M, B} **et** *entrée3* est {H, BONNE, B} **alors** *la sortie* est {TG, G, Z, P, TP}.

Après étude expérimentale on constate qu'on peut définir 27 règles de contrôle sont définis

règle		$X_{s,in}$		$\Delta X_{s,out}$		$T_{g,in}$		Δm_f
1	si	bas	et	<i>Positif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Zéro</i>
2	si	moyen	et	<i>Positif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Grand</i>
3	si	Haut	et	<i>Positif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Très grand</i>
4	si	Bas	et	<i>Zéro</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Grand</i>
5	si	Moyen	et	<i>Zéro</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Grand</i>
6	si	Haut	et	<i>Zéro</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Très grand</i>
7	si	Bas	et	<i>Négatif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Grand</i>
8	si	Moyen	et	<i>Négatif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Très grand</i>
9	si	Haut	et	<i>Négatif</i>	et	<i>Bas</i>	alors	<i>Très grand</i>
10	si	Bas	et	<i>Positif</i>	et	<i>Bonne</i>	alors	<i>Petit</i>
11	si	Moyen	et	<i>Positif</i>	et	<i>Bonne</i>	alors	<i>Zéro</i>

12	si	Haut	et	Positif	et	Bonne	alors	Grand
13	si	Bas	et	Zéro	et	Bonne	alors	Zéro
14	si	Moyen	et	Zéro	et	Bonne	alors	Grand
15	si	Haut	et	Zéro	et	Bonne	alors	Grand
16	si	Bas	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
17	si	Moyen	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
18	si	Haut	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
19	si	Bas	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
20	si	Moyen	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
21	si	Haut	et	Positif	et	Haut	alors	petit
22	si	Bas	et	Zéro	et	Haut	alors	Petit
23	si	Moyen	et	Zéro	et	Haut	alors	Zéro
24	si	Haut	et	Zéro	et	Haut	alors	Zéro
25	si	Bas	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
26	si	Moyen	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
27	si	Haut	et	Positif	et	Haut	alors	Grand

Tableau (4.1) : Les règles de base pour le contrôleur hybride défini dans la figure (4.7)

Pour le contrôleur hybride qui est décrit dans la figure (4.7), l'humidité du produit en entrée et en sortie doivent être mesurées on-line en utilisant des capteurs d'humidité.

Le contrôleur FLC donne comme sortie un changement dans le débit du carburant, ce dernier est ajouté à la valeur de référence précédente, pour introduire une nouvelle valeur de référence pour le débit du carburant.

Le contrôleur FLC fonctionne dans les conditions où le taux d'humidité en entrée du produit varie entre 2.5m% et 4m% et la valeur d'humidité en sortie varie entre 0m% et 0.1m%, le but recherché par le contrôle c'est d'obtenir 0m% à la sortie du processus.

L'étude expérimentale permet de définir la forme des fonctions d'appartenance :

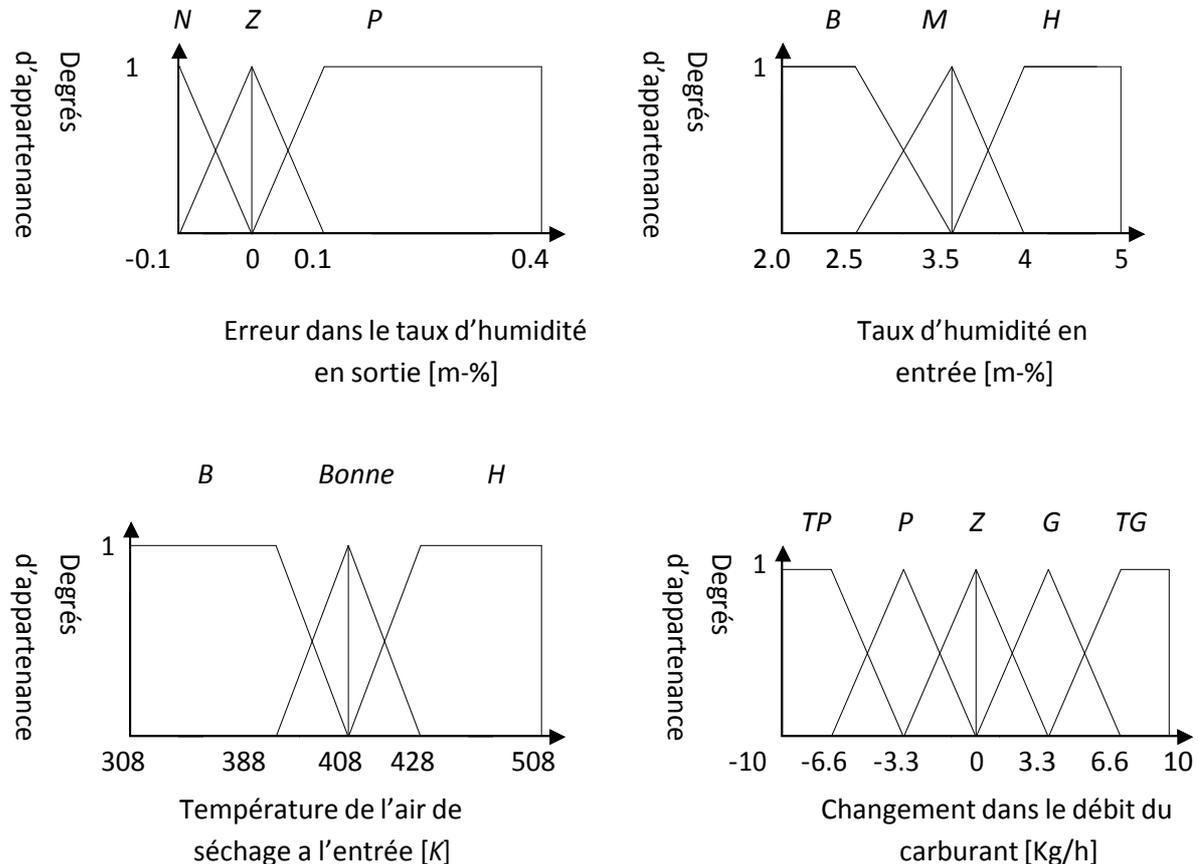


Fig. (4.8) Forme des fonctions d'appartenance

Etape5 : Choix de la méthode de defuzzification :

Il existe plusieurs méthodes de defuzzification et le choix d'une méthode dépend surtout du genre d'application qu'on veut contrôler.

La méthode du centre de gravité est la plus utilisée dans le contrôle flou. Elle est utilisée pour transformer les valeurs floues en des valeurs numériques, pour contrôler la vanne motorisée qui actionne le débit du carburant et la vitesse de rotation de la vis de transport qui est corrélée avec le débit du produit.

Etape 6 : Simulation :

Le système de contrôle a été réalisé avec SIMULINK et le contrôleur flou avec MATLAB FUZZY LOGIC TOOLBOX.

****Tuning du FLC :**

L'objectif du tuning c'est d'obtenir une réponse sans dépassement sans oscillation et avec une erreur négligeable à l'état d'équilibre.

Le tuning du FLC est basé sur la modification des paramètres de conception, ISOMURU [53] a défini le tuning comme suit :

-Les facteurs d'échelle des variables d'entrées et sorties :

Décrit la normalisation des entrées et la dénormalisation des sorties qui correspondent aux coefficients proportionnels dans le contrôleur. Ces facteurs ont une grande influence sur la dynamique du système en boucle fermée c'est-à-dire le temps de montée, l'amplitude des oscillations, le dépassement etc.

-Le groupe de règles de contrôle :

Le nombre des règles de contrôle le poids assigné à n'importe quelle règle peuvent être modifiés.

-Les fonctions d'appartenance des variables :

La forme et l'emplacement et l'échelle des fonctions d'appartenance peuvent influencer les performances du contrôle.

Les paramètres de conception du FLC peuvent être réglés on-line ou off line. Les principes de base de chaque méthode sont présentés dans les figures (4.9) et (4.10) :

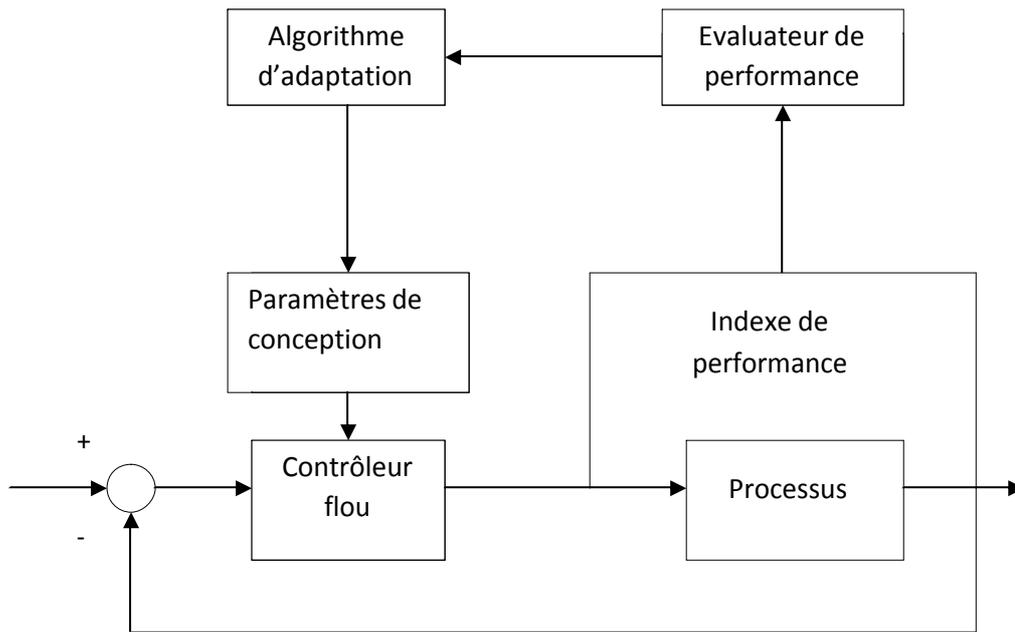


Fig (4.9): On-line tuning du FLC

Le tuning on-line est fait par l'ajout d'une autre construction au système de contrôle de manière à modifier les paramètres de conception durant l'opération de contrôle.

Selon ISOMURU [52], le tuning on-line est composé d'un évaluateur de performances qui sert à détecter les changements dans le processus en utilisant un système d'identification ou un système basé sur des données mesurées du processus, et d'un algorithme d'adaptation qui sert à mettre en œuvre les changements dans les paramètres de conception, en utilisant un index de performances.

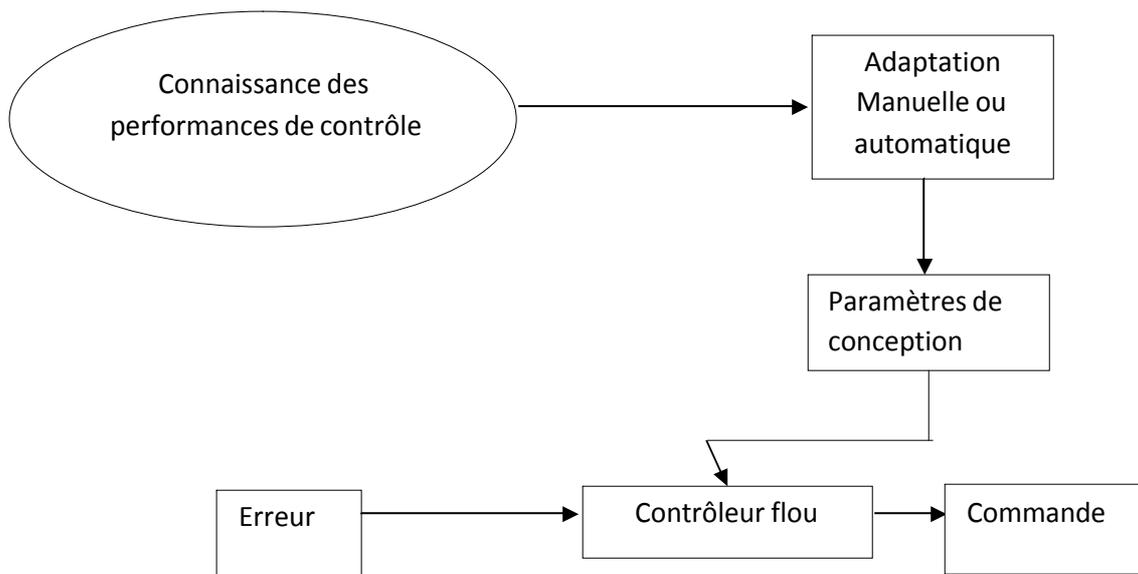


Fig (4.10): tuning off-line du FLC

Dans le tuning of line il n y a pas un retour en temps réel. Le principe de base, est d'utiliser les informations reçues de la part des experts du processus pour savoir comment contrôler le processus.

2.4. Développement d'un contrôleur flou avec un self tuning du facteur de normalisation :

Cette technique a été proposée par MUDI et PAL [54]. Cette méthode a été appliquée dans le contrôle du sécheur rotatif (Leena Yliniemi *et al*) [55]. La motivation de la recherche de MAUDI et PAL s'explique par l'observation que l'opérateur humain essaye toujours de manipuler les entrées du processus (sorties du contrôleur) en ajustant les paramètres du contrôleur suivant l'état du processus. La stratégie de manipulation exacte de la part de l'opérateur humain est très complexe et probablement il n'y à pas un modèle mathématique qui peut remplacer l'opérateur avec précision.

Cette technique de contrôle est basée sur le tuning dynamique du contrôleur en ajustant sa sortie à chaque période d'échantillonnage par la mise à jour d'un facteur α . La valeur de α est déterminée par un modèle flou qui a comme entrée l'erreur e et le changement dans l'erreur Δe .

La structure de ce contrôleur est représentée dans la figure (4.11).

Dans ce modèle, la sortie du contrôleur est modifiée par un mécanisme de self-tuning.

