HAL
open science

instrumentation, modélisation et commande des procédés alimentaires

Francis Courtois

To cite this version:

Francis Courtois. instrumentation, modélisation et commande des procédés alimentaires. Génie des procédés. Ecole Nationale Supérieure des Industries Agricoles et Alimentaires - ENSIA, 2004. tel-00308513

HAL Id: tel-00308513

https://theses.hal.science/tel-00308513

Submitted on 30 Jul 2008

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

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

Dossier d'HDR
Synthèse des travaux réalisés

Francis Courtois

25 mars 2004

Table des matières

1 Contexte de l'activité **8**

1.1 Préambule : l'automatique et les procédés alimentaires . . . 8

1.2 Contexte de l'activité de recherche . . . 8

1.3 Objectifs et domaine de compétence . . . 10

2 Procédés étudiés **16**

2.1 Séchage . . . 16

2.1.1 Séchoir en lit fixe . . . 17

2.1.2 Séchoir tapis . . . 18

2.1.3 Séchoir tour à céréales . . . 19

2.1.4 Séchoir par pulvérisation . . . 21

2.1.5 Séchoir à la vapeur d'eau surchauffée (VES) . . . 22

2.1.6 Séchoir cylindre . . . 23

2.2 Friture . . . 23

2.3 Réfrigération . . . 24

2.4 Micro-filtration tangentielle . . . 25

2.5 Décantation centrifuge . . . 25

2.6 Conclusion . . . 26

3 Aspects qualité étudiés **28**

3.1 Qualité amidonnière du maïs . . . 28

3.1.1 Test de turbidité . . . 29

3.1.2 Protocole expérimental . . . 30

3.1.3 Modélisation . . . 31

3.1.4 Utilisation du modèle . . . 31

3.2 Fissuration du riz . . . 32

3.2.1 Quantification des brisures . . . 33

3.2.2 Modélisation . . . 33

3.3 Prise d'huile dans la banane plantain et le coco fris . . . 35

3.3.1 Matériels et méthodes . . . 35

3.3.2 Modélisation . . . 36

3.4 Conclusion . . . 36

4 Modélisation des transferts **38**
4.1 Approche compartimentale (boîte grise) . . . 39
4.1.1 Objectifs . . . 39
4.1.2 Modélisation du séchage du riz . . . 39
4.1.2.1 Ecriture du modèle . . . 40
4.1.2.2 Résultats . . . 42
4.1.3 Modélisation de la friture de bananes plantain . . . 44
4.1.4 Conclusion . . . 47
4.2 Approche IA . . . 47
4.2.1 Logique floue . . . 47
4.2.2 Réseaux de neurones . . . 48
4.2.3 Conclusion sur l'approche "IA" . . . 49
4.3 Comparaison des approches . . . 49
4.4 Modélisation-identification raisonnées . . . 50
4.5 Conclusion . . . 52

5 Conception, optimisation **53**
5.1 Approche classique . . . 53
5.2 Approche "CAO" . . . 53
5.3 Recherche d'un profil optimal . . . 56
5.4 Conclusion . . . 57

6 Mesure, estimation, commande **59**
6.1 Mesures indirectes . . . 59
6.1.1 Mesure de teneur en eau sans contact en séchage cylindre . . . 59
6.1.2 Mesure du collage des poudres en atomisation . . . 60
6.1.3 Estimation de la teneur en eau lors de la friture . . . 60
6.1.4 Evaluation de la fissuration du riz au séchage . . . 62
6.2 Commande classique par PID . . . 63
6.3 Commande avancée . . . 64
6.3.1 Cas du séchage continu de solides à l'air chaud . . . 64
6.3.2 Cas de la micro-filtration tangentielle (semi-continu) . . . 66
6.3.3 Cas du séchage batch . . . 68
6.4 Conclusion . . . 70

7 Recherches en EAO **73**

8 Discussion, perspectives **75**

A Publications représentatives **79**

Table des figures

1.1 Organigramme du département GIA à l'ENSIA 9
1.2 Organigramme de l'UMR GENIAL. 9
1.3 Articulation des recherches, vue de principe 15

2.1 Séchoir pilote du laboratoire INRA-GIA à Massy. 17
2.2 Principe du séchoir multi-tapis d'ALIMAX 18
2.3 Principe du séchoir à persiennes 19
2.4 Schéma simplifié d'un séchoir à flux mixtes. 20
2.5 Principe de fonctionnement d'un caisson de séchage 21
2.6 Schéma général d'un séchoir par pulvérisation 21
2.7 Boucle EDF de séchage en vapeur d'eau surchauffée 22
2.8 Schéma de principe du séchoir cylindre 23
2.9 Dispositif expérimentale d'étude de la friture au CIRAD 24
2.10 Principe de la boucle de réfrigération de palettes de fruits au CEMAGREF d'Antony. 25
2.11 Pilote de micro-filtration tangentielle à l'Ensia 26
2.12 Schéma PID de l'installation de décantation de Chateauroux 27

3.1 Principe général du test de turbidité et échelles de notation. 29
3.2 Principe de réalisation d'une expérience de dégradation thermique de la qualité amidonnière du maïs. 30
3.3 Linéarisation des cinétiques qualité à 50 et 80°C 31
3.4 Comparaison entre cinétiques expérimentale et simulée. Les barres d'incertitudes sur les mesures sont obtenues à partir d'une base de 7 points exprimés en %T (% de transmission) puis convertis en absorbance. 32
3.5 Comparaison entre les taux de brisures obtenus lors d'un choc thermique avec et sans séchage. . 33
3.6 Evaluation expérimentale de la corrélation entre le coefficient k_{Q0} et le gradient de teneur en eau ΔX 34
3.7 Validation du modèle de fissuration du riz (c.e. = capacité évaporatoire). 35
3.8 Validation du modèle de prise d'huile pour la banane plantain. 37

4.1 Cinétiques de séchage de riz présentant deux zones d'allure décroissante mais de pentes différentes 40
4.2 Analyse bi-compartimentale du séchage d'une particule 41
4.3 Comparaison expériences / simulations pour le modèle dynamique de séchage du riz. 43
4.4 Comparaison expérimental / simulé lors d'un séchage en couche épaisse de riz. 44

4.5 Comparaison expérimental (x) / simulé (-) pour la teneur en eau de la banane plantain au cours de la friture. 46
4.6 Exemple de fuzzyfication de la variable température. 48
4.7 Comparaison modèle flou (-) / modèle de référence (+, ma thèse) sur un exemple de séchage du maïs à 70°C. 49
4.8 Comparaison modèle flou (-) / modèle de référence (+, ma thèse) sur un exemple de séchage du maïs à 70°C, après recalage. 50
4.9 Réseaux de neurones simulant la dégradation de la qualité amidonnière du maïs (forme explicite et récurrente). 50
4.10 Validation du réseau de neurones en temps explicite simulant la dégradation de la qualité amidonnière du maïs en conditions variables. 51

5.1 Configuration d'un séchoir dans le logiciel DRYER 2001 (version gratuite de DRYER 2000) 54
5.2 Résultats des simulation dans le logiciel DRYER 2001 (version gratuite de DRYER 2000) 55
5.3 Fenêtre principale du logiciel DRYER 2001, ici dans l'environnement LINUX. 57
5.4 Résultat d'une optimisation avec DYNOPT sous OCTAVE, pour le séchage du riz. 58

6.1 Courbe d'ébullition de la maltodextrine. 60
6.2 Vue sur l'atomisateur porte ouverte et sur le collage aux parois y compris celle de la porte. . . . 61
6.3 Validation de l'estimateur d'état à horizon glissant. Valeurs mesurées (•), valeurs vraies invisibles pour l'algorithme (∘), valeurs estimées (-), contraintes (—). 62
6.4 Exemple d'image de grains de riz fissurés et non fissurés. 63
6.5 Structure du système de commande du séchoir cylindre. 64
6.6 Résultats expérimentaux sur le cylindre. Passage du mode manuel à la commande automatique. Xl, Xm et Xr : teneur en eau à gauche, au centre et à droite sur le couteau. 64
6.7 Structure de la boucle de commande dans le cas du séchoir tour à maïs. 66
6.8 Résultat semi-industriel d'un essai de démarrage en automatique du séchoir à maïs. 66
6.9 Principe de la boucle de commande prédictive du procédé de micro filtration tangentielle 68
6.10 Résultats expérimentaux de la commande prédictive du procédé de micro filtration tangentielle . 68
6.11 Formulation du problème de commande optimale du batch de séchage du maïs : trouver T_a qui minimise le temps et l'énergie du séchage et garantisse les contraintes sur les valeurs finales de X et Q. 70
6.12 Principe de l'algorithme de commande utilisé pour le séchoir batch à maïs 71
6.13 Résultat expérimental dans le cas d'un arrêt provoqué du système de chauffage. 72

7.1 Contrôle à distance, via Internet, du TP de psychrométrie (ici avec Netscape) 74

Liste des tableaux

3.1 Résultats de l'identification des paramètres de la prise d'huile pour la banane plantain. 36

4.1 Constantes relatives au riz. 42
4.2 Propriétés physiques de la banane plantain 45
4.3 Coefficients de transfert thermiques identifiés 46

5.1 Comparaison expérimental / simulé, calculs effectués avec DRYER 2001, essais effectués en 1999 sur le séchoir semi-industriel du CIRAD à Montpellier. 5 étages de séchage et un de refroidissement. Débit d'air : $189\,m^3.h^{-1}$ par étage. Air ambiant à 20°C et 0,010 kg d'eau par kg d'air sec. 56

Notations

Latin

a	ratio surface sur volume du produit (m^{-1})
Ag	intensité de l'agitation dans le bain d'huile
A_w	activité de l'eau
B_1	coefficient d'échange d'eau entre deux compartiments ($kg.m^{-3}.s^{-1}$)
B_2	coefficient de transfert d'eau entre le produit et l'air ($kg.m^{-2}.Pa^{-1}.s^{-1}$)
Cp	chaleur spécifique à pression constante ($J.kg^{-1}.K^{-1}$)
D	débit matière ($kg.s^{-1}$)
Ea	énergie d'activation dans l'équation d'Arrhenius ($J.mol^{-1}$)
F	teneur en huile (base sèche, sans huile)
h	convection heat transfer coefficient ($W.m^{-2}.K^{-1}$)
H_a	humidité relative de l'air (%)
J_f	densité de flux de filtrat ($l.m^{-2}.h^{-1}$)
k_F	coefficient dans l'équation de prise d'huile ($kg.s^{-1}$)
k_Q	coefficient de l'équation qualité (s^{-1})
k_V	coefficient d'échange de vapeur entre le produit et l'air ($kg.s^{-1}$)
k_w	coefficient d'échange de matière entre compartiments ($kg.s^{-1}$)
L_v	chaleur latente de vaporisation de l'eau ($J.kg^{-1}$)
M	masse (kg)
n	ordre de la réaction
P	pression (Pa)
Ptm	pression trans- membranaire (Pa)
Q	qualité amidonnière du maïs ou taux de grains entiers du riz (absorbance ou fraction)
R	constante des gaz parfaits ($8.3143 J.mol^{-1}.K^{-1}$)
$R_1,\ R_2,\ R_\infty$	résistance de la membrane
Rg	sortie du régulateur de température de l'huile
r	rayon, distance au centre (m)
S	surface (m^2)
t	temps (s)
T	température ($°C$)
U	vitesse tangentielle ($m.s^{-1}$)
V_p	volume du produit (m^3)
V_a	vitesse de l'air ($m.s^{-1}$)
V_f	volume filtré (m^3)
V_F	vitesse de l'huile ($m.s^{-1}$)
V_{RC}	vitesse de rotation du cylindre (tours par minute)
X	teneur en eau (base sèche, sans huile)

Grec

β_p	mass transfer coefficient related to pressure ($kg.m^{-2}.Pa^{-1}.s^{-1}$)
μ	viscosité dynamique ($Pa.s$)
Φ_w	flux d'eau entre deux compartiments ($kg.s^{-1}$)
Φ_v	flux de vapeur entre le produit et l'air ($kg.s^{-1}$)
ρ_{dm}	masse volumique de la matière sèche sans huile ($kg.m^{-3}$)
τ_i	volume du compartiment i rapporté au volume total du produit
τ_s	période d'échantillonnage (s)

Indices

0	initial
$1, 2, 3$	compartiments, du centre vers la surface
∞	au bout d'un temps infini, à l'équilibre
a	air
F	huile, gras
f	final
p	produit
t	au temps t
v	vapeur
va	vapeur dans l'air
vp	vapeur en équilibre avec le produit
$vsat$	vapeur à saturation
w	eau liquide

Exposants

0	initial
∞	au bout d'un temps infini, à l'équilibre
mes	mesuré

Chapitre 1

Contexte de l'activité

1.1 Préambule : l'automatique et les procédés alimentaires

L'automatique est une des directions reconnues essentielles dans l'évolution des industries alimentaires. Maîtriser, dès le procédé, les critères qui concourent à la qualité, et à la sécurité des aliments est un enjeu majeur. Si les industries alimentaires sont engagées sur cette voie, il reste de nombreuses applications difficiles non encore traitées. Des problèmes théoriques, conceptuels et opérationnels nécessitent des recherches appropriées. Le positionnement de l'équipe est donc d'aborder ces situations difficiles. Il s'agit aussi d'apporter au génie des procédés l'analyse transitoire (dynamique) des opérations, la réalisation de compromis de fonctionnement, la prise en compte de non-linéarités et d'interactions entre variables, etc... Il faut noter qu'une particularité des procédés des IAA (et des procédés en général) est de se caractériser par un nombre d'actionneurs inférieurs aux nombres de propriétés à contrôler. Il est alors indispensable de réaliser un compromis pour la conduite

1.2 Contexte de l'activité de recherche

J'ai été recruté à l'ENSIA pour travailler à l'interface entre le Génie Industriel Alimentaire et l'Automatique. Déjà, dans le cadre de la thèse, j'avais travaillé sur la modélisation du procédé de séchage, couplée à la qualité, la simulation et l'optimisation des séchoirs et, enfin, la commande automatique des séchoirs. Depuis, j'ai continué ma recherche sur ce couplage Génie des Procédés et Automatique d'abord au sein du département GIA puis d'une Unité Mixte de Recherche.

Le département GIA[1] de l'ENSIA[2] réalise une recherche scientifique orientée vers le génie des procédés des industriels du secteur alimentaire au sens large (en incluant certaines applications dans le domaine des biotechnologies, des cosmétiques, du traitement d'eau...). La figure 1.1 présente les différents domaines couverts au sein du département. Ma recherche s'inscrit dans les programmes "séchage" et "simulation, modélisation, optimisation, commande".

Depuis l'année 2000, l'Umr Genial ou Unité Mixte de Recherche Ensia - Cemagref - Inra - Inapg en GENie Industriel ALimentaire a été créée. Cette Umr comprend deux axes de recherche majeurs (figure 1.2). J'ai pris, avec Nathalie Perrot ingénieur de recherche au Cemagref de Clermont Ferrand, la responsabilité de l'animation de l'équipe "Automatique[3]". Nous nous réunissons soit à Clermont Ferrand soit à Massy, tous les 2-3 mois, pour faire le point des travaux de thèses et discuter des projets à lancer. En effet, les recherches à Clermont Ferrand concernent pour l'essentiel la prise en compte de l'opérateur pour la mesure, le diagnostic ou la commande. De notre côté, à Massy, nous travaillons plus particulièrement avec une approche algorithmique

[1] Génie Industriel Alimentaire

[2] Ecole Nationale Supérieure des Industries Agricoles et Alimentaires

[3] cette animation scientifique succède à celle des séminaires de recherche appelés "Loncinades", que j'ai partagée avec Jean Vasseur, pendant plusieurs années au département GIA.