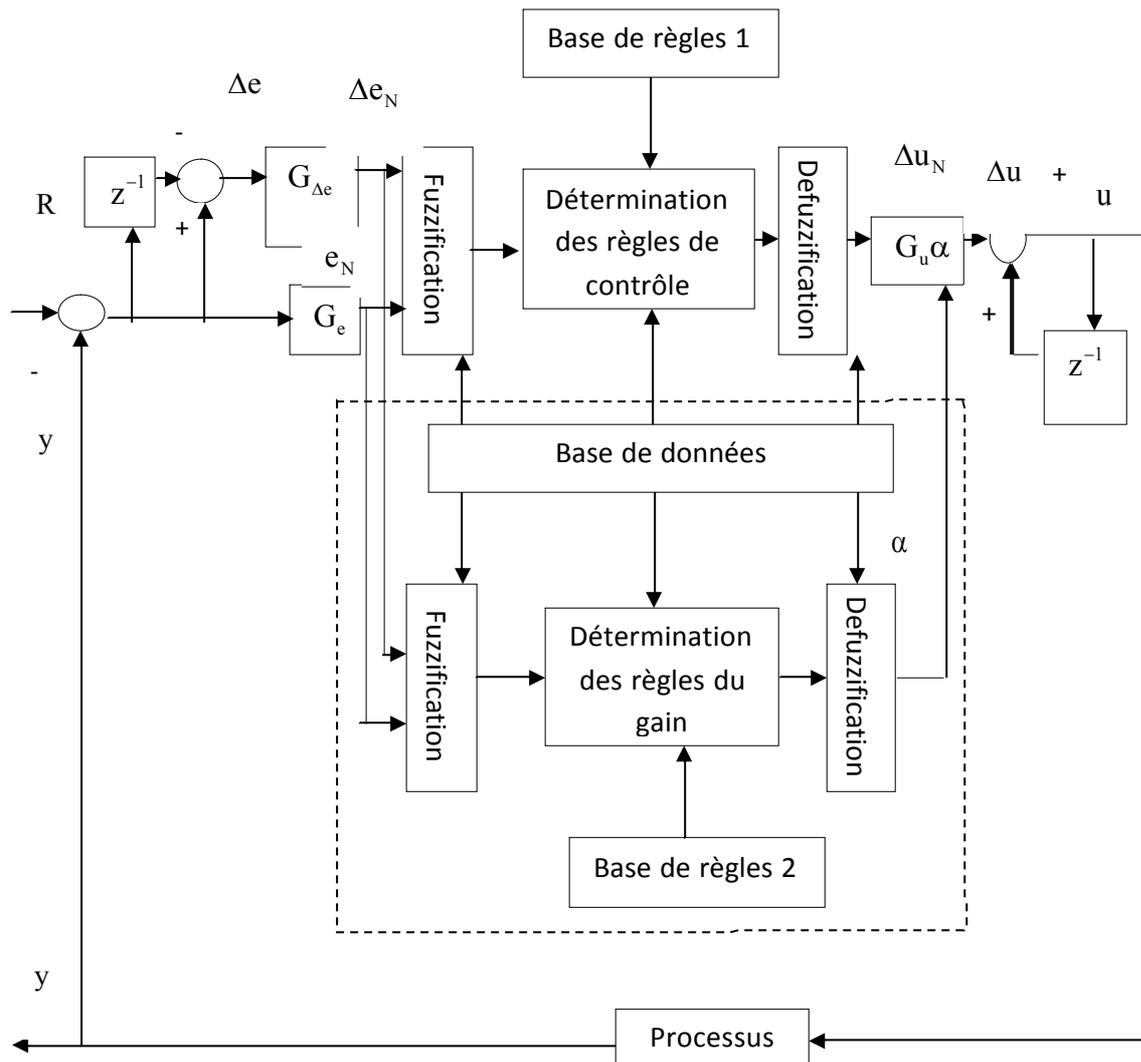


Figure (4.10) : Schéma bloc du contrôleur STFPI

Les fonctions d'appartenance pour les entrées du contrôleur (e et Δe) et la sortie (Δu) sont définis dans l'intervalle normalisé $[-1,1]$, alors que les fonctions d'appartenance pour α sont définis dans le domaine normalisé $[0,1]$.

On utilise des fonctions d'appartenance de type triangulaire, comme il est montré dans la figure (4.12).

A partir du schéma bloc on peut déduire :

$$e_N = G_e * e \quad (4.11)$$

$$\Delta e_N = G_{\Delta e} * \Delta u_N \quad (4.12)$$

$$\Delta u = \alpha * G_{\Delta e} * \Delta u_N \quad (4.13)$$

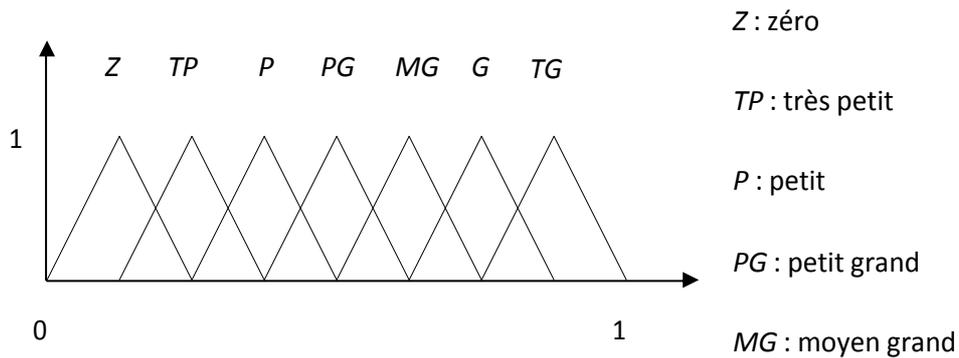
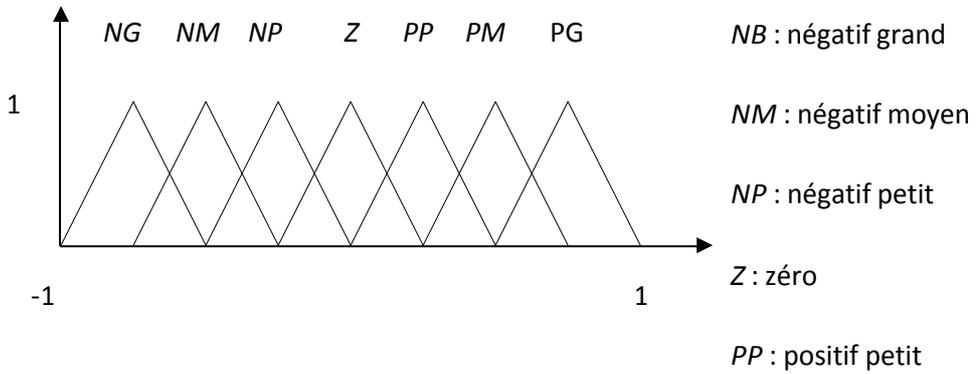


Fig. (4.12) les fonctions d'appartenance

L'action PI dans ce contrôleur est décrite par l'équation suivante :

$$u(k) = u(k - 1) + \Delta u(k) \quad (4.14)$$

Dans cette équation k est l'instant d'échantillonnage et Δu est le changement incrémental dans la sortie du contrôleur, cette sortie est déterminée par des règles floues sous la forme suivante :

$$R_{PI} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \Delta u \text{ est } \Delta U$$

Les règles de base pour calculer Δu sont démontrées dans le tableau (4.2).

Le facteur de la mise à jour du gain α est calculé par des règles floues sous la forme suivante :

R_{α} : **SI e est E et Δe est ΔE alors α est α**

Le tableau (4.3) montre les règles de base pour calculer α

E	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PB
Δe							
NB	NG	NG	NG	NM	NP	NP	Z
NM	NG	NM	NM	NM	NP	Z	PP
NP	NG	NM	NP	NS	Z	PP	PM
Z	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
PP	NM	NS	Z	PP	PP	PM	PG
PM	NP	Z	PP	PM	PM	PM	PG
PB	Z	PP	PP	PM	PG	PG	PG

Tableau (4.2) : règles floues pour le contrôle de Δu

E	NG	NM	NP	Z	PS	PM	PG
Δe							
NG	TG	TG	TG	G	PG	P	Z
NM	TG	TG	G	G	MG	P	TP
NP	TG	TG	G	TG	TP	P	TP
Z	P	PG	MG	Z	MG	PG	P
PP	TP	P	TP	TG	G	MG	TG
PM	TP	P	MG	G	G	TG	TG

<i>PG</i>	<i>Z</i>	<i>P</i>	<i>PG</i>	<i>G</i>	<i>TG</i>	<i>TG</i>	<i>TG</i>
-----------	----------	----------	-----------	----------	-----------	-----------	-----------

Tableau (4.3) : règles floues pour le contrôle de α

La procédure à suivre pour régler le contrôleur est la suivante :

Etape1 :

Régler les sorties du STPIC en supposant que $\alpha = 1$, c'est-à-dire on a un FPIC (*FUZZY-PI-CONTROLLER*), pour faire cette tâche. Il faut choisir G_e de telle façon que l'erreur normalisée (e_N) varie dans l'intervalle normalisé $[-1,1]$. Après $G_{\Delta e}$ et G_u sont réglés pour rendre la réponse transitoire du système raisonnable.

A la fin de cette étape on obtient un bon contrôleur sans le self tuning et ce contrôleur devient un point initial pour le STFPIC dans l'étape2.

Etape2 :

- Mettre G_u trois fois plus grandes que dans le FPIC (etape1).
- Laisser les valeurs de G_e et ΔG_e similaire que dans le FPIC (etape1).

S'il est nécessaire, ajuster G_u du STFPIC pour produire un temps de montée identique a celui du FPIC obtenu dans l'étape1.

Etape3 :

On ajuste les règles de contrôle pour le calcul de α , jusqu'à l'obtention de la réponse désirée.

3. Procédure de conception du FLC pour le sécheur rotatif :

Le contrôle du sécheur rotatif est très difficile à cause de la longueur du temps mort, le temps de stabilisation du système et des perturbations qui se présentent sur le taux d'humidité en entrée et sur le débit de la matière.

L'utilisation de la logique floue dans le contrôle d'un sécheur rotatif a comme avantages:

- Elle permet d'éviter le développement d'un modèle mathématique pour le sécheur alors ceci indique l'économie dans le temps.

- Elle aide à la caractérisation du processus, puisque elle permet de déterminer tous les variables qui ont une influence sur le système (entrées, sorties, bruits).

La modélisation réalisée dans le chapitre précède nous à montrer que la principale variable à contrôler est l'humidité de la matière à la sortie du sécheur. En plus, on a manipuler les variables suivantes :

- 1- La température de l'air de séchage qui a une relation avec le débit du carburant dans la chambre de combustion.
- 2- La vitesse du solide qui a une relation avec la vitesse de rotation du convoyeur a vis.

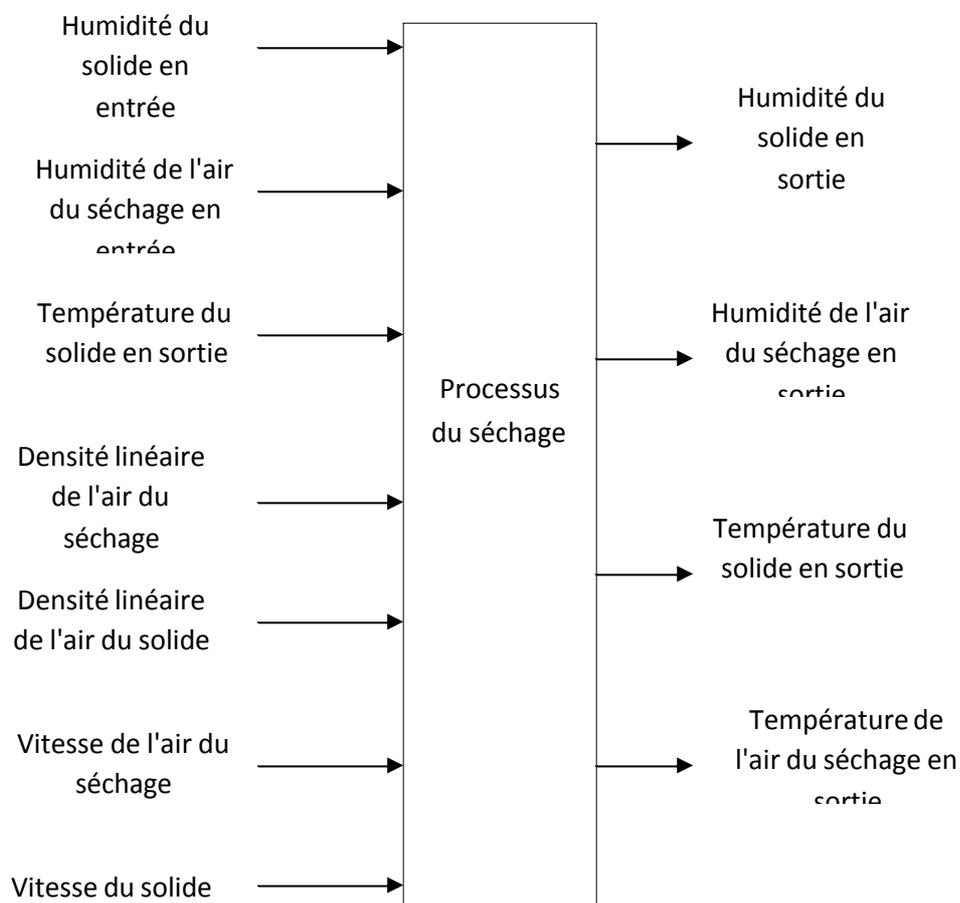


Figure (4.13): les variables d'entrées et sorties du processus

La méthode de centre de gravité est utilisée pour transformer les valeurs floues en valeurs numériques.

Les relations mathématiques entre le système et le STFLC sont:

$$e_N = G_e * e \quad (4.15)$$

$$\Delta e_n = G_{\Delta e} * \Delta e \quad (4.16)$$

$$\Delta u = \alpha * G_{1\Delta u} * \Delta u_N \quad (4.17)$$

L'équation (4.14) est modifiée pour obtenir le contrôleur PID flou :

$$u = G_{2\Delta u} * \Delta u + \int \Delta u * dt \quad (4.18)$$

La procédure de réglage du contrôleur SELF TUNNING PID FUZZY est comme suit:

Etape1:

Poser $\alpha = 0$ et $G_{2\Delta u} = 0$ (c'est à dire PI flou), choisir G_e de telle façon que l'erreur normalisée e_N couvre presque le domaine $[-1,1]$, après ajuste $G_{\Delta e}$ et $G_{1\Delta u}$ pour avoir une bonne réponse.

Etape2:

Garde les mêmes valeurs de G_e et $G_{\Delta e}$ que dans l'étape précédente et on ajuste $G_{1\Delta u}$ et $G_{2\Delta u}$ pour obtenir le minimum d'erreur entre la référence et la valeur mesurée.

C'est-à-dire ajuste pour minimiser IAE (integral absolut error) l'erreur.

Etape3:

On garde les mêmes valeurs de $G_{1\Delta e}$ et $G_{2\Delta e}$ et on ajuste $G_{\Delta e}$ pour minimiser IAE. Dans cette étape, si la valeur de $G_{\Delta e}$ est modifiée alors on revient a l'etape2.

**** La vitesse du solide comme variable auxiliaire a manipulé:**

Le contrôleur mentionné ci-dessus donne de bons résultats dans les simulations mais dans plusieurs cas, on doit utiliser la valeur maximale (673K) et minimale (323K) de la température de l'air du séchage et même avec l'introduction de ces valeurs les résultats ne sont pas satisfaisants. Il est donc possible d'utiliser la vitesse du solide comme une entrée auxiliaire quand on peut le faire.

Un autre contrôleur peut être utilisé lorsqu'il n'est pas possible d'atteindre le but du contrôle c'est-à-dire lorsque l'humidité de la matière n'atteint pas la valeur désirée.

Les entrées de ce contrôleur sont l'erreur et la dérivée de l'erreur. La sortie est la vitesse du solide. Un contrôleur STFPID de type SUGENO est indiqué dans ce cas.

Les fonctions d'appartenance sont décrites dans le tableau (4.4), et la sortie du contrôleur est déterminée par les règles floues qui ont la forme suivante:

$$R_{\alpha} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \Delta u \text{ est } \Delta U$$

Le facteur de mise à jour α est calculé par les règles floues qui ont la forme suivante:

$$R_{\alpha} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \alpha \text{ est } A$$

e	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
Δe							
NG	-1	-1	-1	-0.6667	-0.3333	-0.3333	0
NM	-1	-0.6667	-0.6667	-0.6667	-0.3333	0	0.3333
NS	-1	-0.6667	-0.3333	-0.3333	0	0.3333	0.3333
Z	-1	-0.6667	-0.3333	0	0.3333	0.6667	1
PP	-0.6667	-0.3333	0	0.3333	0.3333	0.6667	1
PM	-0.3333	0	0.6667	0.6667	0.6667	0.6667	1
PG	0	0.3333	0.6667	0.6667	1	1	1

Tableau (4.4): règles floues du PID flou

e	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
Δe							
NG	0.875	0.875	0.875	0.75	0.5	0.325	0.125
NM	0.875	0.875	0.75	0.75	0.625	0.325	0.25
NS	0.875	0.625	0.75	0.825	0.25	0.325	0.25

Z	0.325	0.5	0.625	0.125	0.625	0.5	0.325
PP	0.25	0.325	0.25	0.825	0.75	0.625	0.875
PM	0.25	0.325	0.625	0.75	0.75	0.875	0.875
PG	0.125	0.325	0.5	0.75	0.875	0.875	0.875

Tableau (4.5): règles floues du self tuning

Le système de contrôle avec la variable auxiliaire présente un grand problème d'interaction entre le contrôleur qui a la température de l'air du séchage comme variable à manipuler et le contrôleur qui a la vitesse des solides comme variable à manipuler. Il est donc nécessaire d'introduire un système de supervision.

Le superviseur a comme entrée la valeur de la première crête (peak) tandis que les sorties sont les facteurs $G_{1\Delta u}$ et $G_{2\Delta u}$.

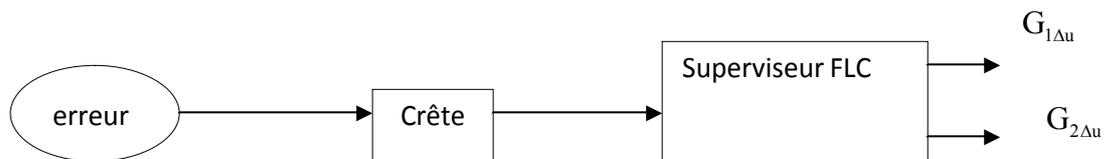


Figure (4.13): superviseur FLC

Fonctions d'appartenance	domaine
Négatif 7 (N7)	(-0.8,-0.6,-0.576,-0.462)
Négatif 6 (N6)	(-0.576,-0.7621,-0.351)
Négatif 5 (N5)	(-0.462,-0.351,-0.241)
Négatif 4 (N4)	(-0.351,-0.241,-0.132)
Négatif 3 (N3)	(-0.241,-0.132,-0.0994)
Négatif 2 (N2)	(-0.132,-0.0994,-0.0665)
Négatif 1 (N1)	(-0.00664,-0.0665,-0.0334)

Zéro (Z)	(-0.0665,-0.0334,0.334,0.0665)
Positif 1(P1)	(0.00994, 0.0665, 0.0334)
Positif 2(P2)	(0.0665, 0.0994, 0.132)
Positif 3(P3)	(0.0994,0.132,0.241)
Positif 4(P4)	(0.132,0.241, 0.351)
Positif 5(P5)	(0.241,0.351, 0.462)
Positif 6(P6)	(0.351,0.462, 0.576)
Positif 7(P7)	(0.462,0.576, 0.6, 0.8)

Tableau (4.6):fonctions d'appartenance du contrôleur superviseur

Si peak est N7 alors $G_{1\Delta u}$ est 30 et $G_{2\Delta u}$ est 290
Si peak est N6 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 310
Si peak est N5 alors $G_{1\Delta u}$ est 28 et $G_{2\Delta u}$ est 280
Si peak est N4 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 170
Si peak est N3 alors $G_{1\Delta u}$ est 22 et $G_{2\Delta u}$ est 200
Si peak est N2 alors $G_{1\Delta u}$ est 23 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est N1 alors $G_{1\Delta u}$ est 25 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est Z alors $G_{1\Delta u}$ est 6 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est P1 alors $G_{1\Delta u}$ est 21 et $G_{2\Delta u}$ est 360
Si peak est P2 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 320
Si peak est P3 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 210

Si peak est P4 alors $G_{1\Delta u}$ est 30 et $G_{2\Delta u}$ est 270
Si peak est P5 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 300
Si peak est P6 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 290
Si peak est P7 alors $G_{1\Delta u}$ est 29 et $G_{2\Delta u}$ est 300

Tableau (4.7):les règles floues du superviseur

2.3. Contrôleur flou pour un sécheur rotatif industriel :

La logique floue représente un grand avantage dans la conception de contrôleurs, lorsque le processus n'a pas un modèle mathématique connu ou que le processus est trop complexe c'est-à-dire hautement non linéaire et trop sensible dans sa région de fonctionnement.

Comme les méthodes de contrôle classiques ne sont pas fiables avec les processus industriels complexes, la logique floue est une très bonne approche pour améliorer le contrôle du système, la figure suivante montre bien ce qu'on veut dire :

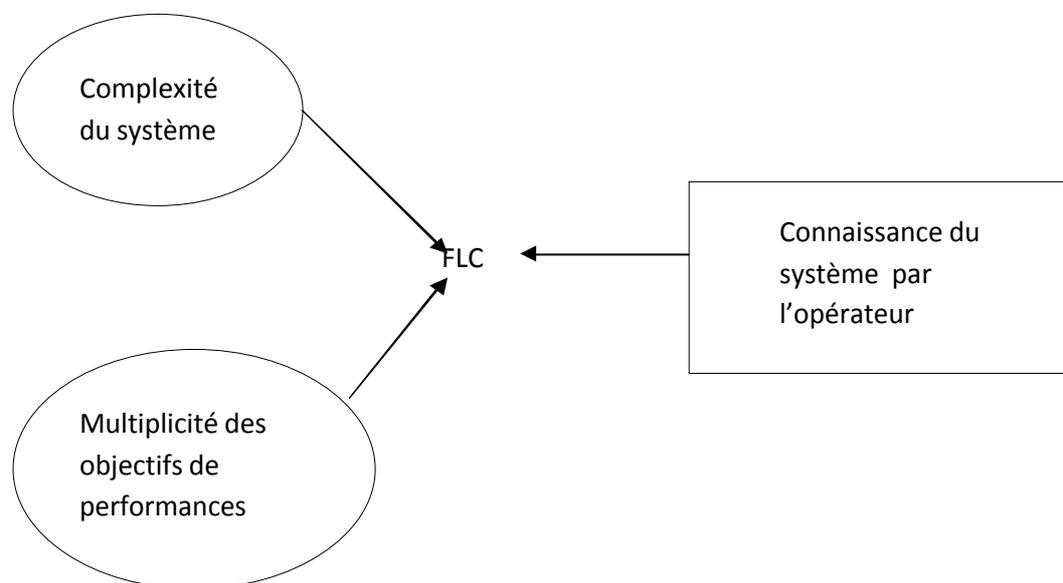


Fig. (4.3) : raisons pour l'utilisation de la logique floue

2.3.1 Conception du contrôleur flou :

La configuration d'un contrôleur flou nécessite la présence des composantes suivantes :

- Le fuzzificateur.
- La base de connaissance du système qui contient :
 - La base de données et les règles floues.
 - La logique de décision.
- Le defuzzificateur.

Ceci est illustré dans la figure suivante :

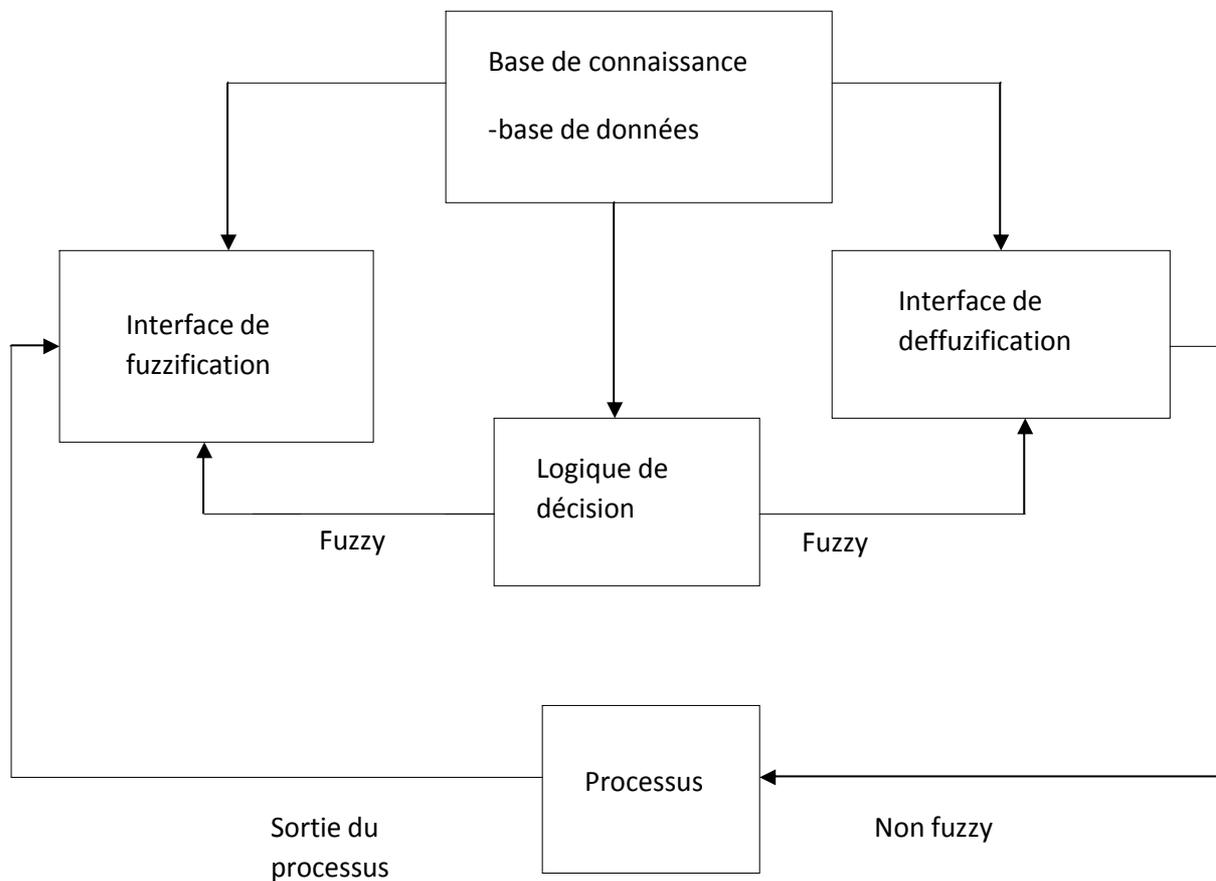


Fig (4.3) : Configuration d'un contrôleur flou

L'interface de fuzzification reçoit les mesures des variables d'entrées en temps réel et les transforme par l'intermédiaire des fonctions d'appartenance en des valeurs floues qui varient dans des univers de discours bien déterminés.

Chaque entrée a au mois une valeur linguistique ou étiquette dans l'ensemble flou et chaque fonction d'appartenance détermine l'intervalle de chaque étiquette.

La base de connaissance inclue une base de données qui fournit des définitions nécessaires comme le type des fonctions d'appartenance et une base de règles qui nous aide à caractériser le contrôle.

La logique de décision nous aide à choisir les règles à utiliser pour la vérification.

Finalement, le defuzzificateur des valeurs non fuzzy pour les sorties du contrôleur. La méthode de defuzzification la plus utilisée est la méthode du centre de gravité.

Pour obtenir un bon contrôle, on utilise la méthode de contrôle proposé par Manikopoulos et al [51] qui est appliquée pour la conception d'un contrôleur FLC pour le sécheur rotatif.

Etape1 : Définitions des exigences utilitaires du système :

Comme on a vu précédemment le contrôle feedback PI n'est pas suffisant pour contrôler le taux d'humidité du produit dans le sécheur rotatif, a cause de la présence des temps de retards.

Le système de contrôle Feedback Feedforward améliore un peu les performances du contrôle, mais il est très difficile à résoudre a cause de la difficulté qu'on rencontre dans la conception du modèle pour le contrôleur Feedforward.

On peut utiliser un FLC d'une façon directe ou l'intégrer dans un contrôleur hybride qui contient par exemple un PID.

Etape2 : Définition des paramètres du système :

L'analyse de la sensibilité, dans le chapitre précédent nous a montré que :

- La principale variable à contrôler est le taux d'humidité du produit.
- La principale variable à manipuler est le débit du carburant et le débit de la matière comme une variable auxiliaire.
- La source principale des perturbations est le taux d'humidité initiale de la matière.

Etape3 : Définition des paramètres de la partie floue du contrôleur :

Les variables d'entrées et de sorties suivantes sont utilisées :

Simulation :

Pour FLC directe :

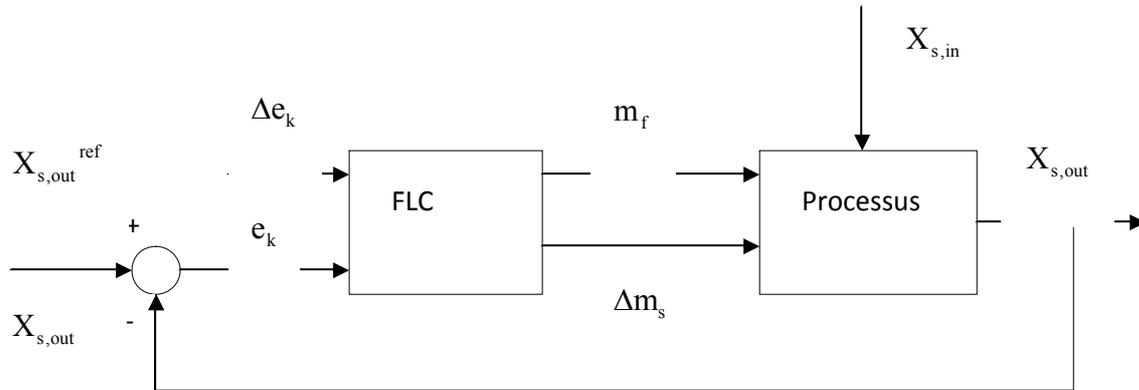


Fig. (4.5) structure du FLC direct

Entrées :

- Erreur sur le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Changement dans l'erreur Δe_k (entrée2).