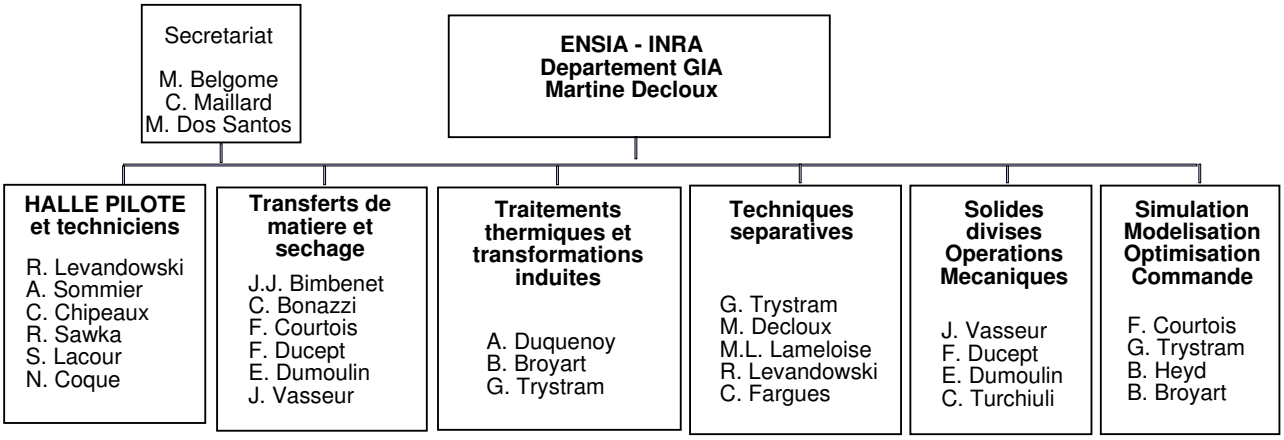

FIG. 1.1 – Organigramme du département GIA à l'ENSIA

tant en modélisation qu'en commande, l'opérateur n'étant qu'un utilisateur de nos travaux et non un maillon de la chaîne. Il y a donc un travail de coordination important entre nos approches complémentaires . Nous invitons aussi régulièrement des personnalités extérieures[4] pour ouvrir le débat.

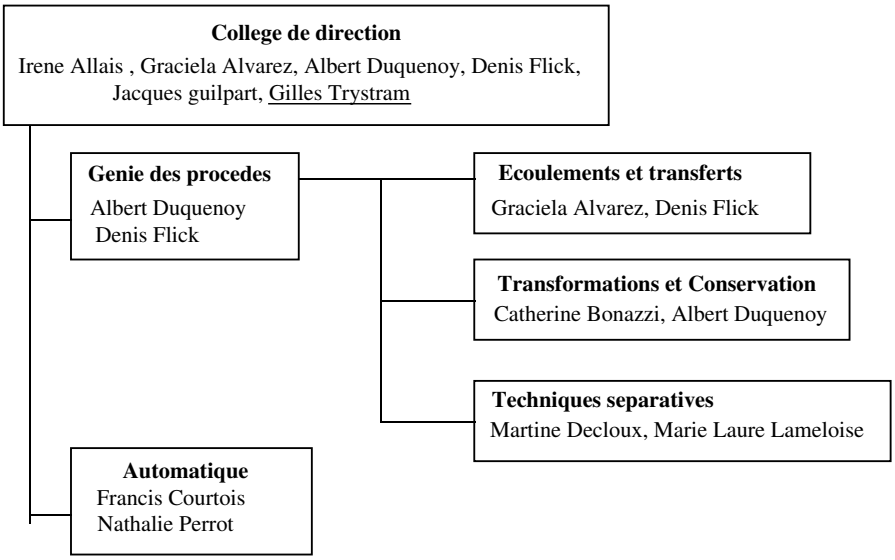

FIG. 1.2 – Organigramme de l'UMR GENIAL.

La modélisation est une méthode centrale dans notre UMR. Elle l'est aussi, très clairement, dans ma problématique de recherche. Elle est utilisée, non comme un but en soi, mais plutôt comme un moyen pour faire :

- l'analyse critique des données expérimentales, l'étude des mécanismes régissant le fonctionnement du procédé
- des simulateurs en CAO
- de l'optimisation
- des lois de commande
- des observateurs de variables non mesurées
- du diagnostic

[4]tel le Pr. Denis Dochain, de l'université de Louvain La Neuve en Belgique, pour nous parler d'estimation.

– ... et plus généralement, elle permet d'améliorer la conduite des procédés.

Pour financer nos recherches, les contrats industriels et les appels d'offre du ministère constituent une part très importante. Les bourses de DEA et de thèses aussi (une demande en cours auprès de l'école doctorale ABIES). Ainsi sur un budget annuel de 520 000 euros pour le département GIA, les contrats représentent 274 000 euros soit environ 53 %. J'ai ainsi travaillé sur des contrats avec les entreprises suivantes : EDF, NOVELEC, SATIG, SUD-CEREALES, McCAIN, GUINARD-ANDRITZ, BLEDINA.

Nous menons donc à la fois une recherche appliquée, en partenariat avec des industriels, sur des problèmes très concrêts, et une recherche amont, sur la compréhensions des mécanismes de transfert, de transformation et les méthodes pour les différentes opérations unitaires en industries alimentaires. Nous disposons pour ceci d'une gamme très large de pilotes dans une halle technologique.

Selon l'importance des sujets et la contrainte ou non d'un résultat industriel immédiat, nous abordons les problèmes de manières différentes :

– étude expérimentale ciblée
– étude plus générale avec modélisation simplifiée
– étude complète avec modélisation / compréhension des phénomènes mis en jeu

Nous travaillons souvent en équipe. Ainsi j'ai travaillé, en dehors du professeur Gilles Trystram responsable de l'UMR et du professeur émérite Jean Jacques Bimbenet spécialiste du séchage, avec d'autres chercheurs du département :

– Catherine Bonazzi[5] (responsable du laboratoire de séchage)
– Jean Vasseur (séchage cylindre, ébullition, Aw[6] à haute température, collage des poudres)
– Albert Duquenoy et, plus récemment, Bertrand Broyart (modélisation physique des transferts)
– Martine Decloux (micro filtration tangentielle)

Selon les travaux, des partenariats extérieurs (en dehors des industriels) ont été mis en place :

– ITCF, équipe de Jean-Claude Lasseran[7], séchage du maïs
– CIRAD, équipe de Jean Michel Méot, séchage du riz et friture de banane plantain
– CEMAGREF, équipe de Graciella Alvarez, commande optimale de la réfrigération de palettes de fruits
– IFTS, Université de Bordeaux, instrumentation, modélisation et commande des décanteurs centrifuges
– SUPELEC, identifiabilité structurelle
– Université de Wageningen (Hollande), équipe de Ton van Boxtel, optimisation dynamique des procédés
– Université de Californie à Davis, équipe de Paul Singh, conception de TP pilotables à distance via Internet

1.3 Objectifs et domaine de compétence

A travers mes séjours en entreprise[8], j'ai pu me faire mon idée des besoins des industriels des IAA. Ces besoins évoluent constamment mais on peut quand même les classer[9] : conception[10] des équipements, amélioration des réglages des procédés existants, amélioration des moyens de mesure en ligne, amélioration de la conduite, diagnostic. On pourrait regrouper tous ces éléments dans un chapitre "optimisation économique, temps réel, des procédés"[11]. Les critères correspondants sont multiples et souvent contradictoires : minimiser la dépense énergétique, réguler ou augmenter la qualité, augmenter la flexibilité, améliorer la sécurité. On peut même y voir un ordre chronologique. Ainsi en 1988, au début de ma thèse, l'énergie et la qualité étaient les critères principaux. En 2003, la flexibilité et surtout la sécurité prévalent. Dans tous les cas, les mots clés sont : optimisation, transitoire et conduite. En effet, il est clair que l'optimisation que l'on recherche s'applique à tous les instants de la production et est donc totalement liée à la conduite de la ligne (qu'elle soit pilotée par l'opérateur, un système de commande ou les deux). C'est d'ailleurs un apport majeur de l'Automatique au Génie des

[5] Chargée de Recherche INRA, 1ère Classe
[6] Activité de l'eau
[7] aujourd'hui à la retraite
[8] stages, thèses CIFRE, expertises pour l'ANVAR, contrats industriels
[9] niveau 1 de l'analyse
[10] dans la mesure du possible il s'agit de conception assistée par ordinateur (CAO)
[11] une sorte de niveau 0 de l'analyse

Procédés que de prendre en compte systématiquement l'aspect dynamique du problème, la conduite de l'outil de production. Tous les problèmes de conduite ne se traduisent pas en problèmes de commande tels que les traite l'automatique classique. En effet, en alimentaire, la complexité des procédés et la variabilité des produits sont telles que l'on doit souvent envisager d'autres approches ou combiner plusieurs techniques pour arriver à des solutions de conduite assistée par exemple. Il existe plusieurs exemples de tels développement au sein de l'équipe "Automatique" de l'UMR.

Quels sont les outils théoriques disponibles pour répondre à cette demande industrielle ? A travers les colloques nationaux et internationaux et les revues scientifiques internationales, il est possible de trouver certains éléments. Ainsi, si on considère la réponse à un problème industriel, il s'agit souvent d'un assemblage méthodique de briques de base théoriques ou technologiques dont certaines existent et d'autres doivent être développées. Il y a aussi beaucoup de cas où des éléments existent mais pour des problèmes assez différents. Il est alors nécessaire de compléter le travail pour transférer l'outil à ce nouveau cas d'application[12].

Cette notion de "brique de base" en recherche est très importante. Tout d'abord, d'un point de vue méthodologique, elle permet de décomposer un problème complexe en une somme ordonnée de sous-problèmes bien classés. Ensuite, par différence avec l'état de l'art, elle permet de lister les compétences nécessaires. Cela évite aussi de rester cantonné au cas spécifique traité et de réfléchir plus en profondeur, de généraliser la méthode pour d'autres cas, de construire un cadre théorique, autant que faire se peut. On peut ajouter qu'elle permet de dégager des lignes forces sur lesquelles le travail de recherche doit se concentrer, sur lesquels on doit construire des sujets de thèse. La thèse de Ioan Cristian Tréléa (1997) en est une belle illustration. En l'absence de méthode clairement identifiée adaptée à la commande des procédés alimentaires discontinus, cette thèse visait à construire une approche généralisable. Elle fut appliquée avec succès sur différents procédés alimentaires.

Finalement, on peut parler d'approche modulaire, à l'instar de l'informatique moderne. A la clé, il s'agit de progresser à la fois sur le procédé mais aussi sur la méthode. La question se pose donc de savoir quels sont les modules sur lesquels faire porter l'effort de recherche ? Ces modules sont censés permettre de répondre à des questions précises telles que "quelle est l'évolution des variables d'état[13] au cour de la transformation ?".. Ainsi, dans un second niveau d'analyse, on trouve les mots clés suivants : mesure, traitement de données, simulation, estimation, commande, optimisation. Mais il convient de compléter l'analyse car si on veut simuler, il faut quelque chose à simuler, idem pour l'optimisation par ne citer que ces exemples. En fait, un mot clé est en filigrane dans tout cela : *modélisation*. Modélisation des transferts de chaleur, de matière, de mouvement en premier lieu ; mais aussi modélisation des réactions (aspect qualité) induites dans le procédé, modélisation de l'interaction procédé - opérateur[14]. Comme on le verra dans le corps de ce mémoire, la modélisation (et son complément : la simulation) est partout : dans la mesure en ligne, le traitement des données industrielles ou expérimentales, la planification d'expérience, la conception des équipements, l'optimisation d'une ligne de production, le diagnostic et la commande des procédés. Un avantage, et non des moindres, de la modélisation est d'autoriser une démarche itérative essai - erreur ou, plus exactement, hypothèse - (in)validation. Ainsi, dans le cadre de la thèse de Jean Michel Trichard (1997), nous avons construit des expériences sur le pilote de microfiltration tangentielle sur la base de nos hypothèses de modélisation. La plupart des modèles de la bibliographie d'alors étaient des modèles statiques à temps explicite. Afin de conduire le procédé, il fallait considérer une modélisation dynamique. Les expériences réalisées en dynamique[15] ont ainsi invalidé tous ces modèles tirés de la bibliographie. Dans nos travaux, les connaissances en matière de transferts de chaleur et de matière, ainsi que sur le génie de la réaction, sont utilisées au maximum. C'est la grande différence avec l'automatique classique où l'on considère le procédé comme une boite noire dont on veut simplement identifier le comportement entrée - sortie. Ainsi, il m'est apparu plus pertinent de développer une compétence à l'interface entre :

- le génie des procédé qui amène la compréhension des mécanismes et ainsi la robustesse aux modèles (au sens d'une meilleure capacité d'interpolation et même d'extrapolation) mais qui néglige le caractère transitoire (ou dynamique) des phénomènes

[12] Exemple : adapter une loi de commande, initialement prévue pour des séchoirs à courants croisés à basse température, sur un séchoir à flux mixtes à haute température (et pour deux autres produits). Thèses de Francis Courtois, Ioan Cristian Tréléa et Miguel Abud.

[13] exemple classique : évolution de la température à coeur au cour de la stérilisation.

[14] thématique développée par le groupe de Clermont Ferrand

[15] i.e. en conditions transitoires avec des créneaux de pression transmembranaire et de vitesse tangentielle

– l'automatique qui apporte le point de vue et les méthodes propres aux systèmes dynamiques, amenant le problème de conduite, de gestion du temps réel, dès le début ; mais qui néglige les connaissances disponibles sur les mécanismes fondamentaux qui régissent ces mêmes systèmes.

L'objectif, en terme de compétences, ici est bien de se situer à l'interface entre les deux, de centrer l'expertise sur la combinaison judicieuse des connaissances, méthodes et techniques à la fois du Génie des Procédés et de l'Automatique. C'est une réelle opportunité : les combinaisons possibles sont infinies et le domaine applicatif concerné est immense.

Pour bien comprendre l'articulation de mes recherches, il faut reprendre les modules déjà cités, et les ordonner.

A la base, il y a le procédé alimentaire. Ce que l'on appelle le procédé est en fait un assemblage complexe d'équipements, de fluides, d'énergie et de produits en complète interaction. La première chose à faire est d'analyser convenablement le "système" mis en regard des objectifs, d'une part, et des connaissances disponibles, d'autre part. Si l'objectif global est toujours technico-économique, les moyens à mettre en oeuvre varient. Dans notre cas, la solution passe souvent par l'instrumentation, la modélisation et l'automatisation. Les connaissances disponibles seront prises soit dans le Génie des Procédés soit dans le domaine de l'Automatique, pour l'essentiel.