Sorties :

- Débit du carburant m_f (sortie1).
- Changement dans le débit de la matière Δm_s (sortie2).

Pour le contrôleur hybride :

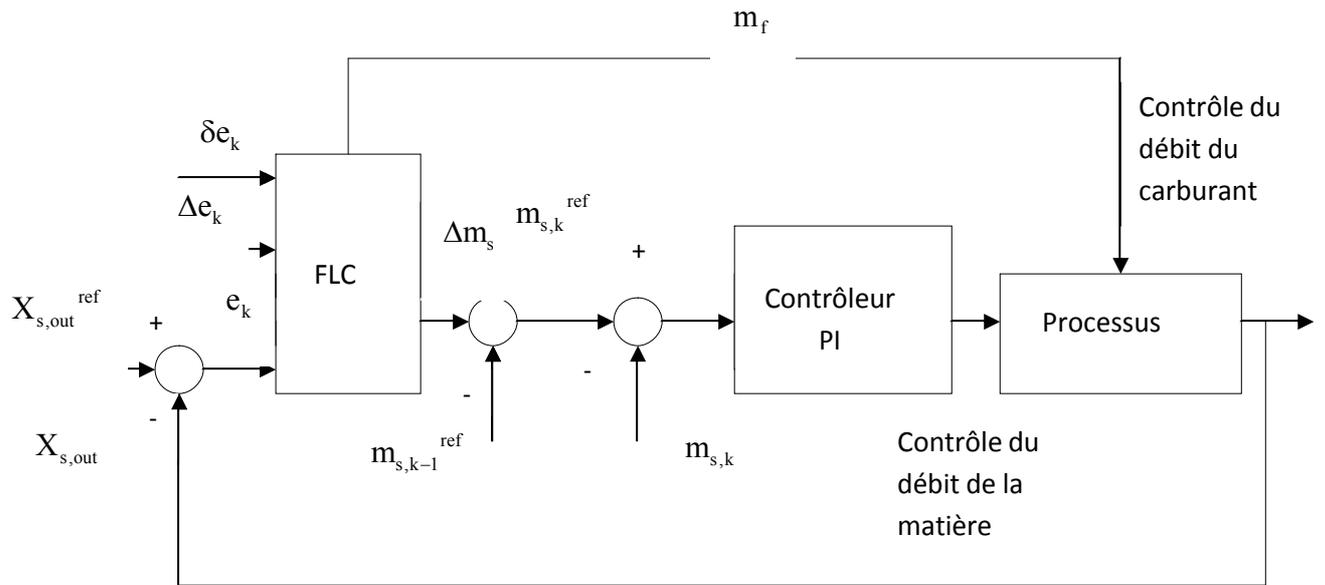


Fig. (4.6) structure du contrôleur hybride FLC+PI

Entrée :

- Erreur dans le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Changement dans l'erreur Δe_k (entrée2).
- Somme d'erreur δe_k (entrée3).

Sorties :

- Débit du carburant (sortie1).
- Changement dans le débit de la matière (sortie2).

Contrôleur flou expérimental proposé par Leena yliniemi [1] :

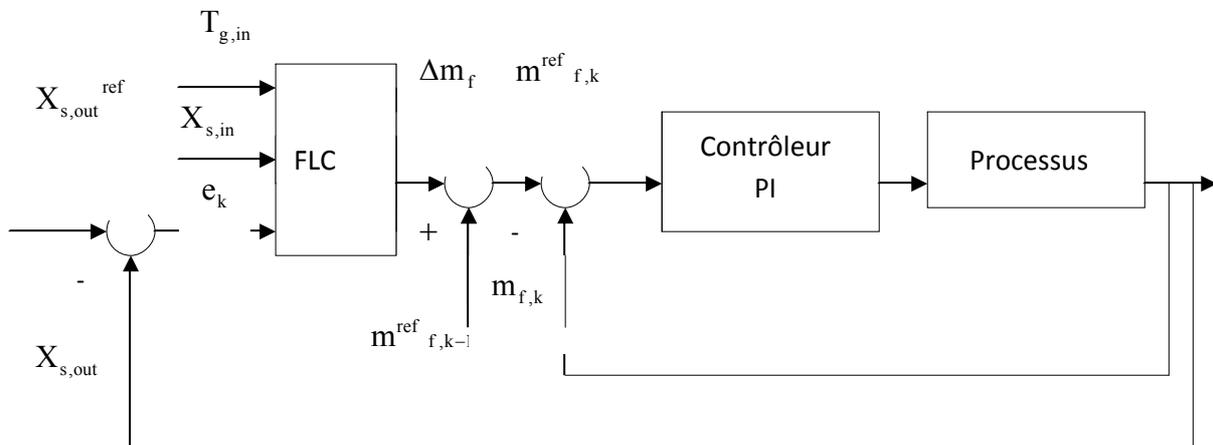


Fig. (4.7) structure du contrôle hybride FLC/PI utilisé dans l'étude expérimentale proposée dans la référence [1]

Entrées :

- Erreur dans le taux d'humidité du produit e_k (entrée1).
- Taux d'humidité initiale du produit. (entrée2).
- Température de l'air du séchage en entrée. (entrée3).

Sortie :

- Changement dans le débit du carburant (sortie).

Ou :

$$e_k = X_{s,out}^{ref} - X_{s,out} \quad (4.9)$$

Et
$$de_k = \sum_{i=1}^{k-1} e_i \quad (4.10)$$

Pour la fuzzification, les entrées et les sorties du FLC sont divisées par les classes floues suivantes :

NG: négative grand.

N: negative.

NP: négative petit.

NTP: négative très petit.

Z: zéro.

PTP: positif très petit.

PP : positive petit.

P : petit.

PG : positive grand.

B : bas.

M : moyen

H : haut.

TP : très petit.

P : petit.

G : grand.

TG : très grand.

Pour le type des fonctions d'appartenance, les auteurs utilisent la forme trapézoïdale et la forme triangulaire. Et pour la fuzzification ils utilisent la méthode de MIN-MAX.

Etape4 : Formulation des règles de contrôle :

Il est préférable de choisir une petite base de règles pour le FLC, et cela afin de faciliter la procédure de réglage, et spécialement quand on veut rendre effectif la première solution floue pour une application (VON ALTROCK) [52].

Dans cette étude, un choix similaire pour garder le nombre des fonctions d'appartenance dans la plus réduite des valeurs. Les règles de base qui définissent le contrôle du processus sont les suivantes :

***Cas simulation :**

Pour le FLC direct :

Si *entrée1* est {PG, P, PP, PTP, Z, NTP, NP, N, NG} **et** *entrée2* est {P, Z, N} **alors** *sortie1* est {H, M, B}.

Pour le contrôleur hybride :

Si *entrée1* est {PG, G, Z, N, NG} **et** *entrée2* est {P, Z, N} **et** *entrée3* est {G, Z, P} **alors** *sortie1* est {H, M, B} **et** *sortie2* est {G, Z, P}.

***Cas du contrôleur expérimental :**

Si *entrée1* est {P, Z, N} **et** *entrée2* est {H, M, B} **et** *entrée3* est {H, BONNE, B} **alors** *la sortie* est {TG, G, Z, P, TP}.

Après étude expérimentale on constate qu'on peut définir 27 règles de contrôle sont définis.

règle		$X_{s,in}$		$\Delta X_{s,out}$		$T_{g,in}$		Δm_f
1	si	bas	et	Positif	et	Bas	alors	Zéro
2	si	moyen	et	Positif	et	Bas	alors	Grand
3	si	Haut	et	Positif	et	Bas	alors	Très grand
4	si	Bas	et	Zéro	et	Bas	alors	Grand
5	si	Moyen	et	Zéro	et	Bas	alors	Grand
6	si	Haut	et	Zéro	et	Bas	alors	Très grand
7	si	Bas	et	Négatif	et	Bas	alors	Grand
8	si	Moyen	et	Négatif	et	Bas	alors	Très grand
9	si	Haut	et	Négatif	et	Bas	alors	Très grand
10	si	Bas	et	Positif	et	Bonne	alors	Petit
11	si	Moyen	et	Positif	et	Bonne	alors	Zéro

12	si	Haut	et	Positif	et	Bonne	alors	Grand
13	si	Bas	et	Zéro	et	Bonne	alors	Zéro
14	si	Moyen	et	Zéro	et	Bonne	alors	Grand
15	si	Haut	et	Zéro	et	Bonne	alors	Grand
16	si	Bas	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
17	si	Moyen	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
18	si	Haut	et	Négatif	et	Bonne	alors	Grand
19	si	Bas	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
20	si	Moyen	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
21	si	Haut	et	Positif	et	Haut	alors	petit
22	si	Bas	et	Zéro	et	Haut	alors	Petit
23	si	Moyen	et	Zéro	et	Haut	alors	Zéro
24	si	Haut	et	Zéro	et	Haut	alors	Zéro
25	si	Bas	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
26	si	Moyen	et	Positif	et	Haut	alors	Petit
27	si	Haut	et	Positif	et	Haut	alors	Grand

Tableau (4.1) : Les règles de base pour le contrôleur hybride défini dans la figure (4.7)

Pour le contrôleur hybride qui est décrit dans la figure (4.7), l'humidité du produit en entrée et en sortie doivent être mesurées on-line en utilisant des capteurs d'humidité.

Le contrôleur FLC donne comme sortie un changement dans le débit du carburant, ce dernier est ajouté à la valeur de référence précédente, pour introduire une nouvelle valeur de référence pour le débit du carburant.

Le contrôleur FLC fonctionne dans les conditions où le taux d'humidité en entrée du produit varie entre 2.5m% et 4m% et la valeur d'humidité en sortie varie entre 0m% et 0.1m%, le but recherché par le contrôle c'est d'obtenir 0m% à la sortie du processus.

L'étude expérimentale permet de définir la forme des fonctions d'appartenance :

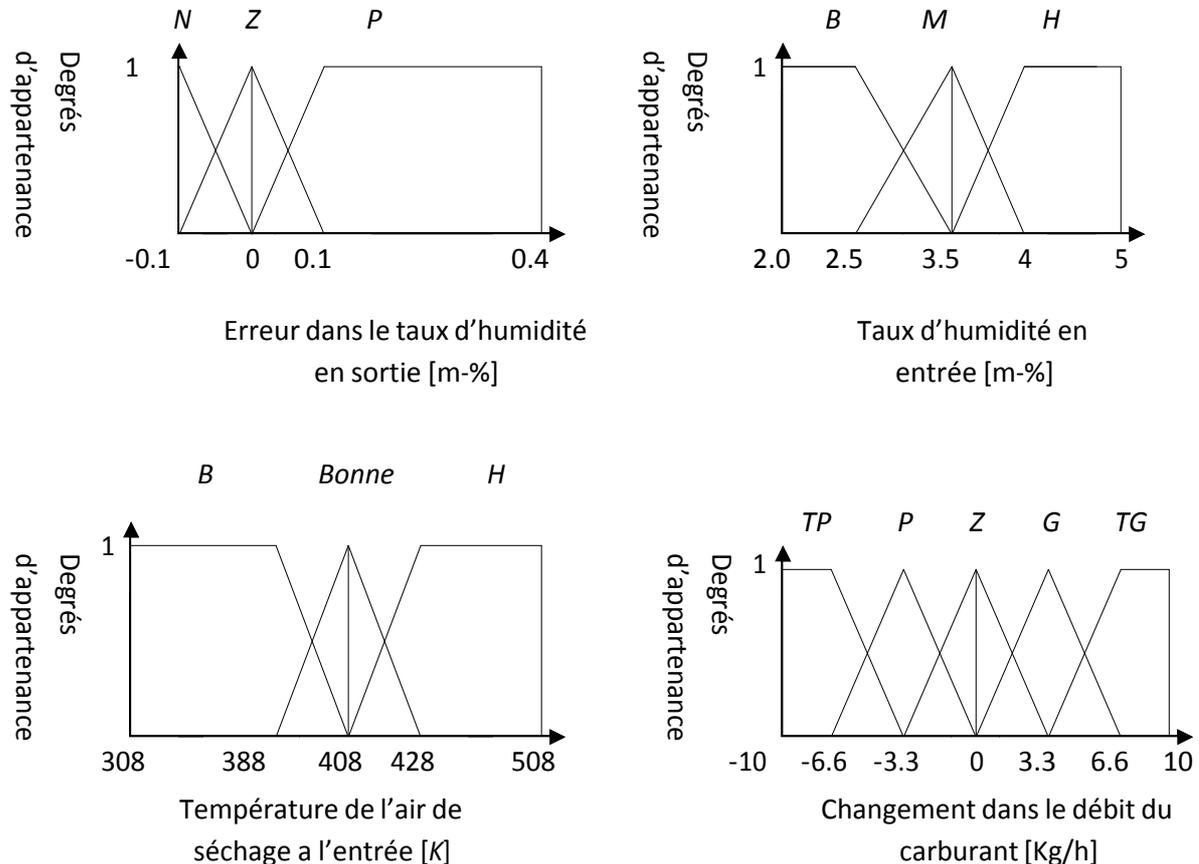


Fig. (4.8) Forme des fonctions d'appartenance

Etape5 : Choix de la méthode de defuzzification :

Il existe plusieurs méthodes de defuzzification et le choix d'une méthode dépend surtout du genre d'application qu'on veut contrôler.

La méthode du centre de gravité est la plus utilisée dans le contrôle flou. Elle est utilisée pour transformer les valeurs floues en des valeurs numériques, pour contrôler la vanne motorisée qui actionne le débit du carburant et la vitesse de rotation de la vis de transport qui est corrélée avec le débit du produit.

Etape 6 : Simulation :

Le système de contrôle a été réalisé avec SIMULINK et le contrôleur flou avec MATLAB FUZZY LOGIC TOOLBOX.

****Tuning du FLC :**

L'objectif du tuning c'est d'obtenir une réponse sans dépassement sans oscillation et avec une erreur négligeable à l'état d'équilibre.