Avant d'effectuer la moindre expérimentation, se pose ainsi le problème de savoir quelles expériences réaliser ; et si l'instrumentation est adaptée aux objectifs. Disposer d'un modèle ou, plus généralement, de solides connaissances sur les transferts permet de répondre à ces questions. Il s'agit là d'une réflexion "amont" préalable à toute expérimentation : l'instrumentation du pilote est-elle compatible avec mon modèle ? Puis je réellement identifier ces paramètres inconnus ? Nous avons commencé à répondre à cette question par une méthode initialement développé à SUPELEC et que nous avons adaptée[16]. Il reste encore des développements à envisager dans le but d'élargir le domaine d'application aux modèles très non-linéaires.

Dès que l'on commence à manipuler le procédé, on génère des matrices de données temporelles qu'il faut traiter. En premier lieu, il faut vérifier la cohérence des mesures par des traitements informatisés. On vérifie par exemple que l'accroissement de la température de séchage a un effet positif monotone sur la teneur en eau du produit séché. Ainsi, dans le cadre de nos travaux en séchage, des outils logiciels ont été développé pour traiter par lot l'ensemble des cinétiques de séchage, les normaliser, les représenter et détecter rapidement les incohérences[17]. Un travail similaire a été conduit dans le cas de la friture[18].

On voit facilement que l'analyse des données expérimentales est largement améliorée grâce à la connaissance sur les mécanismes, en particulier sur les transferts. On comprend aussi bien que le choix des expériences à conduire dépend des mêmes connaissances. Il s'agit là d'un apport majeur du Génie des Procédés qui, contrairement à l'Automatique, met en regard les données et les mécanismes qui sont censés les avoir générées. Si les connaissances et méthodes du Génie des Procédés sont donc très importantes, il n'en reste pas moins souvent nécessaire de procéder à des ajustements sur les données pour avoir un modèle optimisant au mieux description[19] et représentation[20]. Pour citer un exemple en séchage et friture, une approche mixte combinant les premières lois de Fick et Fourier et une approche compartimentale[21] fut développée. Cette approche combine à la fois les connaissances disponibles sur les transferts de matière et de chaleur, et une description simplifié des gradients internes. On gagne en simplicité, vitesse de calcul et surtout, le système devient structurellement identifiable[22]. Dans le cadre de la thèse de Abla Belarbi, nous avons travaillé sur le problème du séchage d'un produit composite : la datte se compose en effet d'un noyau enrobé de pulpe et recouvert d'une peau, deux compartiments aux propriétés bien différentes. Nous avons obtenu un modèle à 2 compartiments représentant bien les cinétiques expérimentales. Il reste encore à mieux explorer les véritables mécanismes régissant les transferts d'eau entre

[16]Thèse de Régis Lemaire. Application au séchage du maïs. Développement d'un code de test d'identifiabilité structurelle sur MuPad (logiciel de calcul formel).

[17]thèse de Miguel Abud sur le séchage du riz. Programme Aliment Demain, ADEME. Partenariat avec SATIG et SUD-CEREALES.

[18]Contrat avec le CIRAD, travail de Master Wageningen de Franka Bossers. Contrat confidentiel avec McCain

[19]modèle dont les équations décrivent au mieux les mécanismes

[20]modèle dont les équations reproduisent au mieux le comportement observées des variables d'entrée et de sortie

[21]Thèses de Miguel Abud, Abla Belarbi

[22]Thèse de Régis Lemaire sur l'identifiabilité et la planification d'expériences. Application en séchage et en friture. Partenariat avec le CIRAD.

les différents composants d'un tel produit. Par ailleurs, on s'aperçoit que des modèles donnant satisfaction en conditions constantes ne sont parfois plus valides en conditions variables[23]. C'est à ce problème que nous avons essayé de répondre au travers de toutes les thèses ayant abordés la modélisation. Nous avons intégré systématiquement des expériences en conditions variables afin de valider nos modèles en "profondeur". C'est important car la conduite d'un procédé n'est jamais une succession de régimes stabilisés et, localement, le produit est rarement en conditions constantes.

On peut rarement s'arrêter aux transferts de chaleur et de matière. Dans les IAA, le produit est transformé dans un but précis, alimentaire. On cherche soit à générer de nouvelles propriétés (e.g. gustatives ou nutritionnelles) soit, et c'est un minimum, à dégrader le moins possible la qualité du produit. On distingue ainsi des qualités primaires (e.g. la teneur en eau en séchage) et secondaires (e.g. la couleur, la teneur en vitamine C en séchage). En matière de qualités secondaires, on trouve parfois des critères bien éloignés des mesures normalisées faites au laboratoire : rendement d'extraction, pourcentage de fissure... Dans tous les cas, ces qualités dépendent des variables d'état du système (e.g. température du produit) et donc directement des transferts de matière et de chaleur au sein du produit et avec son environnement. Le besoin de prédire leurs effets sur l'évolution cinétique de la qualité, quelle qu'elle soit, existe clairement. Ce type d'étude requiert des compétences multiples : instrumentation, mesures analytiques, Génie de la Réaction. En termes de résultats, à titre d'exemples, nous disposons d'un modèle couplé du séchage et de la dégradation de la qualité amidonnière du maïs[24], d'un modèle couplé du séchage et de la fissuration du riz[25], de modèles couplés de friture et d'incorporation d'huile pour le plantain, la pomme de terre, le coco[26].

Dans tous les problèmes de modélisation, se pose la question de l'identification des coefficients inconnus, non disponibles dans la bibliographie et non mesurables. En effet, dans le cas d'un modèle compartimental, par exemple, les coefficients de transfert d'eau au sein du produit ne sont pas mesurables. Ils doivent donc être identifiés à partir de cinétiques expérimentales. Il y a là une différence notable avec le Génie Chimique où les produits traités[27] sont mieux connus, avec une variabilité naturelle bien plus réduite et des bases de données sur les propriétés bien plus complètes. Il existe une abondante littérature sur l'identification des modèles linéraires en les paramètres mais, finalement, peu de méthodes valables, robustes, pour nos modèles toujours très non-linéaires. Un certain savoir-faire est nécessaire pour adapter les algorithmes sur chaque cas particulier. Ainsi, en séchage, il est important de pondérer les points expérimentaux judicieusement afin d'éviter une erreur relative trop importante sur la prédiction de la teneur en eau finale qui est une valeur numériquement faible. Il y a bien d'autres éléments à prendre en compte pour "orienter" l'algorithme d'identification vers les bonnes valeurs des paramètres, et de manière robuste. Tous ces éléments sont concentrés dans les outils logiciels que nous avons développés au fil des thèses[28] sur la base de méthodes éprouvées (Hook et Jeeves, Simplex, Levenberg-Marquardt) ou originale (Alienor). Les résultats obtenus sont significativement meilleurs car valides sur une large plage de fonctionnement[29]. Ainsi le modèle de séchage du riz est validé entre 20 et 90°C alors que les modèles de séchage dans la littérature sont généralement donnés pour une plage de température de 20 ou 30°C.

Un modèle peut avoir bien d'autres utilisations que la simulation en vue du dimensionnement (CAO). Nous avons montré, dans le cas particulier de la friture[30], qu'il était possible de remonter à la teneur en eau du produit en temps réel (non mesurée) à partir de la température de l'huile et de la consommation d'énergie au niveau de sa régulation. Ce sujet de recherche est un sujet à développer car à la fois bien en phase avec les besoins industriels et nécessitant encore un travail de recherche pour lever certain verrous théoriques. En effet, la plupart des travaux sur les estimateurs sont basés sur l'étude des procédés fermentaires ou chimiques simples. Par ailleurs, tous les travaux sur la conduite des procédés sont subordonnées à la disponibilité de moyens de mesure en ligne, quels qu'ils soient.

[23] Voir par exemple : Fohr J.P., Arnaud G., Ali Mohamed A., Ben Moussa H., 1988, Validity of drying kinetics, Sixth International Drying Symposium, Versailles, France, 151-157.

[24] Ma thèse (soutenue en 1991). Partenariat ENSIA, ITCF, SATIG, ROULIN, COMIA-FAO. Contrat ADEME.

[25] Thèse de Miguel Abud

[26] Master de Franka Bossers, thèse de Régis Lemaire

[27] inertes, et non d'origine biologique

[28] en particulier dans le cadre des thèses de Miguel Abud et de Régis Lemaire

[29] Clairement, le domaine de validité large est le résultat combiné d'un "bon" modèle, de "bonnes" données expérimentales et d'une "bonne" méthode d'identification

[30] Thèse de Ioan Cristian Tréléa en commande

Si, à l'aide d'un modèle, estimer une variable non mesurable, clé d'une opération unitaire, contribue à améliorer la conduite du procédé, il y a bien d'autres possibilités. Au plus simple, les modèles obtenus peuvent être utilisés pour tester, par simulation, des lois de commande. C'est ainsi que les travaux des DEA de Jennane et Nouafo, puis les thèses de Tréléa et de Trichard furent conduits. L'expérimentation ne sert, dans ce cas, que pour la validation finale. Ils peuvent aussi être utilisés dans le cadre d'une stratégie de commande prédictive à modèle interne. Dans nos applications, les modèles sont toujours non-linéaires, souvent multi-variables et à paramètres répartis. Jusqu'à présent, nous avons bien géré les non-linéarités et l'aspect multi-variables. Dans le cadre de la thèse de Jean Michel Trichard[31], la solution optimale du problème de commande bivariable[32] fut obtenue analytiquement. Dans la thèse de Ioan Cristian Tréléa (partenariat avec le CEMAGREF), sur le problème de commande d'un séchoir batch, les modèles non-linéaires régissant l'évolution cinétique de la teneur en eau et de la qualité du maïs furent intégrés directement dans le système de commande. Une étude ultérieure a montré l'impact des incertitudes sur les mesures sur les performances de l'algorithme. En revanche, nous n'avons pas encore totalement intégré l'aspect "système à paramètres répartis" . En partenariat avec l'équipe de Jean Michel Méot au CIRAD, nous disposons pourtant d'un pilote semi-industriel bien instrumenté sur lequel tester la commande distribuée. Le besoin industriel est très grand, peut être autant que celui en matière de capteurs logiciels. Il s'agit de distribuer la commande en différents points du procédé au lieu d'une commande globale. En utilisant les modèles dynamiques aux dérivées partielles, il est possible ainsi de diminuer considérablement le temps de réponse du système régulé et donc diminuer le pourcentage de "non-conformes" sur la production journalière. Les résultats dont nous disposons ne sont qu'une première approche dans cette direction. Ainsi, en ce qui concerne l'optimisation dynamique de l'opération de séchage (séjour de 2 mois à l'université de Wageningen, thèse de Alejandra Olmos), nous disposons maintenant de méthodes et de résultats permettant d'obtenir le profil de séchage optimal pour une particule. Il faut ensuite remonter jusqu'au profil optimal d'une couche épaisse, et enfin, le réglage optimal (en temps réel) du procédé industriel.

La plupart de ces travaux furent appliqués à des procédés de séchage, ou des procédés proches tels la friture ou la cuisson. En effet, dans la continuité de la thèse, il semblait cohérent d'approfondir les connaissances mais aussi le savoir-faire correspondant. L'élargissement à différent modes de séchage (dont vapeur d'eau surchauffée) ainsi qu'à la cuisson (réactions favorisées) et à la friture (séchage par contact, par ébullition) permet d'asseoir une certaine expertise sur les procédés de séchage.

Il est important de valoriser les travaux de recherche dans l'enseignement. En particulier, on peut constater que l'ingénieur en IAA n'a souvent qu'une vision statique (i.e. en régime stabilisé) des procédés. Il intègre rarement la dynamique propre aux systèmes qu'il exploite. Le concept même de transitoire est masqué. Dans ses projets d'ingénierie, il considère souvent la conduite en dernier lieu alors qu'il est tellement plus efficace d'inclure cette problématique dès le début. Il y a donc un enjeu majeur à former les futurs ingénieurs à la fois aux concepts de l'Automatique appliquée au Génie des Procédés mais aussi à le mettre en situation sur des cas concrets où il va pouvoir "se frotter" à la complexité des problèmes (choix des capteurs, positionnement, interaction opérateur / automatisme, etc.). A contrario, le nombre d'heures et les moyens financiers dévolus aux sciences de l'ingénieur se réduisant toujours, il y a un véritable défi pour les enseignants. C'est dans ce cadre que nous avons développé, dès 1995, l'utilisation des NTIC[33] dans notre enseignement. Les cours ont été informatisés et mis en ligne sur Internet. Nous ainsi avons participé au projet européen FIDEL (en 1997), occasion pour nous de traduire tous les supports en anglais et de réfléchir à l'enseignement à distance. L'usage des simulateurs à été généralisé et, depuis 1997, des travaux pratiques en automatique ont été réintroduits après leur disparition faute de moyens[34]. L'idée nouvelle[35] est de partager un même appareil en ligne sur Internet. Les étudiants conduisent, tour à tour, une expérience sur le mini-procédé puis, hors ligne, vont travailler sur l'identification d'une fonction de transfert, le calcul d'un régulateur numérique, le tester par simulation et enfin le valider à nouveau en ligne. Une caméra

[31] conduite automatisée de la microfiltration tangentielle sur membrane ; application aux solutions de sucre roux et aux solutions de levures.

[32] en pression transmembranaire et en vitesse tangentielle

[33] Nouvelles Technologies de l'Information et de la Communication

[34] La réorganisation des UV a fait disparaître le découpage en quarts de promotion pour lequel notre équipement était compatible. Nous n'avions plus les moyens d'assurer la même prestation pour une demi-promotion ou plus.

[35] initiée à l'ENSIA et développée dans le cadre d'une année sabbatique à l'université de Californie à Davis chez le Pr. Paul Singh.

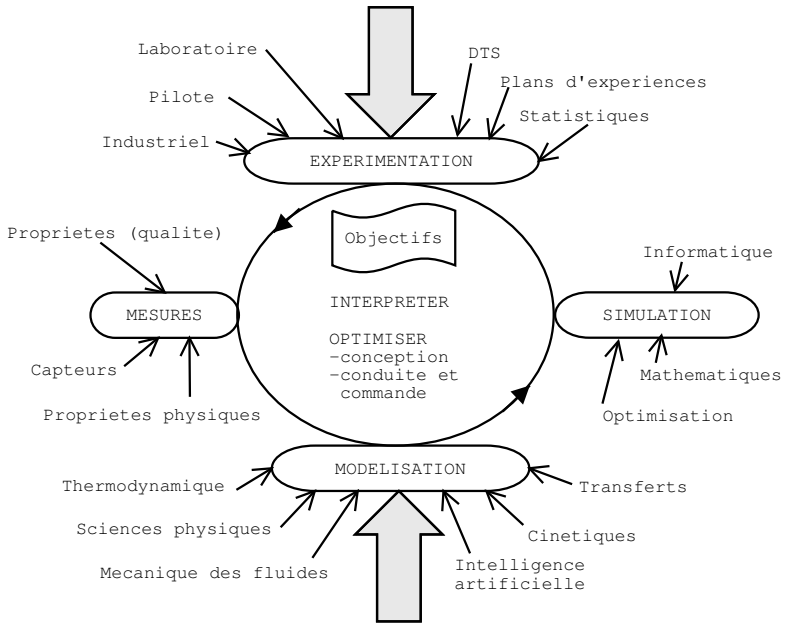

FIG. 1.3 – Articulation des recherches, vue de principe

permet de suivre à distance l'évolution visuellement. L'idée semble faire son chemin dans la communauté et m'a amené à démarrer une collaboration avec le Pr. Singh à UCDavis, dès 1998, et à présenter nos travaux dans ce domaine au Mexique et au Brésil.

L'ensemble des points introduits ici sont repris et détaillés dans le corps du mémoire. La figure 1.3 peut servir de guide pour la lecture.

Chapitre 2

Procédés étudiés

Ce chapitre montre à la fois la diversité des opérations unitaires couvertes et leur unité en termes de transferts de matière, de chaleur et de mouvement. C'est aussi l'opportunité d'aborder les problématiques traitées en montrant leur diversité.

2.1 Séchage

Le séchage est une opération unitaire très intéressante à bien des titres. Tout d'abord, pour des raisons historiques, c'est un moyen de conservation largement répandu dans le monde entier. La plupart des produits agricoles sont ainsi séchés après récolte pour être conservés. Ce constat ajouté au coût énergétique élevé de la vaporisation de l'eau explique l'importance économique considérable du séchage.

D'un point de vue scientifique, c'est une opération couplée de transfert de matière et de chaleur avec des réactions additionnelles (aspect qualité). Et si l'on sait bien ce qui se passe dans le plâtre ou des billes de silice, les phénomènes liés au séchage dans les produits biologiques, agricoles ou alimentaires sont beaucoup moins clairs. Il y a donc fort à faire en recherche et développement. Le département de GIA de l'ENSIA s'est d'ailleurs développé, historiquement, autour de l'activité de séchage pour atteindre la renommée internationale actuelle. Nous nous sommes concentrés essentiellement (mais pas uniquement) sur le séchage air chaud des solides alimentaires en tenant compte des aspects qualité. Il est clair que la cuisson, ou, plus récemment la torréfaction, sont des opérations incluant une partie séchage. On comprend bien ainsi l'intérêt de l'étude du séchage dans le domaine de l'alimentaire.

Nous distinguons clairement deux types de conditions de séchage : par entraînement ou par ébullition.

Lorsque la température de l'eau (dans le produit à sécher) est inférieure à sa température d'ébullition[1] alors le transfert de matière se fait par entraînement par le gaz vecteur (de l'air le plus souvent). Dans ce cas, le "moteur" du transfert est un écart de pression partielle de vapeur d'eau entre le produit et l'air environnant :

$$\phi_m = \beta_p.(P_{va} - P_{vp})$$

Dans le cas de l'ébullition, il y a un équilibre car on a la pression partielle de vapeur d'eau en équilibre avec le produit P_{vp} qui est égale à la pression totale P. Il n'y a plus de résistance au transfert de matière qui est maintenant limité simplement par l'apport thermique.

Nous avons ainsi étudié le séchage (par entraînement) à l'air chaud d'extrait de boeuf mélangé à des maltodextrines, du maïs, du riz et des croquettes pour chats. Dans tous ces cas, la résistance au transfert de matière est essentiellement interne au produit et il faut donc considérer le gradient de teneur en eau au sein des particules.

[1] En tout état de cause, il vaut mieux raisonner sur la pression partielle de vapeur d'eau en équilibre avec le produit P_{vp} qui est inférieure à la pression totale P

Concernant le séchage par ébullition, nous nous sommes intéressés au séchage par la vapeur d'eau surchauffée de la luzerne (lit fixe ou tapis) et au séchage-cylindre de solutions de maltodextrines. Il convient bien sûr d'ajouter les cas étudiés en friture qui correspondent à du séchage par ébullition (voir 2.2 en page 23).

Dans la plupart des cas, les objectifs de l'étude sont assez similaires (ce sont surtout les moyens mis en oeuvre qui diffèrent) :

- minimiser les effets secondaires du séchage (e.g. dégradation de la qualité, collage à la paroi...)
- minimiser l'énergie dépensée
- maximiser la capacité de production

Ces critères s'appliquent aussi bien à la conception, au réglage et à la conduite du procédé. Pour toutes ces raisons, et en tenant compte du coût exorbitant d'un essai industriel, une approche à base de modèle a souvent été préférée (voir la section 4, page 38).

Nous avons considéré quatre types de séchoirs à l'air chaud :

- lit fixe, couche mince ou épaisse (maïs, riz)
- séchoir tapis (croquettes)
- séchoir à flux mixtes (maïs, riz)
- séchoir à persiennes (riz)
- séchoir par pulvérisation (extrait de boeuf mélangé à de la malto dextrine)

...et deux types de séchoirs à la vapeur d'eau surchauffée (séchage par ébullition) :

- lit fixe ou tapis, couche mince ou épaisse (luzerne)
- séchoir cylindre (maltodextrines)

2.1.1 Séchoir en lit fixe

Le lit fixe est un dispositif avantageux pour au moins trois raisons :

- caractériser le comportement au séchage du produit (cinétiques couche mince)
- pré-valider les modèles de séchoirs tours qui sont des assemblages de couches épaisses
- étudier le séchage batch tel qu'il est largement utilisé dans les pays sous-développés

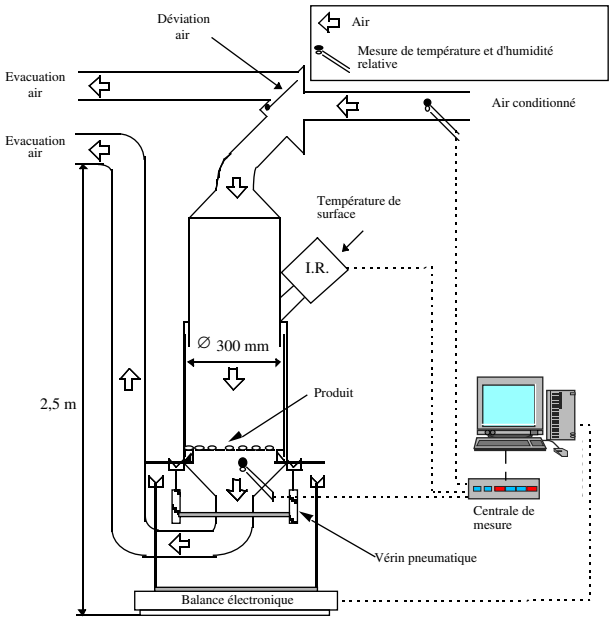

FIG. 2.1 – Séchoir pilote du laboratoire INRA-GIA à Massy.

Nous disposons au laboratoire d'un dispositif particulièrement bien instrumenté (figure 2.1). Les trois caractéristiques de l'air de séchage (T_a, Y et V) peuvent être contrôlées indépendamment avec 3 régulateurs PID commandés par le PC. La teneur en eau du produit est obtenue par pesée à intervalles réguliers (l'air est alors dévié). Les caractéristiques de l'air usé sont mesurées. Le superviseur que nous avons créé permet une programmation de l'essai par l'opérateur puis l'ensemble est entièrement piloté, de manière autonome, par le PC. Globalement les températures vont de $0°C$ à $200°C$, la vitesse d'air de 0.7 à 3 m/s et l'humidité relative de l'air de 0 à 100%.

Ce type de séchoir pilote est particulièrement utile pour la caractérisation, au laboratoire, de produits agricoles et alimentaires en vue de dimensionner un séchoir industriel. Le laboratoire INRA-GIA de l'ENSIA a ainsi étudié de nombreux produits alimentaires (carotte, menthe, maïs, manioc, prune, riz...) dont certains sortent de l'ordinaire (pieds de boeuf). La plupart des demandes émanaient de PMI. En plus des problèmes de dimensionnement déjà cités, le couplage séchage / qualité a souvent été étudié (voir 3, page 28).

Nous avons aussi utilisé ce pilote comme procédé batch typique. Nous avons ainsi réalisé une étude complète sur le problème de commande optimale d'un séchoir batch sous contraintes (voir 6.3, page 64). Il s'agissait de piloter la puissance de chauffage pour sécher en temps minimum avec respect de contraintes sur la teneur en eau et la qualité finale. Plus récemment, nous avons choisi ce pilote pour une étude sur l'optimisation et la commande par apprentissage des procédés discontinus.

2.1.2 Séchoir tapis

Le séchoir tapis peut être vu comme une extension au lit fixe. En effet, si l'air d'attaque dans le séchoir a partout les même caractéristiques (température en particulier) alors le profil dans l'espace (le long de la bande transporteuse) de la teneur en eau X du produit est équivalent à la cinétique de séchage en lit fixe aux mêmes conditions. La relation entre le temps de séchage t et la vitesse de la bande v étant donnée simplement par $t = v.l$ où l est la longueur du tapis.

En pratique, ce type de séchoir est souvent composé de plusieurs tapis travaillant à des températures d'air différentes. De plus, à chaque changement de tapis, le produit est brassé (cas des couches épaisses) afin d'éviter une hétérogénéité de séchage au sein de l'épaisseur de produit sur la bande.

Nous avons travaillé pour la société ALIMAX qui fabrique des croquettes pour chats. En sortie de l'extrudeuse, le produit, très humide, entre dans un séchoir multi-tapis à godets. Ce système (figure 2.2) présente deux zones de séchages liées à la recirculation de l'air humide et à son réchauffage par une batterie à vapeur.

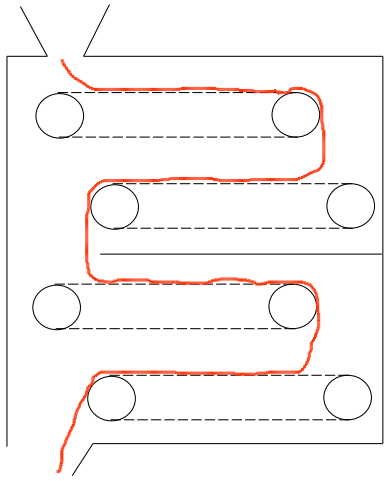

FIG. 2.2 – Principe du séchoir multi-tapis d'ALIMAX

Le problème rencontré par l'industriel était d'augmenter la capacité de production pour le coup le plus faible possible et en minimisant l'impact sur la qualité du produit séché. Plusieurs solutions lui furent ainsi proposées

(voir 5.1, page 53) sur la base de l'analyse du procédé existant sans connaissance précise de l'aptitude au séchage de ses produits[2].

2.1.3 Séchoir tour à céréales

Séchoir à persiennes

Le séchoir à persiennes est très utilisé en France pour sécher le riz. Il se présente (figure 2.3) sous la forme d'une tour (20 mètres de haut) dans laquelle s'écoule les grains avant d'être repris, en bas, pour aller vers le stockage en cellules ventilées.

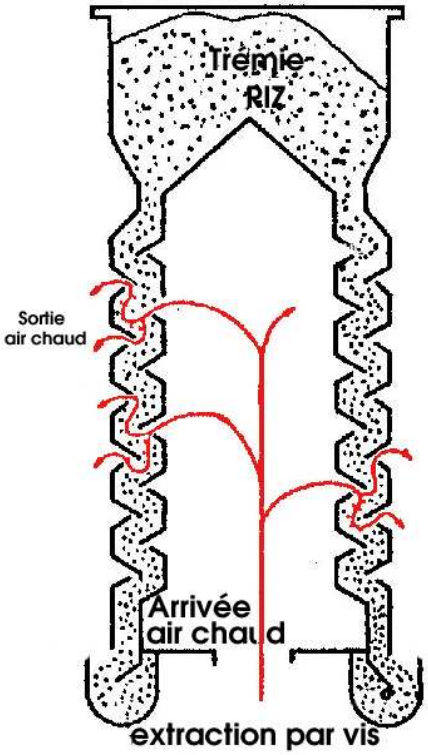

FIG. 2.3 – Principe du séchoir à persiennes

Le fonctionnement peut être qualifié de "globalement à courants croisés" avec un effet de brassage de la couche de grains lors de la chute vers la persienne inférieure. L'air est généralement recyclé (et réchauffé au passage) une ou deux fois du bas vers le haut du séchoir. Pour éviter la fissuration (puis la casse) du riz, les températures d'air sont généralement limitées de telle façon que le grain ne dépasse pas $45°C$.

Séchoir à flux mixtes

Le séchoir à flux-mixtes[3] est probablement le plus utilisé pour sécher les graines agricoles (maïs, riz, pois, colza...). Il se présente (figure 2.4) extérieurement comme le séchoir à persiennes : une tour de 20 mètres de haut où le grain descend par gravité. En revanche, s'il on étudie l'intérieur du procédé, on voit apparaître des canaux d'air (ou dièdres) qui se séparent en deux catégories : ceux qui amènent l'air chaud et ceux qui évacuent

[2]L'industriel ne souhaitait pas investir plus d'argent dans une caractérisation précise de l'aptitude au séchage de ses produits. Il préférait une évaluation plus générale, moins précise mais plus économique.

[3]note : il alterne les zones d'échanges à co- et contre-courants

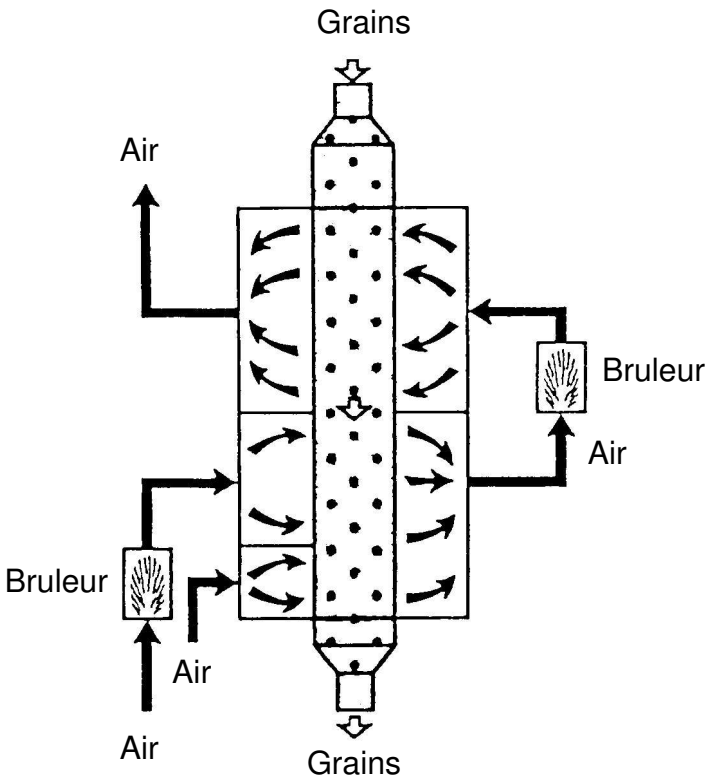

FIG. 2.4 – Schéma simplifié d'un séchoir à flux mixtes.

l'air usé. Pour traverser le séchoir, l'air doit donc traverser la masse de grains (figure 2.5). Ce type de séchoir présente généralement 3 zones de températures d'air d'attaque différentes allant de 80 à 180°C avec des débits d'air de l'ordre de 2000 m^3 par m^3 de grain et par heure. La capacité de production peut aller jusqu'à 100 tonnes par heure selon les cas.

Ce type de séchoir est très complexe à modéliser (et donc à optimiser et commander) de par

- l'hétérogénéité des caractéristiques des grains sur une section (et la DTS[4] qui l'augmente encore)
- le fonctionnement en couches épaisses qui augmente les couplages
- l'alternance de zones à co- et contre-courants
- la recirculation de l'air qui augmente les couplages
- l'existence de zones de relaxation (pas de séchage mais dégradation de la qualité)
- la méconnaissance des hétérogénéités des divers flux d'airs dans le séchoir
- ...