Le tuning du FLC est basé sur la modification des paramètres de conception, ISOMURU [53] a défini le tuning comme suit :

-Les facteurs d'échelle des variables d'entrées et sorties :

Décrit la normalisation des entrées et la dénormalisation des sorties qui correspondent aux coefficients proportionnels dans le contrôleur. Ces facteurs ont une grande influence sur la dynamique du système en boucle fermée c'est-à-dire le temps de montée, l'amplitude des oscillations, le dépassement etc.

-Le groupe de règles de contrôle :

Le nombre des règles de contrôle le poids assigné à n'importe quelle règle peuvent être modifiés.

-Les fonctions d'appartenance des variables :

La forme et l'emplacement et l'échelle des fonctions d'appartenance peuvent influencer les performances du contrôle.

Les paramètres de conception du FLC peuvent être réglés on-line ou off line. Les principes de base de chaque méthode sont présentés dans les figures (4.9) et (4.10) :

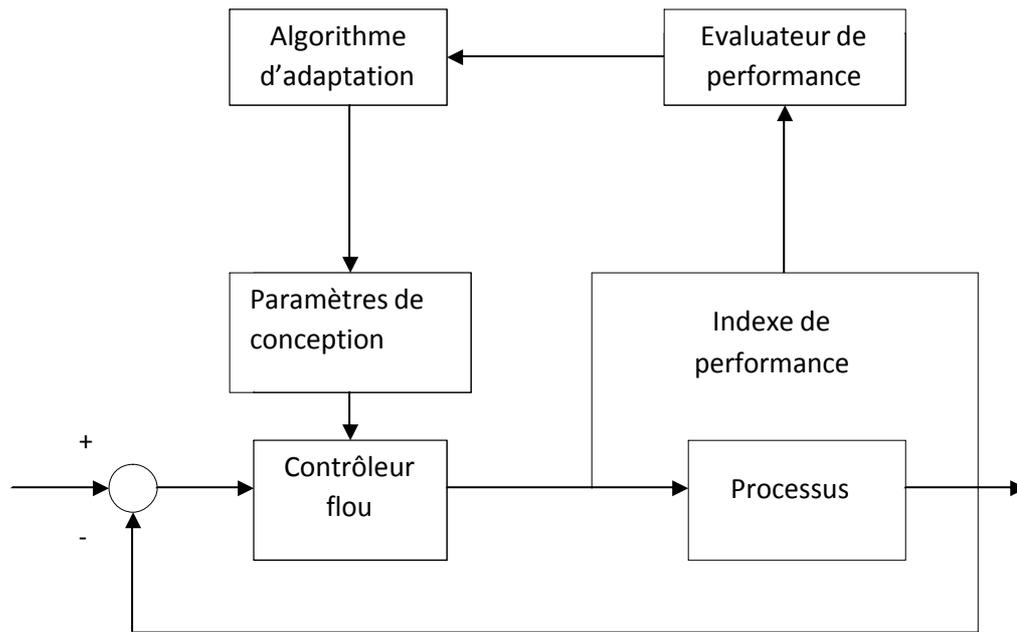


Fig (4.9): On-line tuning du FLC

Le tuning on-line est fait par l'ajout d'une autre construction au système de contrôle de manière à modifier les paramètres de conception durant l'opération de contrôle.

Selon ISOMURU [52], le tuning on-line est composé d'un évaluateur de performances qui sert à détecter les changements dans le processus en utilisant un système d'identification ou un système basé sur des données mesurées du processus, et d'un algorithme d'adaptation qui sert à mettre en œuvre les changements dans les paramètres de conception, en utilisant un index de performances.

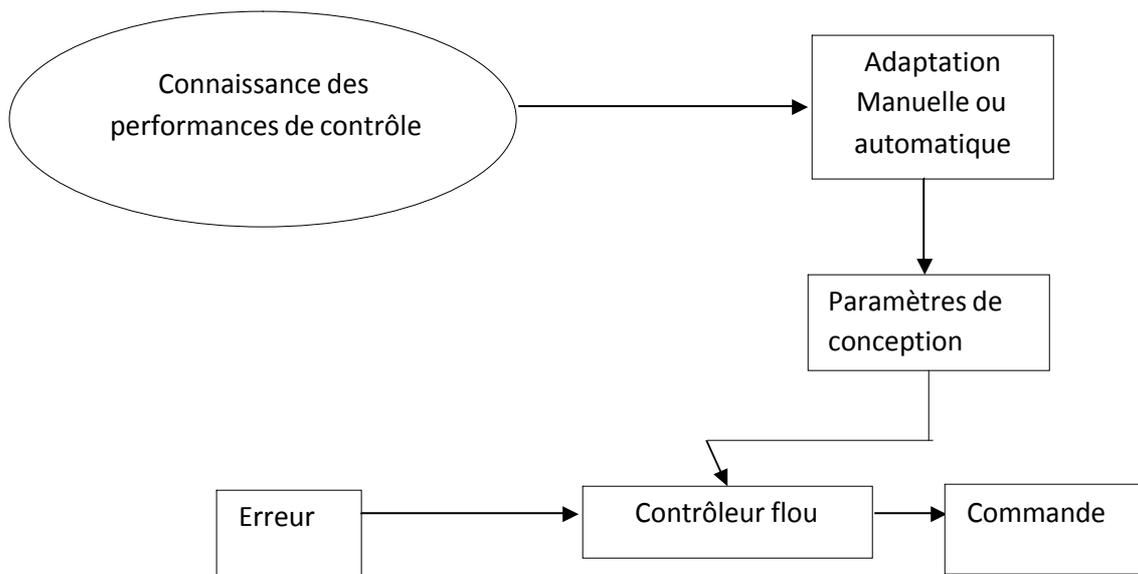


Fig (4.10): tuning off-line du FLC

Dans le tuning of line il n y a pas un retour en temps réel. Le principe de base, est d'utiliser les informations reçues de la part des experts du processus pour savoir comment contrôler le processus.

2.4. Développement d'un contrôleur flou avec un self tuning du facteur de normalisation :

Cette technique a été proposée par MUDI et PAL [54]. Cette méthode a été appliquée dans le contrôle du sécheur rotatif (Leena Yliniemi *et al*) [55]. La motivation de la recherche de MAUDI et PAL s'explique par l'observation que l'opérateur humain essaye toujours de manipuler les entrées du processus (sorties du contrôleur) en ajustant les paramètres du contrôleur suivant l'état du processus. La stratégie de manipulation exacte de la part de l'opérateur humain est très complexe et probablement il n'y à pas un modèle mathématique qui peut remplacer l'opérateur avec précision.

Cette technique de contrôle est basée sur le tuning dynamique du contrôleur en ajustant sa sortie à chaque période d'échantillonnage par la mise à jour d'un facteur α . La valeur de α est déterminée par un modèle flou qui a comme entrée l'erreur e et le changement dans l'erreur Δe .

La structure de ce contrôleur est représentée dans la figure (4.11).

Dans ce modèle, la sortie du contrôleur est modifiée par un mécanisme de self-tuning.

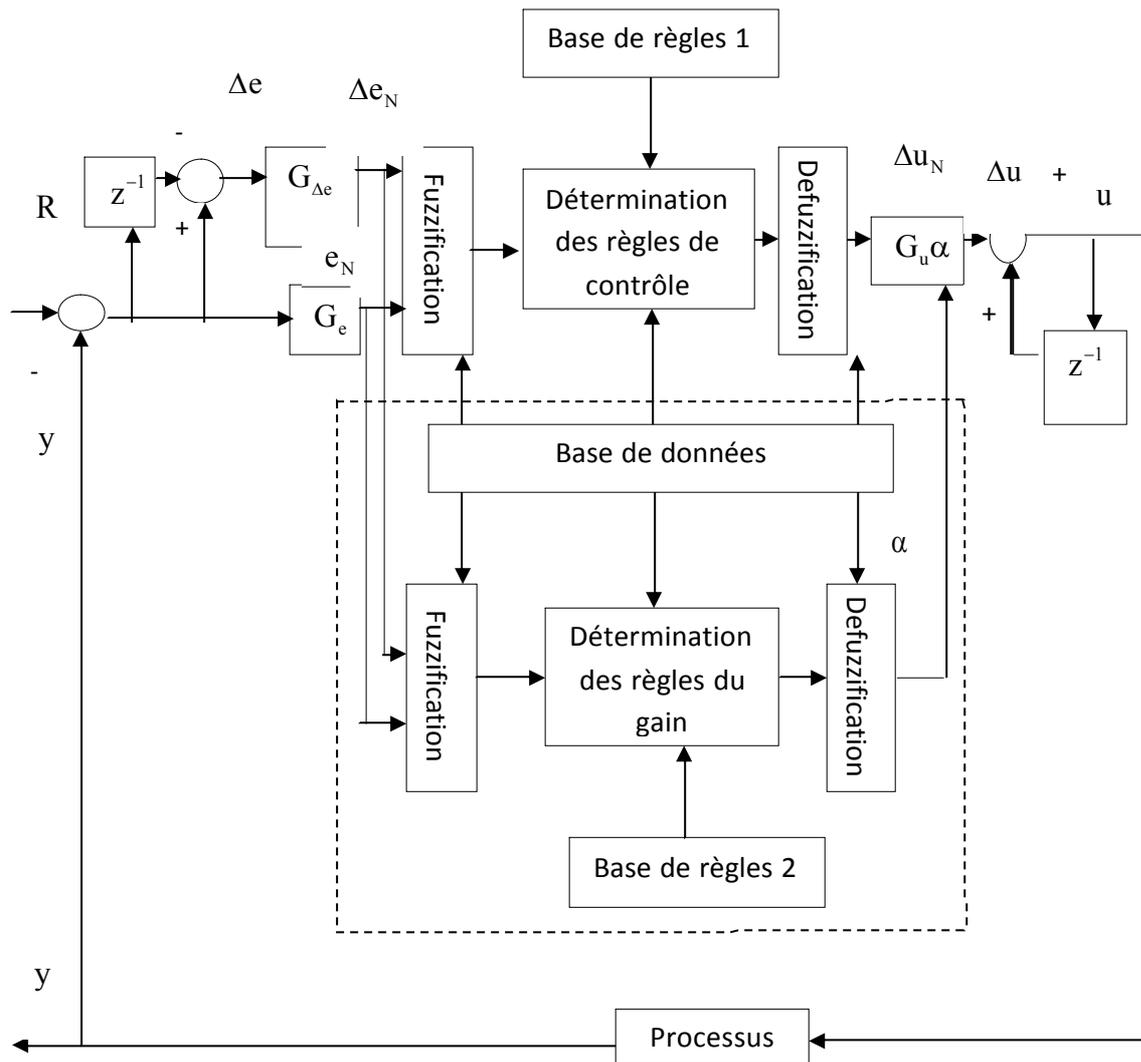


Figure (4.10) : Schéma bloc du contrôleur STFPI

Les fonctions d'appartenance pour les entrées du contrôleur (e et Δe) et la sortie (Δu) sont définis dans l'intervalle normalisé $[-1,1]$, alors que les fonctions d'appartenance pour α sont définis dans le domaine normalisé $[0,1]$.

On utilise des fonctions d'appartenance de type triangulaire, comme il est montré dans la figure (4.12).

A partir du schéma bloc on peut déduire :

$$e_N = G_e * e \quad (4.11)$$

$$\Delta e_N = G_{\Delta e} * \Delta u_N \quad (4.12)$$

$$\Delta u = \alpha * G_{\Delta e} * \Delta u_N \quad (4.13)$$

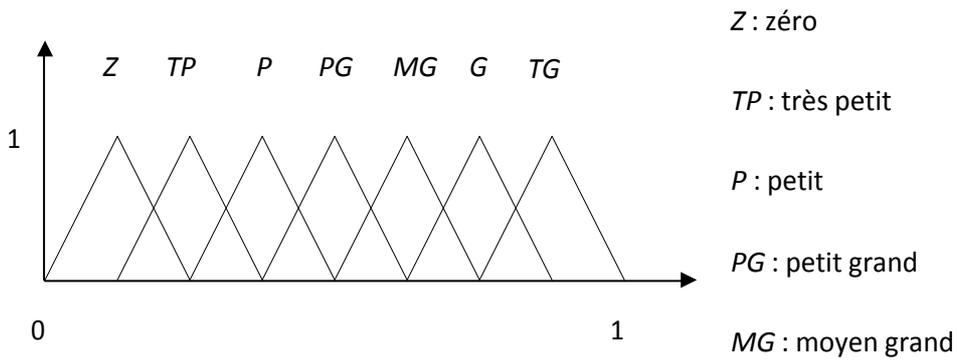
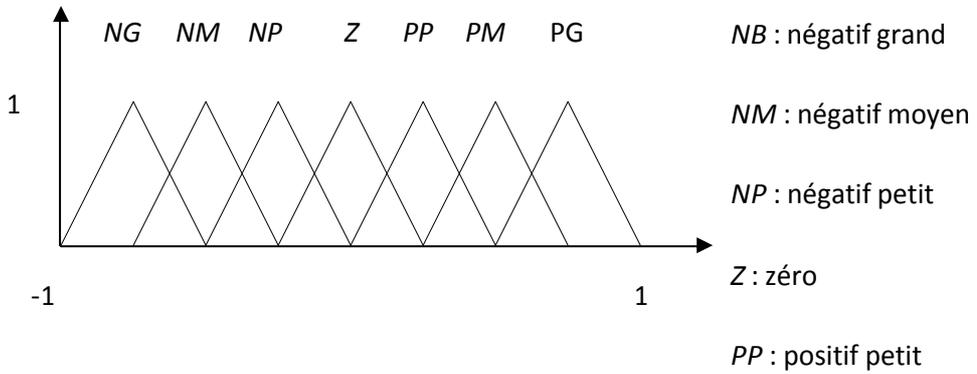


Fig. (4.12) les fonctions d'appartenance

L'action PI dans ce contrôleur est décrite par l'équation suivante :

$$u(k) = u(k - 1) + \Delta u(k) \quad (4.14)$$

Dans cette équation k est l'instant d'échantillonnage et Δu est le changement incrémental dans la sortie du contrôleur, cette sortie est déterminée par des règles floues sous la forme suivante :

$$R_{PI} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \Delta u \text{ est } \Delta U$$

Les règles de base pour calculer Δu sont démontrées dans le tableau (4.2).