Nous avons travaillé essentiellement sur l'amélioration des performances : garantir la qualité en séchant plus vite (et donc plus fort). La modélisation (dynamique) était au coeur de notre méthode. Nous avons aussi testé plusieurs lois de commande par simulation et sur séchoir réel.

Ainsi, en partenariat avec l'ITCF[5], nous avons modélisé le séchage du maïs et la dégradation de sa qualité amidonnière. Ce modèle dynamique a ensuite été utilisé pour réaliser un logiciel commercial de CAO (voir 5.2, page 53) et comme outil de test de lois de commande (voir 6.3, page 64).

En partenariat avec le CIRAD[6] , SUD-CEREALES (producteur de riz) et SATIG (fabricant de séchoirs) nous avons réalisé une étude sur le séchage et la fissuration du riz en vue d'optimiser son séchage. Cette étude est basée sur

[4]dispersion des temps de séjour
[5]Institut Technique des Céréales et des Fourrages
[6]Centre International de Recherche en Agronomie des pays en voie de Développement

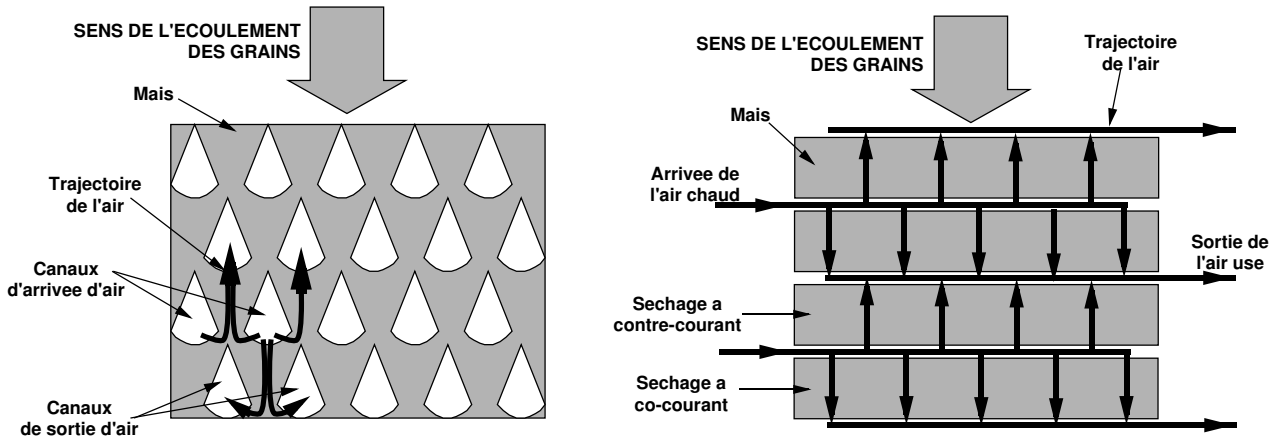

FIG. 2.5 – Principe de fonctionnement d'un caisson de séchage

une modélisation du séchage et de la fissuration (voir 3.2, page 32). Plus récemment, une campagne de mesure a été menée par le CIRAD pour étudier le fonctionnement transitoire de ce type de séchoir en vue de sa commande automatique (voir 6.3 à la page 64).

2.1.4 Séchoir par pulvérisation

Le séchoir par pulvérisation[7] est très largement utilisé pour produire des poudres à partir de liquides. L'exemple classique est la production de lait en poudre. A l'échelle industrielle, ces séchoirs peuvent faire jusqu'à 50 mètres de haut pour 10 à 20 mètres de diamètre. La forme générale est celle d'un cylindre vertical à base conique (figure 2.6).

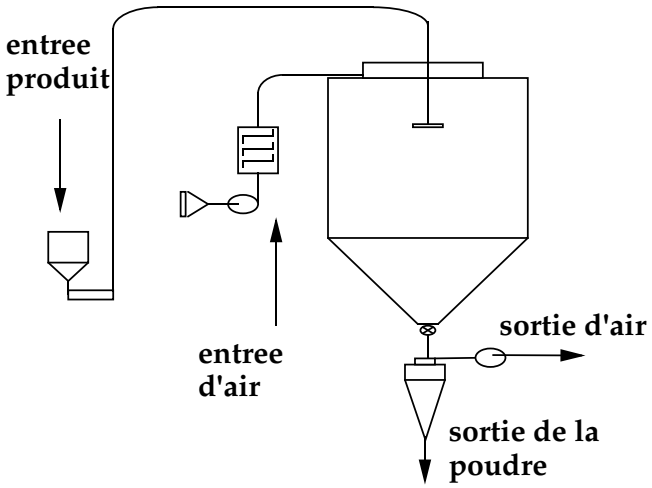

FIG. 2.6 – Schéma général d'un séchoir par pulvérisation

Le produit, sous forme liquide, est pulvérisé en fines gouttes dans une tour où de l'air chaud arrive de manière tangentielle. Les gouttes sont entraînées par l'air et sèchent à son contact. Normalement, elles arrivent à la paroi sous forme de poudre déjà sèche. La poudre glisse vers le fond du cône et est évacuée avec l'air usé. Un cyclone

[7] on parle aussi d'atomisation ou de séchoir spray

permet ensuite la séparation entre les fines et l'air[8]. Le pilote utilisé, de marque NIRO, de type MINOR LAB, possède une capacité évaporatoire de 3 kg/h pour un débit d'alimentation minimal de 1 l/h.

Un problème très courant pour les industriels est le collage et l'accumulation des poudres à la paroi diminuant le rendement et la qualité et obligeant, à terme, à arrêter pour nettoyer. Cela nous est apparu être un intéressant problème de diagnostic temps-réel de procédé. En effet, il serait astucieux de surveiller le fonctionnement du procédé en temps-réel pour estimer l'épaisseur de poudre collée aux parois (voir 6.1.2, page 60).

2.1.5 Séchoir à la vapeur d'eau surchauffée (VES)

A la demande d'EDF (centre des Renardières), nous avons étudié le séchage à la vapeur d'eau surchauffée de la luzerne. La luzerne est un fourrage, destiné à l'alimentation animale, qui contient près de 75% d'eau que l'on peut sécher très rapidement mais pour un coût énergétique très élevé. Il a donc été envisagé de travailler en vapeur d'eau surchauffée afin d'abaisser le coût énergétique de l'opération. EDF avait besoin d'un simulateur comme outil de dimensionnement pour les industriels afin de pouvoir les convaincre d'investir dans un séchoir à la vapeur d'eau surchauffée.

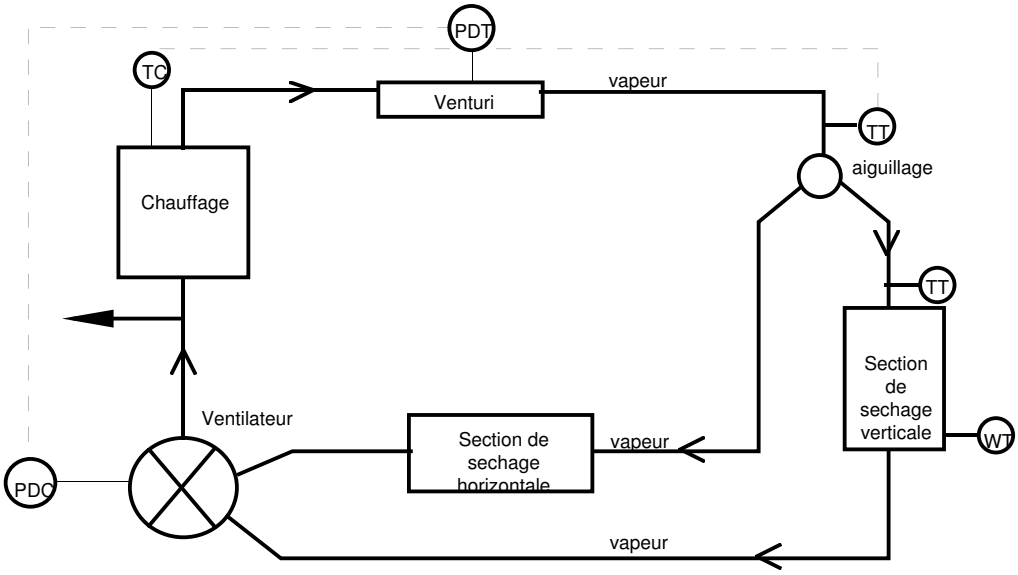

FIG. 2.7 – Boucle EDF de séchage en vapeur d'eau surchauffée

De nombreuses cinétiques expérimentales ont été obtenues sur la boucle de séchage polyvalente des Renardières (figure 2.7) à la fois en couche mince et en couche épaisse. Ce séchoir polyvalent permet de travailler à l'air, à la vapeur, avec ou sans micro-ondes, avec une circulation parallèle ou perpendiculaire au produit... La zone de séchage utilisée, verticale, comprend un tamis de 350 mm de diamètre pour déposer le produit. La vapeur produit est à pression atmosphérique avec une température régulée comprise en 110 et 180°C pour une vitesse de 0,5 à 7 m/s. Le suivi de la perte en eau se fait par pesée discontinue. Par ailleurs, à l'aide de la méthodologie développée par Jean Vasseur[9] à l'ENSIA, nous avons pu obtenir l'isobare (1 bar) de désorption du produit.

Parmi les difficultés rencontrées, on retiendra :

- le tassement (dont rétrécissement) très important du lit de luzerne pendant le séchage
- la très grande rapidité (de l'ordre de la minute) du séchage avec des phénomènes transitoires difficiles à maîtriser tel la condensation
- l'effet important de la date de récolte sur la maturité du produit et son aptitude au séchage

[8]Remarque : il existe de nombreuses variantes au schéma ainsi décrit

[9]*Bassal, A., Vasseur, J. and Loncin, M., 1993, Sorptions Isotherms of Food Materials above 100° C, Lebensmittel -wissenschaft und -technologie, 26, pp505-511.*

2.1.6 Séchoir cylindre

Le séchage cylindre est utilisé pour sécher des liquides pâteux jusqu'à l'état de poudre. Il sert, par exemple, pour produire des purées déshydratées. La figure 2.8 présente un schéma simplifié du fonctionnement du séchoir. Le liquide est déposé sur le cylindre principal à l'aide d'un ou plusieurs satellites. Le cylindre en rotation est chauffé, par l'intérieur, grâce à la condensation d'une vapeur surchauffée. La chaleur transmise par les parois (conduction) vient chauffer le produit jusqu'à ébullition. Après environ 3 quarts de tour, le produit sec, sous la forme de poudre, est gratté par un couteau raclant et récupéré par une vis sans fin. Le pilote utilisé, de marque DUPRAT, possède une capacité évaporatoire de 12 kg/h pour un débit d'alimentation minimal de 50 l/h.

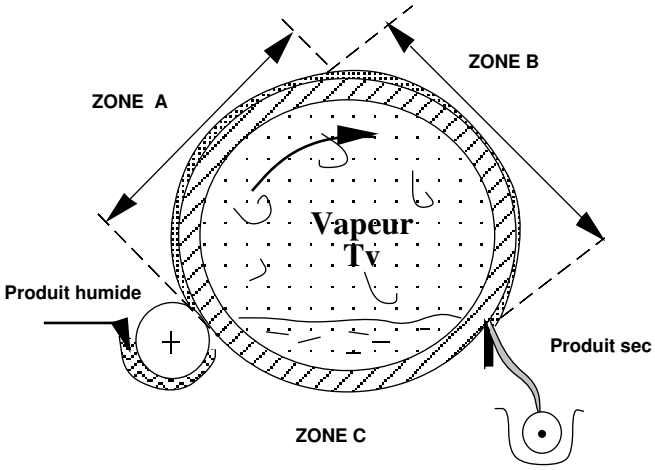

FIG. 2.8 – Schéma de principe du séchoir cylindre

C'est à la demande de la société DUPRAT (principal constructeur européen de séchoirs cylindres) que nous nous sommes intéressé au problème de réduction de l'hétérogénéité (en teneur en eau) de la poudre en sortie du séchoir. En pratique il s'agit de réguler les variations de l'humidité de la poudre en sortie du cylindre non seulement dans le temps mais aussi dans l'espace. Nous avons ainsi été amené à ajouter un actionneur et deux boucles de régulation pour réguler cette dispersion (voir 6.2, page 63). Auparavant, nous avons été amenés à développé un capteur indirect de mesure en ligne de la teneur en eau (voir 6.1.1, page 59).

2.2 Friture

La friture est un procédé complexe combinant trois opérations unitaires en une :

- séchage par ébullition
- imprégnation d'huile
- cuisson

Cela en fait donc un excellent procédé de formulation de produits originaux d'autant plus que la forte ébullition qui a lieu au sein du produit génère une porosité importante qui est, le plus souvent, la bienvenue.

C'est en partenariat avec le CIRAD que nous avons étudié la friture de la banane plantain et du coco. Le pilote utilisé est présenté sur la figure 2.9. les rondelles de produits sont disposées parallèlement au flux d'huile. La température et la vitesse de circulation de l'huile sont contrôlées depuis le superviseur. Toutes les mesures de teneur en eau et en huile sont réalisées de manière destructives, hors ligne. Le pilote possède un bac de 20 litres équipé de résistances de 8 kW contrôlées par un régulateur PID.

L'objectif est de modéliser à la fois la perte en eau et la prise (ou la perte) d'huile en fonction des conditions de friture, pour permettre une optimisation du procédé. Il s'agit ensuite d'optimiser la conduite temps-réel de procédé. Un problème intéressant vient s'ajouter à cela : l'estimation de la teneur en eau du produit (mesure

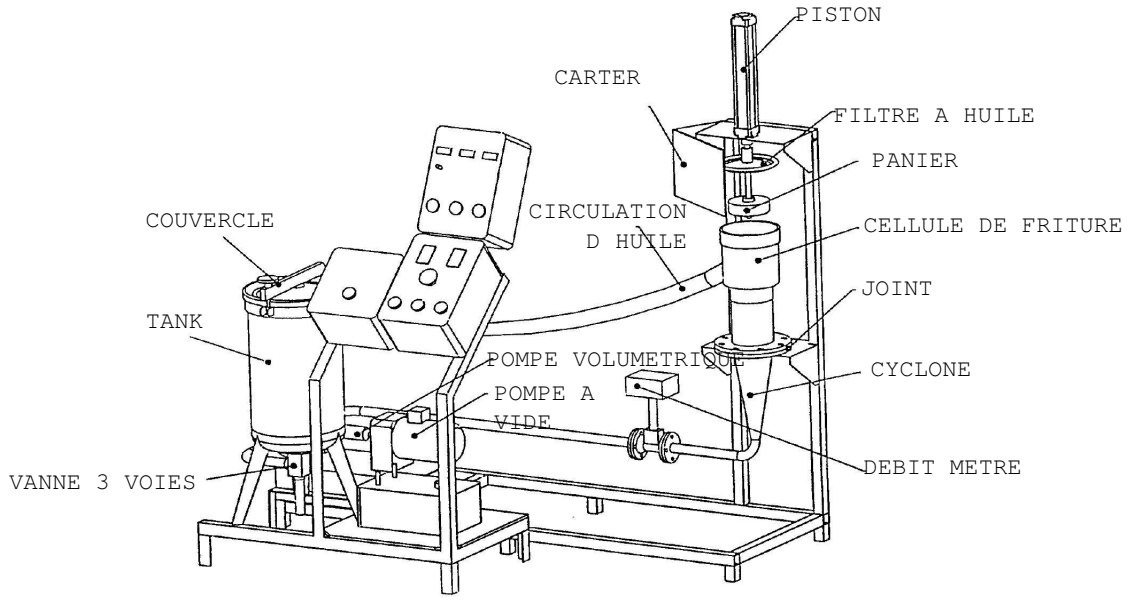

FIG. 2.9 – Dispositif expérimentale d'étude de la friture au CIRAD

indirecte, voir 6.1.3, page 60). En effet, la mesure de la teneur en eau du produit frit en sortie de friteuse est difficile. Ainsi la mesure classique par absorption infra-rouge n'est pas fiable. Nous avons donc cherché à mettre au point un observateur en ligne. Plus récemment un contrat confidentiel avec un grand industriel de la friture nous a amené à travailler sur ce sujet dans un environnement industriel très contraint.

2.3 Réfrigération

Le CEMAGREF à Antony dispose d'une soufflerie pilote de réfrigération (figure 2.10) de palettes (procédé discontinu) mieux instrumentée que celles que l'on peut trouver chez les professionnels du secteur des fruits et légumes. Le pilote permet un contrôle rigoureux des paramètres de l'air (température, vitesse et humidité), et une mesure précise des conditions aérauliques dans le lit de produit. L'air est recirculé en boucle fermée et traverse successivement l'échangeur froid, l'humidificateur, l'échangeur chaud, le ventilateur, un dispositif pour uniformiser le flux et réduire la turbulence, et les deux zones de travail (section transversale : 1000x1200 mm). Le domaine de fonctionnement est -40 à 120°C, 0 à 5 m/s et 40 à 100% HR. Une centrale de mesure, couplée à un ordinateur permet la supervision du pilote avec une période d'échantillonnage de 30 secondes. Ce procédé vise à abaisser la température à coeur des fruits en dessous d'une température maximale pour une meilleur conservation, tout en la maintenant supérieure à une valeur minimale en dessous de laquelle se développe la maladie du froid.

Des thermocouples permettent de suivre l'évolution des températures au centre et à la surface des fruits, en différents endroits de la palette. La problématique est un classique problème de minimisation du temps de refroidissement (i.e. d'augmentation de la capacité de production de l'appareil) sous contraintes. On imagine bien que si on cherche à refroidir trop vite le centre des fruits en sortie[10] de claie, on va atteindre la température de la maladie du froid en surface des fruits en entrée de la claie. La commande classique, manuelle, consiste simplement à réguler la température de l'air froid au niveau de température requis pour les fruits. La commande automatique vise clairement à accélérer ce processus en respectant les contraintes.

[10]par rapport au sens de circulation de l'air froid

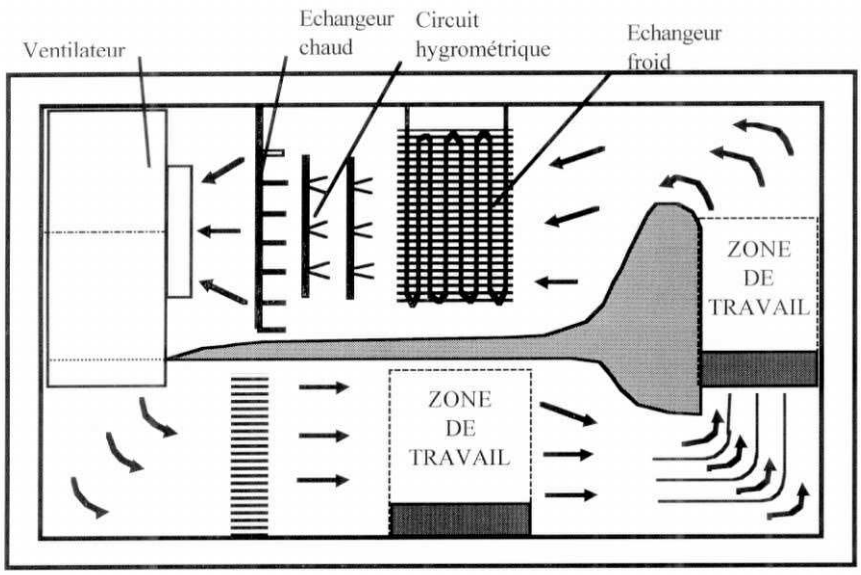

FIG. 2.10 – Principe de la boucle de réfrigération de palettes de fruits au CEMAGREF d'Antony.

2.4 Micro-filtration tangentielle

Si la filtration est un moyen très ancien pour séparer des constituants d'une solution, la filtration tangentielle n'est devenue, quant à elle, un procédé industriel que très récemment. Le fait que le flux de produit à filtrer arrive tangentiellement à l'élément filtrant présente l'intérêt évident de limiter le colmatage. Néanmoins ce colmatage, très gênant pour la production, existe toujours et conduit, à terme, à l'arrêt pour nettoyage.

La problématique de notre étude ici consiste à conduire le procédé de filtration de manière à maximiser la capacité de production en respectant des contraintes sur les variables manipulées et en retardant l'arrêt pour le nettoyage.

La figure 2.11 présente un schéma de l'installation utilisée dans notre étude. Le pilote utilisé, de conception Ensia, autorise des débits jusqu'à 10 mètres cubes par heure et pressions trans-membranaires de 8 bars. Le système est complexe à piloter du fait des nombreux couplages. Nous nous sommes placés dans une problématique de suivi de trajectoire fixée à l'avance avec respect de contraintes quelconques sur les variables (et leurs dérivées). Dans la mesure, où les connaissances théoriques sur la phénoménologie sont limitées, il n'a pas été envisagé de rechercher la trajectoire optimale.

2.5 Décantation centrifuge

GUINARD est un fabricant de décanteurs centrifuges utilisés dans les stations d'épuration de nos villes pour séparer la fraction liquide des boues solides dans les eaux résiduaires. La figure 2.12 présente un exemple d'installation en précisant l'instrumentation disponible. Le système présente deux entrées (boues liquide et polymère-additif) et deux sorties (centrat liquide et boues solides). Le problème de tout exploitant de station est d'optimiser la séparation entre la fraction solide et la fraction liquide en minimisant l'ajout de polymères censés aider la décantation. En effet cet additif est particulièrement coûteux. Du côté du fabricant, il s'agit de gagner des parts de marché en proposant un système entièrement automatisé permettant de réguler l'humidité de la boue solide, sous contrainte de clarification du centrat et en minimisant l'ajout de polymères.

En pratique, à ce stade du projet, il convient d'instrumenter le procédé, de modéliser au mieux les phénomènes intervenant dans le bol, de construire des observateurs avant de concevoir, finalement, une loi de commande

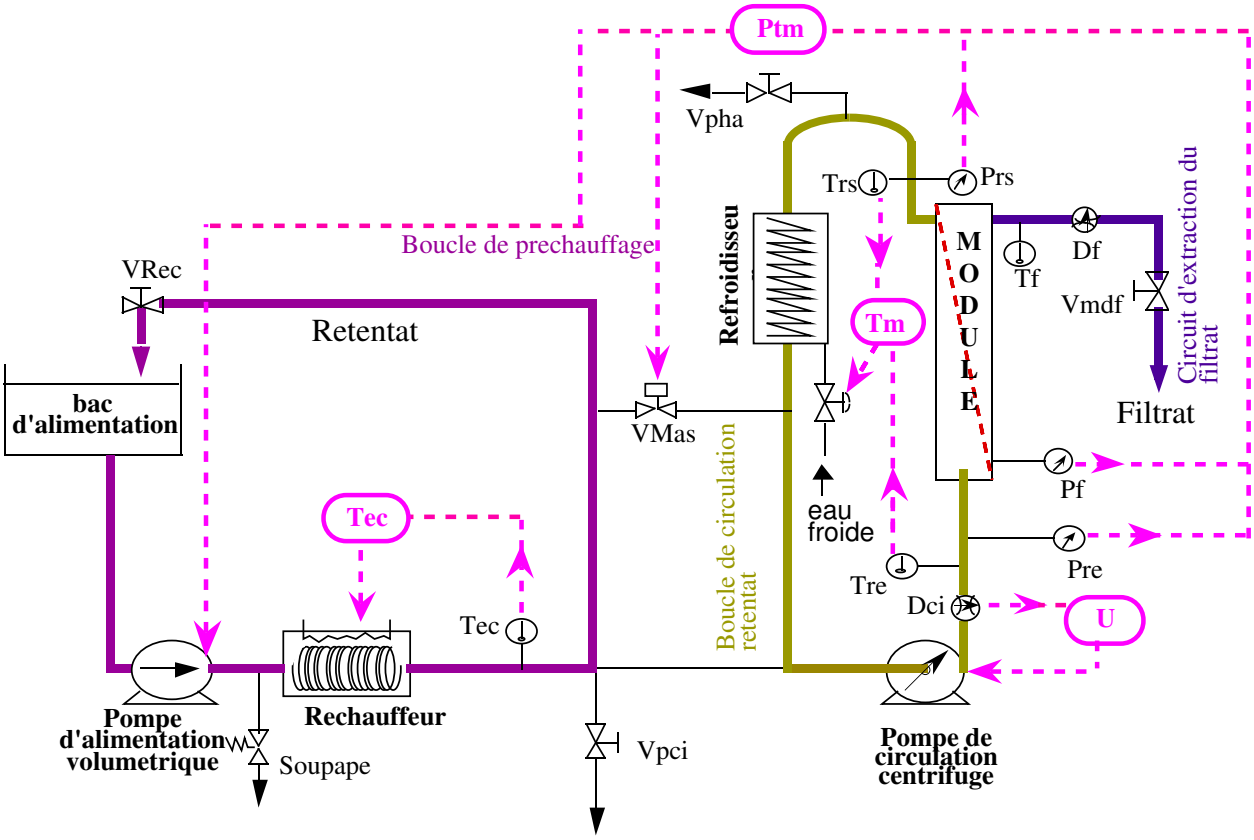

FIG. 2.11 – Pilote de micro-filtration tangentielle à l'ENSIA

optimale.

2.6 Conclusion

On voit bien que les procédés étudiés recouvrent assez bien la diversité des procédés alimentaires et de leurs problématiques. Les procédés de réfrigération, filtration et de décantation centrifuge nous ont permis d'envisager d'autres applications, hors du domaine du séchage.

Nous allons voir dans les chapitres suivants les méthodologies développées pour répondre aux questions posées :

- instrumenter
- dimensionner, concevoir
- régler, optimiser
- conduire

En particulier, on verra que la modélisation joue un rôle central dans notre approche. De même, l'aspect produit est souvent multi-dimensionnel avec des critères de qualité tels que la fissuration ou la prise d'huile.

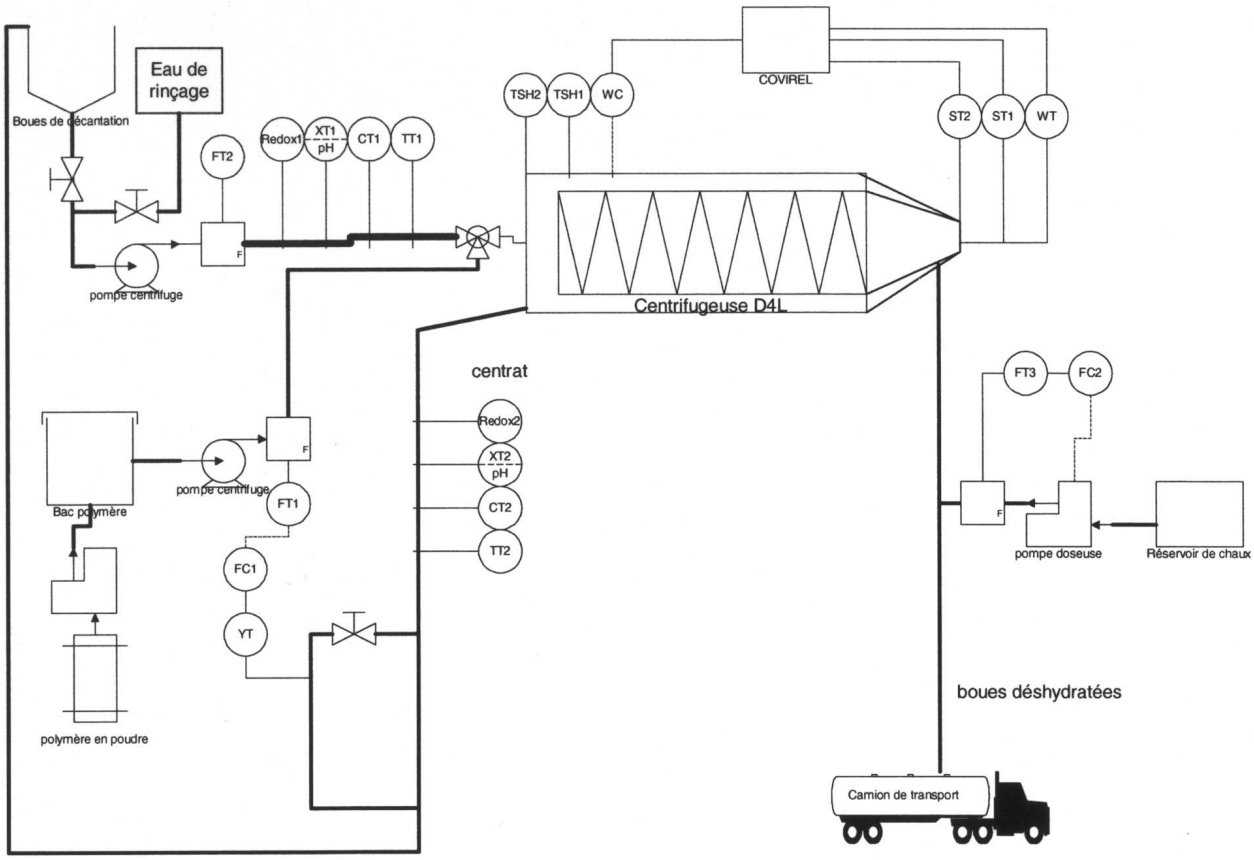

FIG. 2.12 – Schéma PID de l'installation de décantation de Chateauroux

Chapitre 3

Aspects qualité étudiés

Notre propos ici n'est pas de lister l'ensemble des produits traités dans nos études mais plutôt de se focaliser sur l'étude du couplage procédé / qualité sur des cas concrets. L'étude expérimentale est toujours couplée, dans notre approche, à une modélisation. Ce parti pris de la modélisation nous semble pertinent car il permet de fonctionner en mode "hypothèses / validation". De plus la formalisation qu'implique le modèle nécessite une réflexion sur le niveau de complexité recherché dans la représentation des phénomènes. Cette démarche nous semble donc plus riche qu'une approche purement expérimentale.