Le facteur de la mise à jour du gain α est calculé par des règles floues sous la forme suivante :

R_{α} : **SI e est E et Δe est ΔE alors α est α**

Le tableau (4.3) montre les règles de base pour calculer α

E	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PB
Δe							
NB	NG	NG	NG	NM	NP	NP	Z
NM	NG	NM	NM	NM	NP	Z	PP
NP	NG	NM	NP	NS	Z	PP	PM
Z	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
PP	NM	NS	Z	PP	PP	PM	PG
PM	NP	Z	PP	PM	PM	PM	PG
PB	Z	PP	PP	PM	PG	PG	PG

Tableau (4.2) : règles floues pour le contrôle de Δu

E	NG	NM	NP	Z	PS	PM	PG
Δe							
NG	TG	TG	TG	G	PG	P	Z
NM	TG	TG	G	G	MG	P	TP
NP	TG	TG	G	TG	TP	P	TP
Z	P	PG	MG	Z	MG	PG	P
PP	TP	P	TP	TG	G	MG	TG
PM	TP	P	MG	G	G	TG	TG

<i>PG</i>	<i>Z</i>	<i>P</i>	<i>PG</i>	<i>G</i>	<i>TG</i>	<i>TG</i>	<i>TG</i>
-----------	----------	----------	-----------	----------	-----------	-----------	-----------

Tableau (4.3) : règles floues pour le contrôle de α

La procédure à suivre pour régler le contrôleur est la suivante :

Etape1 :

Régler les sorties du STPIC en supposant que $\alpha = 1$, c'est-à-dire on a un FPIC (*FUZZY-PI-CONTROLLER*), pour faire cette tâche. Il faut choisir G_e de telle façon que l'erreur normalisée (e_N) varie dans l'intervalle normalisé $[-1,1]$. Après $G_{\Delta e}$ et G_u sont réglés pour rendre la réponse transitoire du système raisonnable.

A la fin de cette étape on obtient un bon contrôleur sans le self tuning et ce contrôleur devient un point initial pour le STFPIC dans l'étape2.

Etape2 :

- Mettre G_u trois fois plus grandes que dans le FPIC (etape1).
- Laisser les valeurs de G_e et ΔG_e similaire que dans le FPIC (etape1).

S'il est nécessaire, ajuster G_u du STFPIC pour produire un temps de montée identique a celui du FPIC obtenu dans l'étape1.

Etape3 :

On ajuste les règles de contrôle pour le calcul de α , jusqu'à l'obtention de la réponse désirée.

3. Procédure de conception du FLC pour le sécheur rotatif :

Le contrôle du sécheur rotatif est très difficile à cause de la longueur du temps mort, le temps de stabilisation du système et des perturbations qui se présentent sur le taux d'humidité en entrée et sur le débit de la matière.

L'utilisation de la logique floue dans le contrôle d'un sécheur rotatif a comme avantages:

- Elle permet d'éviter le développement d'un modèle mathématique pour le sécheur alors ceci indique l'économie dans le temps.

- Elle aide à la caractérisation du processus, puisque elle permet de déterminer tous les variables qui ont une influence sur le système (entrées, sorties, bruits).

La modélisation réalisée dans le chapitre précède nous à montrer que la principale variable à contrôler est l'humidité de la matière à la sortie du sécheur. En plus, on a manipuler les variables suivantes :

- 3- La température de l'air de séchage qui a une relation avec le débit du carburant dans la chambre de combustion.
- 4- La vitesse du solide qui a une relation avec la vitesse de rotation du convoyeur a vis.

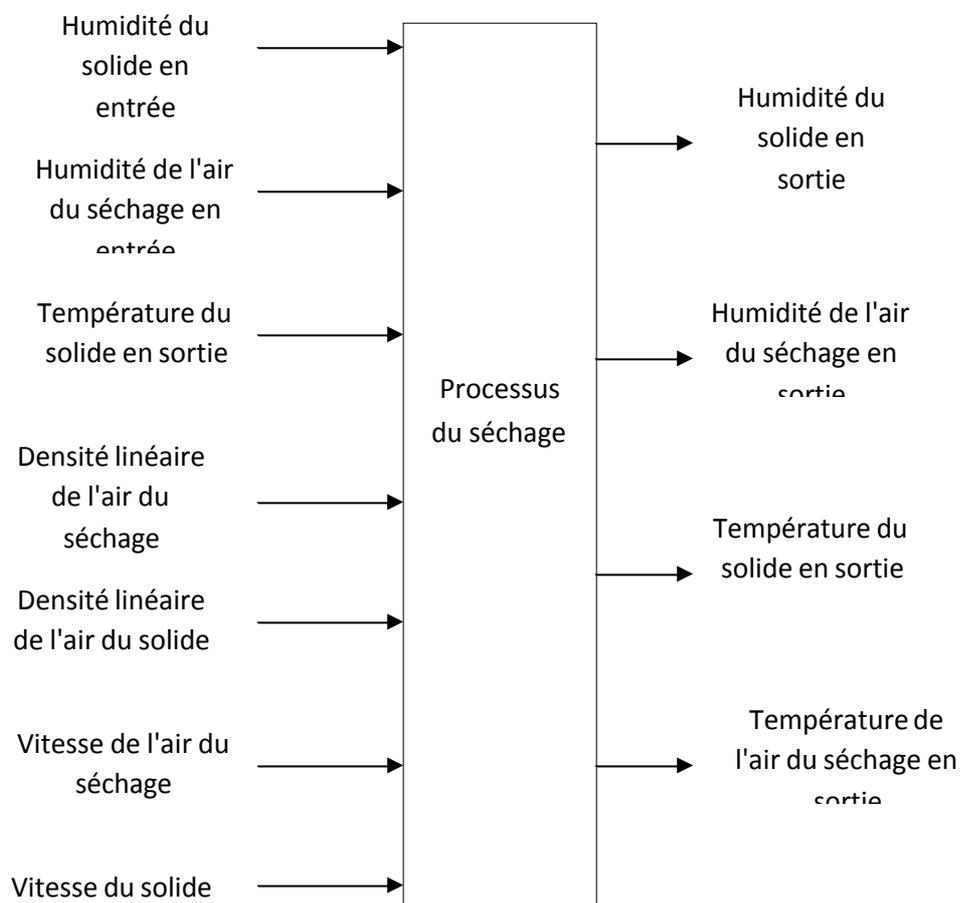


Figure (4.13): les variables d'entrées et sorties du processus

La méthode de centre de gravité est utilisée pour transformer les valeurs floues en valeurs numériques.

Les relations mathématiques entre le système et le STFLC sont:

$$e_N = G_e * e \quad (4.15)$$

$$\Delta e_n = G_{\Delta e} * \Delta e \quad (4.16)$$

$$\Delta u = \alpha * G_{1\Delta u} * \Delta u_N \quad (4.17)$$

L'équation (4.14) est modifiée pour obtenir le contrôleur PID flou :

$$u = G_{2\Delta u} * \Delta u + \int \Delta u * dt \quad (4.18)$$

La procédure de réglage du contrôleur SELF TUNNING PID FUZZY est comme suit:

Etape1:

Poser $\alpha = 0$ et $G_{2\Delta u} = 0$ (c'est à dire PI flou), choisir G_e de telle façon que l'erreur normalisée e_N couvre presque le domaine $[-1,1]$, après ajuste $G_{\Delta e}$ et $G_{1\Delta u}$ pour avoir une bonne réponse.

Etape2:

Garde les mêmes valeurs de G_e et $G_{\Delta e}$ que dans l'étape précédente et on ajuste $G_{1\Delta u}$ et $G_{2\Delta u}$ pour obtenir le minimum d'erreur entre la référence et la valeur mesurée.

C'est-à-dire ajuste pour minimiser IAE (integral absolut error) l'erreur.

Etape3:

On garde les mêmes valeurs de $G_{1\Delta e}$ et $G_{2\Delta e}$ et on ajuste $G_{\Delta e}$ pour minimiser IAE. Dans cette étape, si la valeur de $G_{\Delta e}$ est modifiée alors on revient à l'étape2.

**** La vitesse du solide comme variable auxiliaire a manipulé:**

Le contrôleur mentionné ci-dessus donne de bons résultats dans les simulations mais dans plusieurs cas, on doit utiliser la valeur maximale (673K) et minimale (323K) de la température de l'air du séchage et même avec l'introduction de ces valeurs les résultats ne sont pas satisfaisants. Il est donc possible d'utiliser la vitesse du solide comme une entrée auxiliaire quand on peut le faire.

Un autre contrôleur peut être utilisé lorsqu'il n'est pas possible d'atteindre le but du contrôle c'est-à-dire lorsque l'humidité de la matière n'atteint pas la valeur désirée.

Les entrées de ce contrôleur sont l'erreur et la dérivée de l'erreur. La sortie est la vitesse du solide. Un contrôleur STFPID de type SUGENO est indiqué dans ce cas.

Les fonctions d'appartenance sont décrites dans le tableau (4.4), et la sortie du contrôleur est déterminée par les règles floues qui ont la forme suivante:

$$R_{\alpha} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \Delta u \text{ est } \Delta U$$

Le facteur de mise à jour α est calculé par les règles floues qui ont la forme suivante:

$$R_{\alpha} : \text{Si } e \text{ est } E \text{ et } \Delta e \text{ est } \Delta E \text{ alors } \alpha \text{ est } A$$

e	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
Δe							
NG	-1	-1	-1	-0.6667	-0.3333	-0.3333	0
NM	-1	-0.6667	-0.6667	-0.6667	-0.3333	0	0.3333
NS	-1	-0.6667	-0.3333	-0.3333	0	0.3333	0.3333
Z	-1	-0.6667	-0.3333	0	0.3333	0.6667	1
PP	-0.6667	-0.3333	0	0.3333	0.3333	0.6667	1
PM	-0.3333	0	0.6667	0.6667	0.6667	0.6667	1
PG	0	0.3333	0.6667	0.6667	1	1	1

Tableau (4.4):règles floues du PID flou

e	NG	NM	NP	Z	PP	PM	PG
Δe							
NG	0.875	0.875	0.875	0.75	0.5	0.325	0.125

<i>NM</i>	0.875	0.875	0.75	0.75	0.625	0.325	0.25
<i>NS</i>	0.875	0.625	0.75	0.825	0.25	0.325	0.25
<i>Z</i>	0.325	0.5	0.625	0.125	0.625	0.5	0.325
<i>PP</i>	0.25	0.325	0.25	0.825	0.75	0.625	0.875
<i>PM</i>	0.25	0.325	0.625	0.75	0.75	0.875	0.875
<i>PG</i>	0.125	0.325	0.5	0.75	0.875	0.875	0.875

Tableau (4.5): règles floues du self tuning

Le système de contrôle avec la variable auxiliaire présente un grand problème d'interaction entre le contrôleur qui a la température de l'air du séchage comme variable à manipuler et le contrôleur qui a la vitesse des solides comme variable à manipuler. Il est donc nécessaire d'introduire un système de supervision.

Le superviseur a comme entrée la valeur de la première crête (peak) tandis que les sorties sont les facteurs $G_{1\Delta u}$ et $G_{2\Delta u}$.

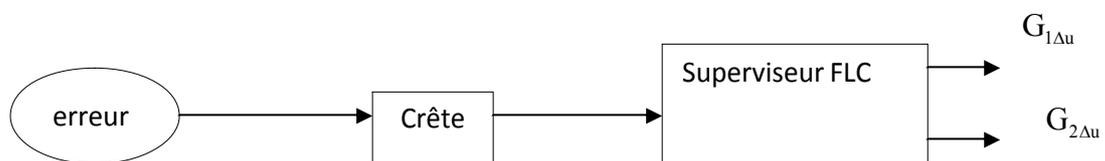


Figure (4.13): superviseur FLC

Fonctions d'appartenance	domaine
Négatif 7 (N7)	(-0.8,-0.6,-0.576,-0.462)
Négatif 6 (N6)	(-0.576,-0.7621,-0.351)
Négatif 5 (N5)	(-0.462,-0.351,-0.241)
Négatif 4 (N4)	(-0.351,-0.241,-0.132)
Négatif 3 (N3)	(-0.241,-0.132,-0.0994)
Négatif 2 (N2)	(-0.132,-0.0994,-0.0665)
Négatif 1 (N1)	(-0.00664,-0.0665,-0.0334)
Zéro (Z)	(-0.0665,-0.0334,0.334,0.0665)
Positif 1(P1)	(0.00994, 0.0665, 0.0334)
Positif 2(P2)	(0.0665, 0.0994, 0.132)
Positif 3(P3)	(0.0994, 0.132,0.241)
Positif 4(P4)	(0.132,0.241, 0.351)
Positif 5(P5)	(0.241,0.351, 0.462)
Positif 6(P6)	(0.351,0.462, 0.576)
Positif 7(P7)	(0.462,0.576, 0.6, 0.8)

Tableau (4.6):fonctions d'appartenance du contrôleur superviseur

Si peak est N7 alors $G_{1\Delta u}$ est 30 et $G_{2\Delta u}$ est 290
Si peak est N6 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 310
Si peak est N5 alors $G_{1\Delta u}$ est 28 et $G_{2\Delta u}$ est 280
Si peak est N4 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 170

Si peak est N3 alors $G_{1\Delta u}$ est 22 et $G_{2\Delta u}$ est 200
Si peak est N2 alors $G_{1\Delta u}$ est 23 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est N1 alors $G_{1\Delta u}$ est 25 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est Z alors $G_{1\Delta u}$ est 6 et $G_{2\Delta u}$ est 350
Si peak est P1 alors $G_{1\Delta u}$ est 21 et $G_{2\Delta u}$ est 360
Si peak est P2 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 320
Si peak est P3 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 210
Si peak est P4 alors $G_{1\Delta u}$ est 30 et $G_{2\Delta u}$ est 270
Si peak est P5 alors $G_{1\Delta u}$ est 26 et $G_{2\Delta u}$ est 300
Si peak est P6 alors $G_{1\Delta u}$ est 24 et $G_{2\Delta u}$ est 290
Si peak est P7 alors $G_{1\Delta u}$ est 29 et $G_{2\Delta u}$ est 300

Tableau (4.7): les règles floues du superviseur

Conclusion générale :

L'objectif de ce travail, était d'étudier les différents modèles proposés dans la littérature pour décrire un des processus les plus compliqués de l'industrie et cela en vue de contrôler ce type de processus.

La première partie de ce travail a porté sur le développement d'un modèle non linéaire. Les résultats de simulation ont montrés la fiabilité de ce modèle car les courbes qui représentent l'humidité de la matière ont bien reproduit le phénomène du séchage rotatif. Ce modèle a également pris en évidence l'importance du débit du carburant dans la chambre de combustion et le débit de la matière dans le cylindre, ces deux grandeurs représentent des variables d'entrées principales qui doivent être manipulées pour agir sur les variables de sorties.

Comme le modèle non linéaire est très compliqué, le développement d'un modèle linéaire qui donne les mêmes réponses que le modèle non linéaire a une grande importance surtout lorsque on veut contrôler le processus.