Comme nous le verrons, les critères de qualité examinés ici sont, pour l'essentiel, des critères industriels au sens où il ne correspondent pas simplement à une propriété physique ou chimique du produit (à l'exception de la prise d'huile de friture). Dans tous les cas, les mesures expérimentales sont globales, limitées, peu précises et peu reproductibles. De même la connaissance des phénomènes impliqués est très limitée et ne permet pas d'envisager une modélisation complètement explicative. Ceci explique pourquoi nous avons toujours recherché le compromis qui donne :

- un bon accord entre le modèle et les connaissances théoriques
- un bon accord entre le modèle et les données expérimentales
- un nombre minimal de paramètres ajustés pour "robustifier" le modèle
- une méthodologie minimisant l'investissement expérimental et les moyens informatiques nécessaires

> Remarque : les modèles qualité sont très dépendants des modèles de transfert de matière et de chaleur qu'ils complètent. Dans la mesure où la cinétique "qualité" dépend de X et de T_p qui varient pendant l'opération, on ne peut, bien souvent, complètement dissocier le modèle qualité du modèle de transfert correspondant.

3.1 Qualité amidonnière du maïs

Ma thèse

COURTOIS F., 1995, Computer-aided design of corn dryers with quality prediction. Drying Technology, 13(1&2), pp. 147-164.

COURTOIS F., LEBERT A., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1994, Corn drying : modelling the quality degradation. In Developments in Food Engineering, Blackie Academic & Professional, Part 1, pp. 334-336.

COURTOIS F., LEBERT A., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1993, Dynamic Modelling and Simulation of Industrial Corn Dryers. Computer chem. Engng, 17, Suppl., pp. S209-S214.

COURTOIS F., LEBERT A., DUQUENOY A., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1991, Modelling of Drying to Improve Processing Quality of Maize. Drying Technology, 9(4), pp 927-945.

Le maïs est la deuxième production végétale (environ 12 millions de tonnes) après le blé, en France. Plus de 90% de la production est séché artificiellement dans des séchoirs à flux mixtes (voir 2.1.3, page 19). Ce séchage effectué

dans des conditions souvent "vigoureuses" (i.e. à 180°C) provoque une dégradation de la qualité amidonnière des grains qui est pénalisante lors de sa commercialisation.

La qualité amidonnière se définit comme le rendement de la séparation des protéines et de l'amidon extraits de l'endosperme du maïs en industrie amidonnière. Plus le séchage est violent, plus le rendement est mauvais et l'industriel amidonnier mécontent. Il y a une explication physico-chimique à cette influence du séchage : lors du séchage il y a une gélatinisation de l'amidon (dont la densité va baisser) et une rétraction du réseau protéique (qui voit sa densité augmenter). Ainsi, alors qu'au départ l'amidon est nettement plus dense que la fraction protéique, au fur et à mesure du séchage la différence s'estompe. Or il se trouve que la séparation entre amidon et protéines extraits du maïs se fait à l'aide d'un hydrocyclone, par différence de densité.

Il existe des méthodes rapides indirectes pour évaluer la qualité amidonnière du maïs. La méthode la plus fiable notée "test de turbidité" vise à quantifier le choc thermique reçu par le grain.

3.1.1 Test de turbidité

La figure 3.1 rappelle le principe général du mode opératoire avec ses 2 échelles de notation. On retiendra que :

- Le résultat est exprimé en pourcentage de lumière transmise à travers la solution (%T).
- La teneur en eau du maïs doit être comprise entre 0,150 et 0,205 sans quoi le broyage fin ne peut s'effectuer correctement (refus élevé au tamis).
- L'extraction s'opère en milieu non tamponné ce qui semble très gênant pour des protéines ; de plus la qualité de la gomme arabique n'est pas stable.
- Le résultat du test est très sensible au respect des durées du broyage fin, de l'extraction et de l'immersion à 100°C.
- Le résultat du test est très sensible à la qualité du refroidissement après immersion à 100°C.

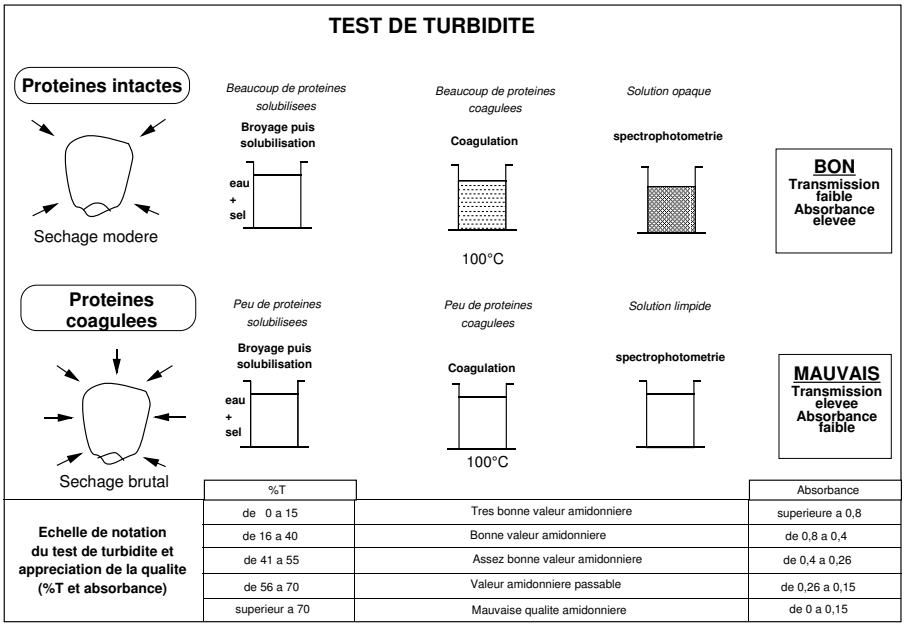

FIG. 3.1 – Principe général du test de turbidité et échelles de notation.

Une étude[1] a montré que si l'écart-type de répétabilité (sur le résultat exprimé en pourcentage de lumière transmise) n'est pas mauvais (entre 0,6 et 1,7 points pour un opérateur expérimenté), l'écart-type de reproductibilité, lui, est assez médiocre (de 1 à 5 points selon les laboratoires). Cela signifie que trouver 10 points d'écart dans

[1]Le Bras A., 1982, Répétabilité et reproductibilité du test de turbidité, étude non-publiée, ITCF, Boigneville, France.

les résultats du test pour un même échantillon, sur une échelle qui en compte 100, n'est pas aberrant. Ceci peut aboutir, quand le résultat est exprimé en absorbance, à un pourcentage d'erreur très élevé (qualité faible).

Par ailleurs, on[2] constate que, quand le test indique une mauvaise qualité, dans un cas sur deux, l'échantillon présente une bonne qualité amidonnière presque toujours confirmée par le test de sédimentation. Inversement, un échantillon jugé bon par le test l'est réellement dans 90% des cas. Dans les transactions commerciales basées sur le test de turbidité, l'acheteur apparaît donc plus favorisé que le vendeur.

Conclusion : il s'agit bien d'un test rapide et non d'une analyse chimique fine.

3.1.2 Protocole expérimental

Pour modéliser la dégradation de la qualité amidonnière du maïs couplée au séchage, nous avons utilisé l'approche de Nellist et Bruce[3] dont l'hypothèse principale est que la dégradation de la qualité ne dépend que des conditions thermiques et hydriques du grain et non du séchage à proprement dit. En conséquence, les expériences sont réalisées à teneur en eau de produit constante, bien plus pratique que les classiques expériences de séchage avec prélèvement. Le protocole opératoire, mis au point avec l'aide de David Bruce lors de mon séjour au Silsoe Research Institute[4] en 1989, est décrit sur la figure 3.2.

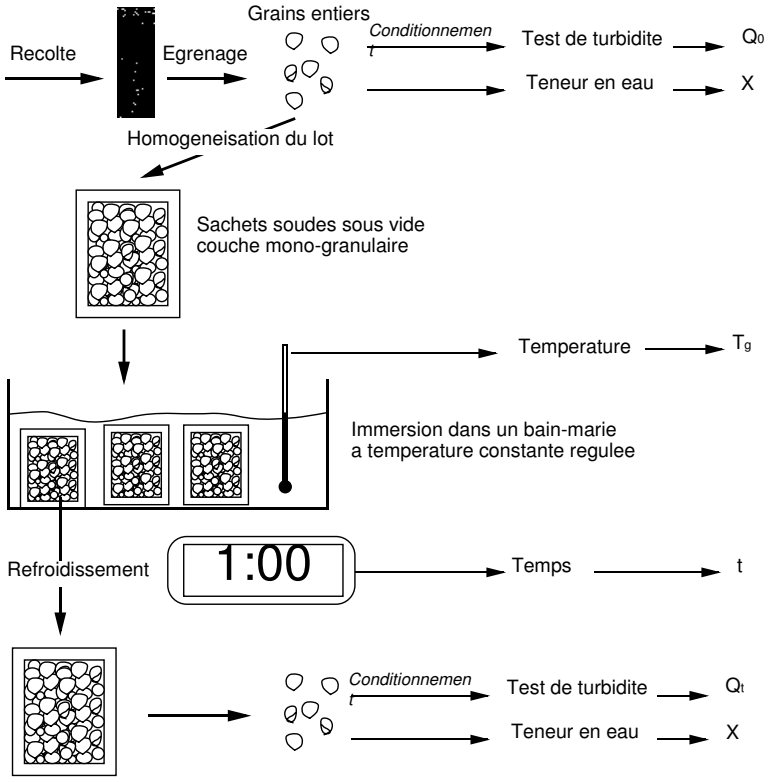

FIG. 3.2 – Principe de réalisation d'une expérience de dégradation thermique de la qualité amidonnière du maïs.

[2]Lasseran J.C., 1991, Chemical and physical changes in maize components affecting quality for wet-milling industry, "Uniformity by 2000, International Workshop on Maize and Soybean Quality", Ed. L.D. Hill, University of Illinois, URBANA, 61801, U.S.A..

[3]Nellist M.E. and Bruce D.M., 1987, Drying and cereal quality, Aspects of Applied Biology, Cereal Quality, 15, 439-455.

[4]*http://www.sri.bbsrc.ac.uk/*

3.1.3 Modélisation

Une étude approfondie des données expérimentales a montré qu'une réaction d'ordre 2 paraissait être une bonne approximation pour décrire la dégradation de la qualité amidonnière. La figure 3.3 le confirme visuellement. Le modèle simple s'écrit donc :

$$\frac{\delta Q}{\delta t} = -k_Q.Q^2 \tag{3.1}$$

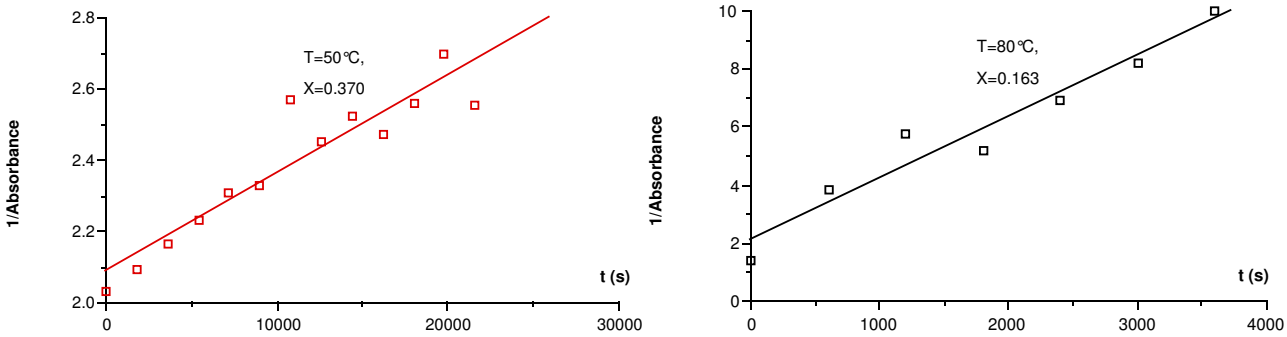

FIG. 3.3 – Linéarisation des cinétiques qualité à 50 et 80°C

avec

$$k_Q = k_{Q0}.e^{\frac{E_a}{R.T}} \tag{3.2}$$

et,

$$k_{Q0} = -1,9561.10^{16} + 5,4287.10^{17}.X + 6,8210.10^{17}.X^2 \tag{3.3}$$

$$E_a = -133,2.10^3\ J.mol^{-1} \tag{3.4}$$

Les valeurs de E_a et de k_{Q0} sont obtenues en minimisant l'erreur relative entre le modèle et les points expérimentaux. La courbe de la figure 3.4 donne une comparaison entre la simulation et la réalité pour une cinétique particulière.

Remarque : dans le cadre de l'étude de la commande du procédé de séchage discontinu du maïs, nous avons été amenés à réaliser un simulateur rapide (séchage + qualité) avec un réseau de neurones (voir 4.2.2 en page 48) et un modèle à base de règles floues (voir 4.2.1 en page 47).

3.1.4 Utilisation du modèle

Ce modèle a été largement utilisé en France :

- dans le cadre plus général du logiciel de CAO DRYER 2000 pour les séchoir à maïs, acheté par les constructeurs Français de séchoirs à céréales
- comme support de test de stratégies de commande, ou comme modèle interne dans une commande prédictive
- pour tester d'autres méthodes de modélisation de la qualité (réseau de neurones et logique floue)

...mais aussi à l'étranger :

- à l'université de Wageningen (Pays-Bas) où le Pr. Ton VanBoxtel l'a utilisé comme support de recherche d'un profil de commande optimale d'un séchoir tapis[5]

[5] mémoire de master de Sun (1995) non publié.

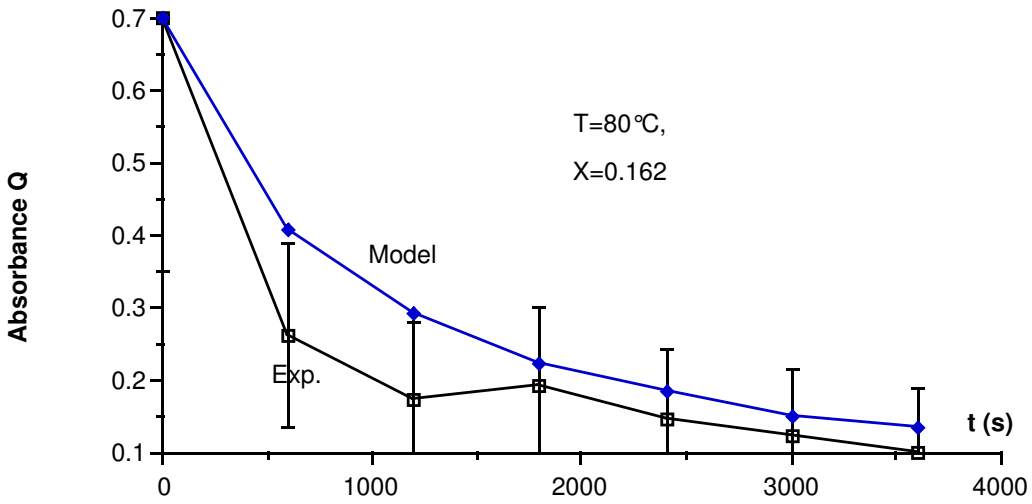

FIG. 3.4 – Comparaison entre cinétiques expérimentale et simulée. Les barres d'incertitudes sur les mesures sont obtenues à partir d'une base de 7 points exprimés en %T (% de transmission) puis convertis en absorbance.

– à l'université de l'état du Michigan, où le Pr. Fred Bakker-Arkema l'a utilisé pour valider un modèle stochastique de séchage des céréales[6]

Le modèle qualité, couplé à celui de séchage, est disponible sous la forme d'un programme convivial multi-produits (voir 5.2, page 53).