Le modèle linéaire a été développé a partir d'un simulateur développé dans un laboratoire de recherche et publié par LEENA YLINIEMI en (1999). Les réponses du modèle linéaire obtenues sont presque similaires aux ceux du processus réel.

Dans la partie contrôle plusieurs méthodes ont été développées : PI, PI-FEEDFORWARD, FLC, STFPID. Ces deux dernières sont très efficaces malgré la complexité du système, parce qu'elles sont basées un peu sur l'expérience humaine. La loi de contrôle appliquée au processus peut être obtenue à partir du modèle linéaire.

Bibliographies:

- [1]: **Yliniemi, Leena**, Advanced control of a rotary dryer, doctor thesis, Department of Process Engineering, University of Oulu, FIN-90570 Oulu 1999 Oulu, Finland.
- [2]: **van Brakel J** Mass transfer in convective drying. In Mujumdar A S (ed) Proc.Drying'80. Hemisphere Publishing, Washington, USA, 1:217-267. (1980).
- [3] : **Yliniemi L, Jutila E bA & Uronen P** Modeling and control of a pilot- plant rotary drier used for drying of industrial concentrates. Proc. IFAC 8th World Congress, Kyoto, 22:198-203. (1981).
- [4]: **Kelly J J** rotary drying. In: Mujumdar A S (ed) Handbook of Industrial Drying, Marcel Dekker, Inc., New York, 1:161-183. (1995).
- [5]: **McKetta J & Cunningham W A** Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Marcel Dekker, Inc., New York. (1983).
- [6]: **Miskell F & Marshall W R** a study of retention time in a rotary dryer. Chem Eng Progress 52(1):35-J - 38-J. (1956).
- [7]: **Hirosue H & Shinohara H** Residence time distribution of particles in rotary dryers and coolers – A brief review. Proc.Drying'82,36-41. (1982).
- [8]: **Hallstrom A** Drying of porous granular materials. Dissertation, Lund University, Department of Chemical Engineering. (1985).
- [9]: **Prutton C F, Miller C O & Schuette W H** Factor's influencing rotary dryer Performance. Trans. AIChE 38:251-257. (1942).
- [10]: **Friedman S J & Marshall W R Jr.** Studies in rotary drying- Part 1. Holdup and dusting. Chem Eng Progress 45 (8):482-493. (1949a).
- [11]: **Perry & Chilton** Chemical Engineers' Handbook. 5 editions, McGraw-Hill Kogakusha, Tokyo. (1973).

- [12]: **Saeman W C & Mitchell J R** Analysis of rotary dryer and cooler performance
Chem Eng. Progress 50 (9):467-475. (1954).
- [13]: **Schofield F R & Glikin P G** Rotary dryers and coolers for granular
fertilizers. Trans IChemE 40:183-190. (1962).
- [14]: **Baker C G J** cascading rotary dryers. In Mujumdar A S (ed) Proc. Drying'83.
Hemisphere Publishing, Washington, USA, 2:1-48. (1983).
- [15]: **Kamke F A & Wilson J B** Computer simulation of a rotary dryer. Part I: Retention
time. AIChE Journal 32(2):263-268. (1986a).
- [16]: **Sherritt R G, Caple R, Behie L A & Mehrotra A K** the movement of solids through
flighted rotating drums. Part I. Model formulation. Can Journal Chem Eng 71:337-346.
(1993).
- [17]: **Duchesne C, Thibault J & Bazin C** Modeling of the solids transportation within an
industrial rotary dryer: A simple model, Ind. Eng. Chem. Res. 35:2334-2341. (1996).
- [18]: **Kelly J J & O'Donnell P** Residence time model for rotary drums. Trans IChemE
55:243-252. (1977).
- [19]: **Friedman S J & Marshall W R Jr.** Studies in rotary drying- Part 2. Heat and mass
transfer. Chem Eng Progress 45 (9):573-588. (1949b).
- [20]: **McCormick P Y** Gas velocity effects on heat transfer in direct heat rotary dryers. Chem
Eng Progress 58(6):57-62. (1962).
- [21]: **Myklestad O** Heat and mass transfer in rotary dryers. Chem Eng Progress Symp Series
59:129-137. (1963a).
- [22]: **Perry J H** (1963) Chemical Engineers' Handbook . McGraw-Hill, Inc, New York, 22-1-
22-107.
- [23]: **Kuramae M & Tanaka T** An analysis of the volumetric heat transfer coefficient for a
rotary dryer. Heat Transfer Jpn. Research 6(1):66-80. (1977).

- [24]: **Myklestad O** Moisture control in rotary dryers. Chem Eng Progress Symp Series 59:138-144. (1963b).
- [25]: **Sharples K, Glikin P G & Warne R** Computer simulation of rotary driers. Trans. Instn. Chem. Engrs 42:T275-T284. (1964).
- [26]: **Thorpe G R** The mathematical modeling of driers. Ph. D. Thesis, University of Nottingham. (1972).
- [27]: **Deich V G & Stal'skii V** Optimum control of drying processes in a rotary drum drier. Theor. Found. Chem Engng. 9(1):85-90. (1975).
- [28]: **Najim K, Najim M, Koehret B & Quazzani T** Modeling and simulation of a phosphate drying furnace. Proc. 7th Annual Conference on Modeling and Simulation, Pittsburg, 690-697. (1976).
- [29]: **Thorne B & Kelly J.** Mathematical model for the rotary drier. In Mujumdar A S (ed) Proc.Drying'80. Hemisphere Publishing, Washington, USA, 1:160-169. (1980).
- [30]: **Garside J, Lord L W & Reagan R** the drying of granular fertilizers. Chem Engng Sci 25:1133-1147. (1970).
- [31]: **Reay D** Theory in the design of dryers. Chem. Eng July: 501-506.
- [32]: **Kisakurek B** Mathematical models for the drying of porous materials. In (1982). Mujumdar A S (ed) Proc.Drying'82. Drying Research Limited, Wolverhampton, England, 1:22-29. (1979).
- [33]: **Platin B E, Erden A & Gulder O L** Modeling and design of rotary dryers. Proc. Drying'82, 2:466-477. (1982).
- [34]: **Brasil G C & Seckler M A** A model for the rotary drying of granular fertilizers. Proc.6th Int. Drying Symposium, Versailles, OP.247-256. (1988).
- [35]: **Sharples K, Glikin P G & Warne R** Computer simulation of rotary driers. Trans. Instn. Chem. Engrs 42: T275-T284. (1964).
- [36] : **Douglas P L, Kwade A, Lee P L, Mallick S K & Whaley M G** Modeling,

Simulation and control of rotary sugar dryers. In Mujumdar A. S (ed) Proc.Drying'92. Elsevier Science Publishers B.V., Holland, 3:1928-1933. (1992).

[37]: **Wang F Y, Cameron I T, Litster J D, Douglas P L.** A distributed parameter approach to the dynamics of rotary drying processes. *Drying Technology* 11(7):1641- 1656. (1993).

[38]: **Duchesne C, Thibault J & Bazin C** Modeling and dynamic simulation of an Industrial rotary dryer. *Dev. Chem. Eng. Mineral Process* 5(3/4):155-182. (1997a).

[39] : **Juuso E, Koskinen J, Yliniemi L & Leiviska K** Linguistic equation method applied for fuzzy modeling of a rotary dryer. Proc. TOOLMET'98- Tool Environments and Development Methods for Intelligent Systems. Oulu. 145-155. (1998).

[40]: **Koskinen J, Yliniemi L & Leiviska K** Fuzzy modeling of a pilot plant rotary dryer. Proc.UKACC International Conference on CONTROL'98, Swansea, 1:515-518. (1998).

[41]: **Kemp, I.C. and Oakley, D.E.,** "Simulation and Scale-Up of Pneumatic Conveying and Cascading Rotary Dryers", *Drying Technology*, Vol. 15, No. 6-8, , p 1699- 1710. 1997.

[42]: **Kiranoudis, C.T., Maroulis, Z.B. and Marinos-Kouris, D.,** "Modeling and Optimization of Fluidized Bed and Rotary Dryers", *Drying Technology*, Vol. 15, No. 3-4, Mar-Apr, p 735-763. 1997.

[43]: **Papadakis, S.E., Langrish, T.A.G., Kemp, I.C. and Bahu, R.E.** "Scale-Up of Cascading Rotary Dryers", *Drying Technology*, Vol. 12, No. 1&2, 1994, p 259-277.

[44] : **Perry, Robert H., and D. Green,** *Perry's Chemical Engineers Handbook* 6th ed., McGraw Hill Book Company, Section 20, p33, ISBN 0-07-049479-7, 1986.

[45]: **Williams-Gardner, A.,** *Industrial Drying, Chemical and Process Engineering Series,* Leonard Hill Book Company, London, 1971.

[49]: **van Krevelen D W & Hoftijzer P J** Drying of granulated materials. Part I. drying of a single granule. *Journal of the Society of Chemical Industry (J: S: C: I)* 68:59-66. (1949b).

[50]: **Ogata K** *Modern Control Engineering.* 3rd edition, Prentice-Hall, Inc., USA. (1997).

- [51]: **Manikopoulos C N, Zhou M C & Nerurkar S** Design and implementation of fuzzy logic controllers for a heat exchanger in a water-for-injection system. *Journal of Intelligent and Fuzzy Systems*. 3: 43-47. (1995).
- [52]: **von Altrock C** Fuzzy logic applications in Europe. In: Yen J, Langari R & Zadeh L (ed) *Industrial Applications of Fuzzy Logic and Intelligent Systems* 4:275-310. IEEE Press, Piscataway, NJ. (1994).
- [53]: **Isomursu P** A software engineering approach to the development of fuzzy control systems. VTT Publications 230. (1995).
- [54]: **Mudi R.K., Pal N.R.** “A self tuning fuzzy PI controller”. *Fuzzy Sets and Systems*, pp 327-338. (2000).
- [55]: **Leonardo Pirrello, Leena Yliniemi, Kauko Leiviska.** Development of a Fuzzy Logic Controller for a Rotary Dryer with Self-Tuning of Scaling Factor, University of Oulu Control Engineering Laboratory Report A No 17, June 2001.
- [56]: **Pascal Viot.** Méthodes d’analyse numérique Cours commun au Parcours “Modélisation Dynamique et Statistique des Systèmes Complexes ”et au Parcours Professionnel “Interfaces, Génie des milieux divisés”, Laboratoire de Physique Théorique des Liquides, 25 avril 2007.
- [57]: **Harshdeep Singh Ahluwalia.** « Modeling and Optimization of a Rotary Dryer in a Manufacturing Plant », a Master thesis, Graduate faculty of North Carolina 2002.

Annexe I:

Equations avec conditions initiales :

Equations a flux conservatif :

Les équations a flux conservatif dans un espace unidimensionnel peuvent s'écrire sous la forme [56]:

$$\frac{\partial u}{\partial t} + \frac{\partial F}{\partial x} = 0 \quad (1)$$

Ou u et F sont des fonctions soit scalaires soit vectorielles; F est appelé flux conservé, on peut citer l'exemple de l'équation de la conservation de la masse (correspondant a une fonction u scalaire).

$$\frac{\partial u}{\partial t} + \frac{\partial F}{\partial x} = 0 \quad (2)$$

Si de plus on a une relation constitutive, comme la loi de Fick, $F = -D \frac{\partial u}{\partial x}$, on obtient l'équation parabolique de la diffusion.

Si u est un vecteur, l'équation de propagation des ondes (sonores ou électromagnétiques, par exemple) se ramène à ce type d'équation. En effet soit l'équation des ondes suivante :

$$\frac{\partial^2 u}{\partial t^2} - \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} = 0 \quad (3)$$

On introduit les fonctions auxiliaires r et s :

$$r = \frac{u}{2} + \frac{1}{2} \int \frac{\partial u}{\partial x} dx \quad (4)$$

$$s = \frac{u}{2} - \frac{1}{2} \int \frac{\partial u}{\partial x} dx \quad (5)$$

Si on considère que r et s sont les deux composantes du vecteur u, l'équation de propagation est alors donnée par l'équation (1) avec la relation matricielle suivante :

$$(6)$$

Ainsi les équations a flux conservé comprennent a la fois les équations aux dérivées partielles paraboliques et hyperboliques.

Par souci de simplicité, nous allons considérer par la suite l'équation à flux conservatif suivante :

$$\frac{\partial u}{\partial t} + \frac{\partial f(u)}{\partial x} = 0 \quad (7)$$

La solution de cette équation est bien évidemment connue, mais nous allons chercher à construire une procédure numérique pour déterminer la solution.

Une approche naïve :

Une première étape consiste à discrétiser l'espace et le temps sur un réseau régulier

$$j=0,1,\dots,j \quad (8)$$

$$n=0,1,\dots,N \quad (9)$$

Où Δx et Δt sont les pas d'espace et de temps respectivement.

La difficulté réside maintenant dans le choix de l'algorithme d'intégration. La méthode la plus simple consiste à utiliser un algorithme de type Euler.

$$u_j^{n+1} = u_j^n - \frac{\Delta t}{\Delta x} (f(u_{j+1}^n) - f(u_{j-1}^n)) \quad (10)$$

Même si la précision de l'algorithme n'est pas très importante, cela permet d'exprimer la solution à l'instant $n+1$ uniquement en fonction de l'instant n . Pour intégrer spatialement, on utilise un algorithme du second ordre.

$$u_j^{n+1} = u_j^n - \frac{\Delta t}{\Delta x} (f(u_{j+1}^n) - f(u_{j-1}^n)) + \frac{\Delta t^2}{2\Delta x^2} (f''(u_{j+1}^n) - 2f''(u_j^n) + f''(u_{j-1}^n)) \quad (11)$$

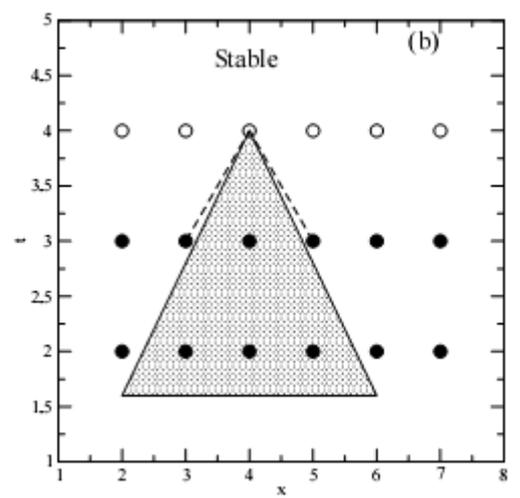
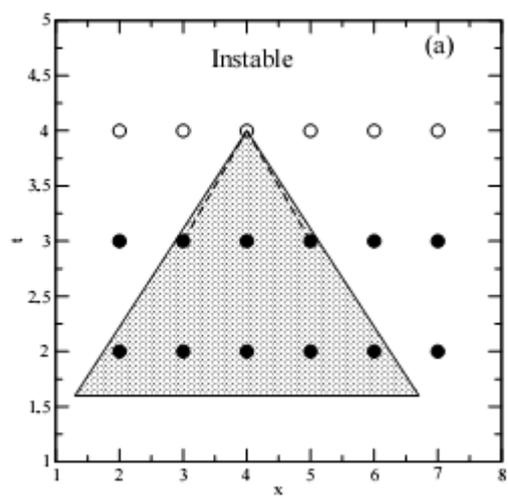
Ce qui donne finalement :

$$u_j^{n+1} = u_j^n - \frac{\Delta t}{\Delta x} (f(u_{j+1}^n) - f(u_{j-1}^n)) + \frac{\Delta t^2}{2\Delta x^2} (f''(u_{j+1}^n) - 2f''(u_j^n) + f''(u_{j-1}^n)) \quad (12)$$

Soit encore :

$$u_j^{n+1} = u_j^n - \frac{\Delta t}{\Delta x} (f(u_{j+1}^n) - f(u_{j-1}^n)) + \frac{\Delta t^2}{2\Delta x^2} (f''(u_{j+1}^n) - 2f''(u_j^n) + f''(u_{j-1}^n)) \quad (13)$$

La détermination de u_j^{n+1} se fait en fonction des trois points : u_{j-1}^n , u_j^n et u_{j+1}^n . On parle de méthode explicite. Malheureusement, ce schéma très simple ne fonctionne pas en ce



Figure(1) : Schéma illustrant le principe de la résolution d'une équation aux dérivées partielles avec la méthode de Lax : La zone hachurée indique la zone de dépendance (a) Méthode instable (b) Méthode stable.

Méthode de LAX :

Pour corriger le grave problème d'instabilité de la méthode précédente, Lax a proposé la modification suivante : le terme $\frac{\partial u}{\partial t}$ provenant de la dérivée temporelle est remplacé par la moyenne sur les deux points adjacents :

$$-\frac{1}{2} \frac{\partial u}{\partial t} \approx \frac{1}{2} \left(\frac{u_{i+1}^n - u_i^n}{\Delta t} + \frac{u_i^n - u_{i-1}^n}{\Delta t} \right) \quad (17)$$

En insérant la solution (14) dans l'équation (17), on obtient une expression pour

$$u_i^{n+1} = \frac{1}{2} (u_{i+1}^n + u_{i-1}^n) - \frac{c \Delta t}{2 \Delta x} (u_{i+1}^n - u_{i-1}^n) \quad (18)$$

La condition de stabilité $c \Delta t \leq \Delta x$ équivaut a choisir :

$$\Delta t \leq \frac{\Delta x}{c} \quad (19)$$

Cette condition, dite de Courant est appelée aussi condition de stabilité de Courant-Friedrichs-Lewy. Il est facile de comprendre que la discrétisation spatio- temporelle doit se faire a une vitesse qui est donnée par c supérieur a la vitesse de propagation du phénomène c . Pour comprendre graphiquement la raison pour laquelle le rapport du pas du réseau sur celui du temps doit excéder la vitesse de propagation, considérons les figures suivantes : les zones hachurées correspondent à la solution donnée par la solution exacte de l'équation de propagation : si la valeur du point a l'étape $n+1$ dépend des valeurs des points situées dans la zone hachurée, l'algorithme est instable. Inversement dans la figure de droite, le sommet de cette zone dépend de points situés à l'extérieur de la zone hachurée et l'algorithme est stable.

Méthode de Crank-Nicholson :

Nous venons de voir ci-dessus que l'on peut corriger en partie les défauts de la méthode naïve en modifiant la méthode d'Euler. La méthode est inconditionnellement stable dans le sens ou quel que soit le vecteur d'onde k , $|1 - \frac{1}{2} c \Delta t k|^2 \leq 1$ a un module inférieur a 1, mais doit satisfaire un critère sur la relation entre le pas temporel et le pas spatial par la relation (19) . Avec des schémas de résolution implicite, on va voir que l'on peut obtenir une méthode inconditionnellement stable.

La dérivée spatiale discrétisée avec le schéma d'Euler calcule en fait la dérivée au temps demi-entier. La méthode de Crank-Nicholson corrige ce défaut en faisant une moyenne temporelle de dérivée spatiale de la manière suivante.

$$\frac{u_{i,j}^{n+1} - u_{i,j}^{n-1}}{2\Delta t} = \frac{u_{i+1,j}^n - u_{i-1,j}^n}{2\Delta x^2} - \frac{u_{i,j+1}^n - u_{i,j-1}^n}{2\Delta x^2} \quad (20)$$

On peut aussi réécrire cette équation en séparant les termes à l'instant $n + 1$ de ceux à l'instant n :

$$\frac{u_{i,j}^{n+1} + u_{i,j}^{n-1}}{2} = \frac{u_{i+1,j}^n + u_{i-1,j}^n}{2} - \frac{u_{i,j+1}^n + u_{i,j-1}^n}{2} \quad (21)$$

Cette équation peut s'exprimer sous la forme d'une écriture matricielle :

$$A \mathbf{u}^{n+1} = B \mathbf{u}^n \quad (22)$$

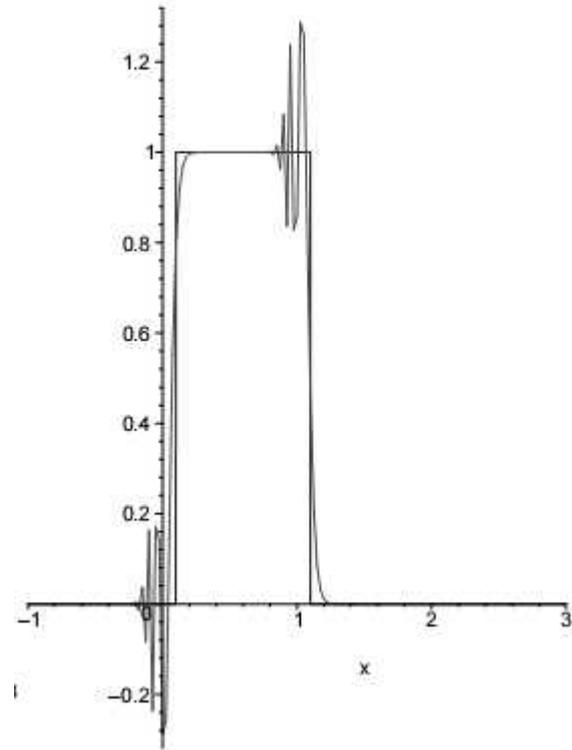
Où \mathbf{u} est un vecteur dont les composantes sont les coordonnées spatiales.

En faisant une analyse du critère de stabilité de Von Neumann, on obtient σ qui est donné par :

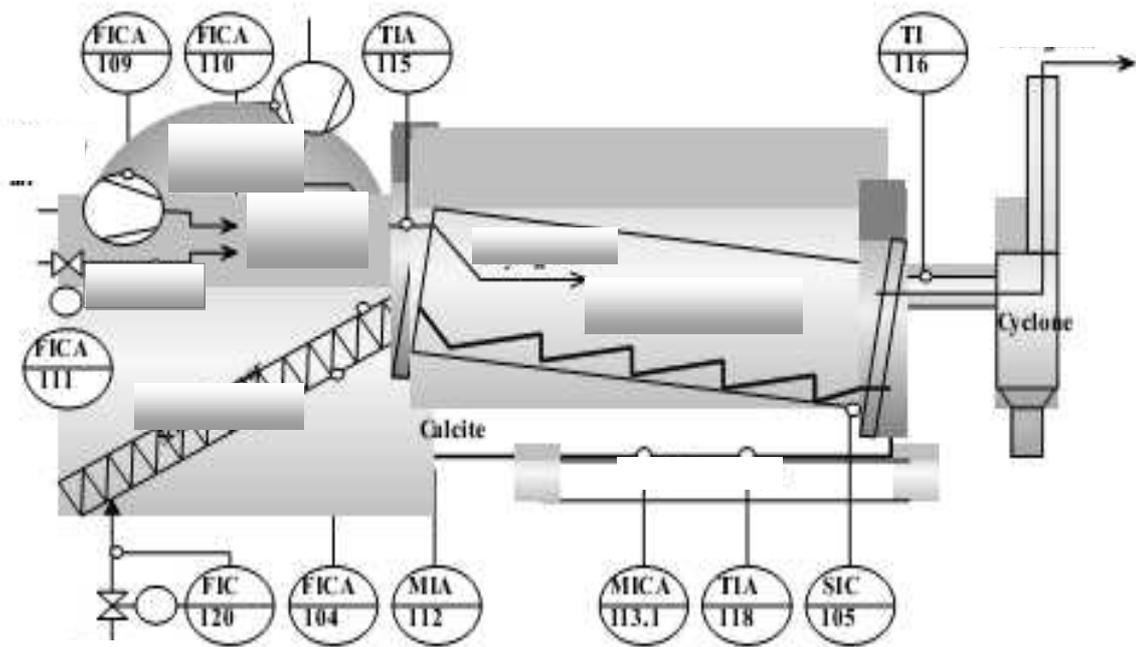
$$\sigma = \frac{1 - \frac{\Delta t^2}{\Delta x^2} (k_x^2 + k_y^2)}{1 + \frac{\Delta t^2}{\Delta x^2} (k_x^2 + k_y^2)} \quad (23)$$

Pour toute valeur de k , on a $|\sigma| \leq 1$, ce qui donne une méthode qui inconditionnellement convergente.

La méthode de Crank-Nicholson est une amélioration significative par rapport à la méthode de Lax précédemment décrite. Elle est remarquable si le front ou la queue d'onde ne présente pas de discontinuité, mais elle génère des oscillations rapides si les discontinuités dans les conditions initiales sont présentes. Les Figures(1) gauche et droite montrent l'évolution, sur un temps court $t = 0.1$, de l'équation de propagation donnée par la méthode de Crank-Nicholson pour des conditions initiales suivantes : à gauche, la courbe est une arche de sinusoïde et à droite une fonction "porte". Le fait que le module de σ soit égal à 1 pour toutes les valeurs de k est à l'origine de ce phénomène.



Annexe II



Température de sortie de la matière. TIA.118	Capteur PT100	VALMET	(0-200) ⁰ C
Humidité en sortie de la matière. MICA-113.1	IRM-100	CHINO	(0-2)%
Humidité en entrée de la matière. MIA-112	TYPE24	PIER-ELECTRONIC	(0-10)%
Débit du carburant. FICA-111	Vanne motorisée	ROTA KG HONEYWELL	(0-0.1) Kg/min
Débit de l'air secondaire. FICA.110	Ventilateur a moteur pas a pas.	ZHIEL-Aberg	(0-0.4) m ³ /min
Débit de l'air primaire. FICA.109	Ventilateur.	OILON	(0-0.02) m ³ /min
Débit de l'humidification. FIC-120	Débitmètre avec contrôleur.	Macmillan	(0.013-0.1) dm ³ /min
Vitesse de rotation de la vis convoyeuse. FICA-104	Tachymètre.		(1.4-4) tr/min
Vitesse de rotation du cylindre. SIC-105	Moteur à courant continue avec un driver		(0-10.5) tr/min

Résumé :

Le travail développé dans le cadre de ce mémoire a porté sur l'étude de différentes modèles de sècheurs industriels proposés dans la littérature en vue de concevoir un régulateur d'humidité dans une enceinte de séchage industrielle. Il a essentiellement porté sur les définitions d'un modèle dynamique qui décrit le processus du séchage rotatif, c'est-à-dire définir :

- Les principales variables dont on a besoin, pour réaliser la régulation de l'humidité.
- Les variables d'entrée les plus influentes sur l'état du système.
- Les perturbations qui ont une influence sur le processus.

Un modèle à paramètres distribués pour un sècheur rotatif a été étudié. Les simulations numériques ont été faites en supposant que le modèle était linéaire autour du point de fonctionnement. Les données relatives à certain référence bibliographique, ou les auteurs ont travaillé sur des données déterminées expérimentalement.

Une analyse de sensibilité a montré que la variable principale qui doit être manipulée afin de commander la teneur en humidité des solides a la sortie du sècheur, est le débit du carburant, et que la variable de perturbation principale est le contenu d'humidité d'entrée. Le débit d'alimentation de la matière peut être employé comme variable auxiliaire ou comme perturbation. Les résultats obtenus doivent cependant être confortés par des mesures expérimentales.

Dans la dernière partie du mémoire, différents types de contrôle des sècheurs rotatif par les méthodes classique (PID-FEEDFORWARD) et les méthodes basées sur la logique floue sont présentées.

Abstract

In this work, we developed a study on the behaviour of a rotary drier. In the first part we begin by a study of a static model of the dryer in order to optimise the drying capabilities. In a second part a dynamic model is studied. After linearization, we studied the effect of the different input variables and disturbances on the humidity considered as the controlled variable. This study has shown that the main disturbance is the humidity variations at the inlet of the dryer and the input variable that influences most the humidity is combustion rate. The study is completed by the various control methods of rotary driers.

□O □ □O T □ □ □ □ □ □ G □ □
□ □ □ □ G □ □ T □ S □ □ □ □ □ □ □ G GO □ T
□ □ T □ □ □ □ □ T t □ □ □ t □ □ □ St □ □
□ d □ dS □ □ □ □ O □ □ O T □ □ tT □ T □ □ O T □ dS □ □
□ □ □ □ β □ □ □ t □ □ □ O T □ □ □ OT □ □ G □ □ T
□ □ □ □ O □ □ O T □ dS □ □ □ □ □ s □ □ □ □ T □
□ □ □ □ □ □ □ S □ □ □ □ □ □ □ TS □ □ □ □
□ d □ □ d □ □ □ □ □ □ □ O □ d □ □ □ d □ □ S □
□ □ T □ □ β T G □ □ □ □ □ □ □ □ □ OGO □ G □ □ T
□ □ □ T □ □ □ □ □ □ □ T □ □ □ □ d □

G □ □ t □ □ □ □ d □ □ □ □ □ □ □ □ □ □
□ □ □ □ □ □ □ □ □ T □ □ □ □ d □ O □ □ □ □ T □
□ T □ □ □ □ □ G □ T □ Td GO □ □ d □ GO □ s □ d □ □ T □
□ O □ T □ □ □ d □ p □ T □ □ □ □ GO □ T □ s □ d □ □ e
□ □ □ □ T □ □ □ T □ □ □ □

□ □ T tT □ □ μ □ □ □ □ T □ T tT □ □ □ □ □ □ □ □
□ □ T □ T □ T G □ □ □ □ G G □