3.2 Fissuration du riz

thèse de Miguel Abud

ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., COURTOIS, F., BIMBENET, J.J., 2001. Modelling of drying kinetics of paddy rice with emphasis on breakage quality for optimizing operating conditions, In Welti-Chanes JW, Barbosa-Canovas GV and Aguilera JM, Proceedings of the 8th International Congress on Engineering and Food - ICEF8 (April 9-13, 2000, Puebla, Mexico), Technomic Publishing Co., Lancaster, PA, USA, 1076-1080.

COURTOIS, F., ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., MEOT, J.M., TRYSTRAM, G. 2000. "Modeling and control of a mixed-flow rice dryer with emphasis on breakage quality", Journal of Food Engineering, 49, pp. 303-309.

ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., COURTOIS, F., BIMBENET, J.J. 2000. "Processing quality of rough rice during drying - modelling of head rice yield versus moisture gradients and kernel temperature", Journal of Food Engineering, 45, pp. 161-169.

BONAZZI C., COURTOIS F., GENESTE C., PONS B., LAHON M.C., BIMBENET J.J., 1994, Experimental study on the quality of rough rice related to drying conditions. Drying 94, V. Rudolph & R.B. Keey Ed., pp. 1031-1036.

Le riz est la base alimentaire de référence pour l'essentiel de la population mondiale. Cette céréale est cultivée en Camargue et en Guyane (et très largement dans le monde). Tout comme le maïs, elle est destinée à la fois à l'alimentation humaine et à l'alimentation animale. De même, elle est pratiquement toujours séchée artificiellement après la récolte.

[6]Liu, Q., Bakker Arkema, F.W., 1997, Stochastic simulation and control of grain quality in crossflow grain dryers, Paper No 97-6030, ASAE, MI, USA.

Le problème économique est que le séchage rapide provoque des modifications physico-chimiques qui peuvent provoquer des fissures et, lors de l'usinage postérieur, une casse très importante. Les répercutions financières pour les industriels sont dramatiques puisque les brisures vont en alimentation animale pour un prix de vente divisé par 10 par rapport à l'alimentation humaine.

3.2.1 Quantification des brisures

L'usinage du paddy a été effectué sur la rizerie expérimentale du CIRAD à Montpellier selon la Norme Internationale ISO 6646-1984 (E). 100 g de riz paddy sont tout d'abord décortiqués sur le décortiqueur pour enlever la balle et obtenir le cargo. Ensuite, le cargo est passé dans le blanchisseur pendant 50 s (le réglage est fonction du type d'appareil et de la longueur du grain utilisé) pour le débarrasser de son péricarpe et du germe. Le riz blanchi translucide et vitreux, qui est constitué principalement par l'endosperme est ainsi obtenu. Finalement, les grains entiers et les brisures sont séparés mécaniquement par passage dans un trieur à alvéoles pendant 2 min. Le rendement en grains entiers est calculé comme le rapport entre la masse de grains blancs entiers obtenue et la masse totale de grains blanchis. Le terme "grain entier" correspond aux grains blanchis ayant une longueur supérieure ou égale à 3/4 de la longueur originale du grain.

3.2.2 Modélisation

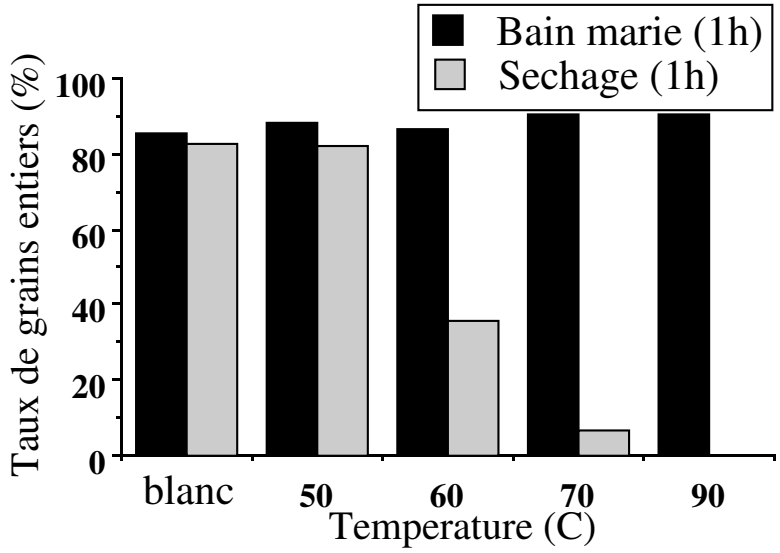

FIG. 3.5 – Comparaison entre les taux de brisures obtenus lors d'un choc thermique avec et sans séchage.

Une première étude a permis de montrer les différences de comportement avec la qualité amidonnière du maïs. Ainsi, sur la figure 3.5, on peut observer que la seule exposition à la chaleur ne suffit pas à dégrader le riz. Il faut bel et bien que le produit sèche pour qu'il y ait fissuration. On observe, par contre, que l'effet négatif de la température de séchage sur la qualité est confirmé.

Une première étude bibliographique[7] a montré que les études pré-existantes sur ce genre de problèmes mettaient en lumière l'effet de la vitesse de séchage sur le différentiel de rétraction du produit supposé être à l'origine des tensions internes et donc de la fissuration. En fait, plus directement que la vitesse de séchage, c'est le gradient de teneur en eau dans le produit qui est responsable des tensions génératrices de fissures. Nous avons donc

[7]on peut citer par exemple *Kunze, O.R., 1979, Fissuring of the rice grain after heated air drying, Transactions of the ASAE, 22(5), 1197-1201, 1207.*

posé comme hypothèse que le modèle qualité du riz était aussi une réaction d'ordre n avec une dépendance à la température selon Arrhénius mais avec, en plus, un effet du gradient de teneur en eau $\frac{\delta X}{\delta r}$ dans le produit.

$$\frac{dQ}{dt} = k_{Q0}.Q^2 \tag{3.5}$$

où

$$k_{Q0} = e^{\frac{E_a}{R.T}}.f(\frac{\delta X}{\delta r}) \tag{3.6}$$

Dans la mesure où le modèle séchage était basé sur une analyse du produit en deux compartiments, ce gradient peut être approximé[8] par une différence finies entre les deux[9] teneurs en eau X_1 et X_2 :

$$\frac{\delta X}{\delta r} \approx \frac{\Delta X}{\Delta r} \approx X_1 - X_2$$

La figure 3.6 permet de valider cette hypothèse en montrant la relation entre k_{Q0}[10] et ΔX.

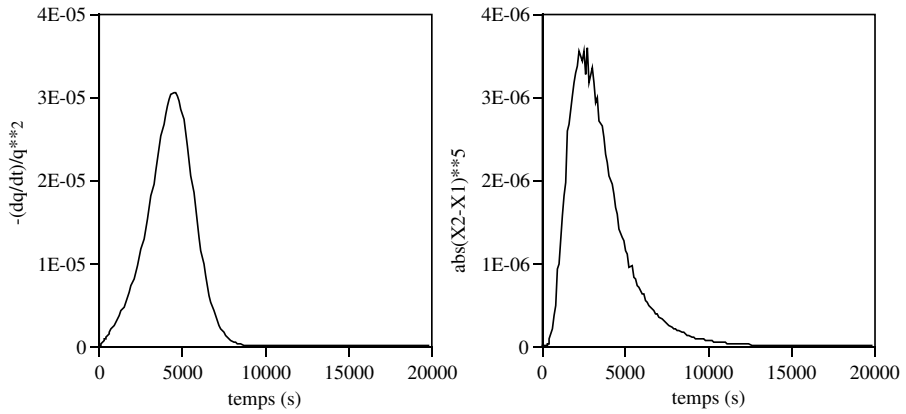

FIG. 3.6 – Evaluation expérimentale de la corrélation entre le coefficient k_{Q0} et le gradient de teneur en eau ΔX

Un ajustement fin des paramètres, sur une base de test, des équations 3.5 et 3.6 aboutit à l'équation de représentation suivante :

$$\frac{dQ}{dt} = -1,0316.10^{27}.(X_1 - X_2)^5.e^{\frac{-165470,0}{R.(T_p+273,16)}}.Q^2 \tag{3.7}$$

La figure 3.7 présente les performances du modèle sur la base de validation (qui inclue et complète la base de test). On remarquera en particulier que le modèle rend bien compte des deux types de cas où la qualité n'est pas dégradée :

- séchage lent à basse température d'air
- séchage à haute température et haute humidité relative d'air

Le modèle qualité, couplé à celui de séchage, est disponible sous la forme d'un programme convivial multi-produits (voir 5.2, page 53).

Il apparaît ainsi possible de concevoir un séchoir à haute température (séchage accéléré) et humidité relative élevée qui ne dégrade pas le produit (voir 8, page 77). Il est aussi possible d'envisager une commande du procédé tenant compte de la variable qualité.

[8] à une constante multiplicative près

[9] On verra dans le point 4.1.2.1 en page 40 que nous avons représenté le grain de riz en 2 compartiments concentriques.

[10] obtenu à partir des données expérimentales lissées et sous l'hypothèse de validité de l'équation 3.5

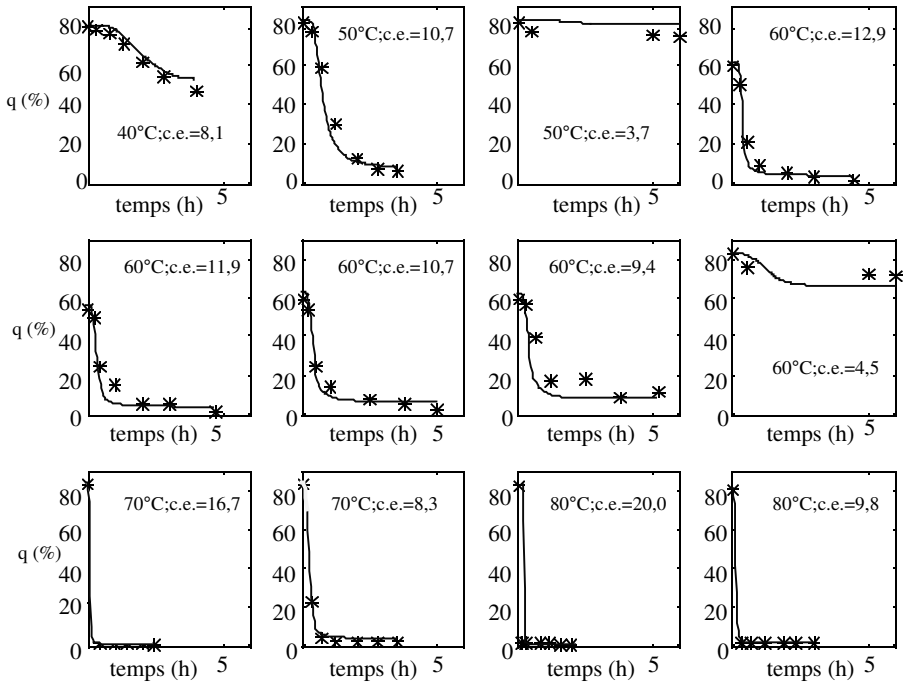

FIG. 3.7 – Validation du modèle de fissuration du riz (c.e. = capacité évaporatoire).

3.3 Prise d'huile dans la banane plantain et le coco fris

thèse de Régis Lemaire, stage long de Franka Bossers

COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., LEMAIRE, R., RAOULT-WACK, A.L., 1998, Modelling of deep fat frying of banana using a compartmental approach and boiling theory. In : Drying 98, A. Mujumdar ed., Ziti editions, vol. B, pp 1452-1453.

Quand on frit un produit alimentaire, on cherche non seulement à le déshydrater mais aussi à l'huiler. En fait il s'agit aussi de le texturer mais ce point est très lié à la perte d'eau par ébullition et à la prise d'huile[11].

En partenariat avec le CIRAD, nous envisageons de traiter un ensemble de cinétiques (X et F) de plusieurs produits alimentaires. Nous avons commencé par deux produits économiquement importants pour les pays sous-développés : la banane plantain et le coco. Le premier va incorporer de l'huile de friture alors que le second, déjà gras, va perdre une partie de sa teneur en huile.

Nous ne donnerons ici que les résultats concernant la banane plantain car la même méthodologie s'applique de manière similaire aux autres produits.

3.3.1 Matériels et méthodes

Les bananes plantain sont importées de Colombie ou de Guadeloupe. Elle sont récoltées jeunes : peau verte, moins de 7% de sucre. Elle contiennent environ 1,8 kg d'eau par kg de produit sec et leur teneur en huile est très basse : moins de 0,2%. Les bananes sont pelées manuellement, puis coupées orthogonalement à leur axe long en rondelles de $2,0 \pm 0.1$ mm d'épaisseur. Afin de réduire l'oxydation non-enzymatique et d'homogénéiser leur teneur en sucre, elles sont traitées 15 minutes dans une solution de saccharose à 7% et d'acide citrique à

[11] bien entendu, d'autres réactions interviennent (e.g. le croûtage)

0,5% agitée doucement et maintenue à 25 degrés. Les propriétés essentielles de la banane sont résumées dans le tableau 4.2 en page 45. Toutes les mesures sont obtenues hors-ligne :

- teneur en eau X
  Les pesées sont obtenues sur des balances Sartorius (précision : 10^{-4} g). Les échantillons sont broyés et séchés à l'étuve à 107 degrés durant 24 heures. X est exprimé en kg d'eau par kg de produit sec déshuilé.
- teneur en huile F
  A partir de l'échantillon précédent, la teneur en huile est mesurée avec la méthode classique d'extraction à l'hexane au Soxhlet. F est exprimé en kg d'huile par kg de produit sec déshuilé.

3.3.2 Modélisation

De par les incertitudes importantes sur les mesures de teneur en huile, il n'est pas réaliste de chercher un modèle très sophistiqué. Une approximation par une fonction de transfert du premier ordre apparaît raisonnable à la vue des cinétiques. L'équation correspondante est :

$$\frac{dF}{dt} = k_F.(F^\infty - F) \tag{3.8}$$

Une identification rapide permet de trouver les paramètres qui dépendent des conditions d'agitation (i.e. de circulation de l'huile). Ces paramètres présentés dans le tableau 3.1 permettent de représenter de manière tout à fait satisfaisante les cinétiques expérimentales (figure 3.8).

TAB. 3.1 – Résultats de l'identification des paramètres de la prise d'huile pour la banane plantain.

	$V_F = 0,007\, m.s^{-1}$	$V_F = 0,09\, m.s^{-1}$
k_F	0.0125	0.0039
F^∞	0.3126	0.5385

Le domaine de validité (identique au modèle de transfert) est de 100 à 170°C, avec des vitesses de circulation d'huile V_F allant de 0,007 à 0,09 m/s. L'erreur observée est inférieure à l'incertitude sur les mesures et donc tout à fait acceptable. Ce modèle de prise d'huile, couplé au modèle de transfert de matière et de chaleur présenté au 4.1.3 en page 44 permet de simuler de manière précise le procédé de friture et donc de faire de la CAO ou de l'optimisation ou de la commande.

Il faut noter que nous avons aussi développé un modèle bilinéaire (simplifié) pour la construction de l'observateur d'état de la teneur en eau du produit : voir 6.1 à la page 59.

3.4 Conclusion

Ces travaux concernant la prise en compte de la qualité correspondent à ma thèse, celles de Régis Lemaire et de Miguel Abud et le stage long de Franka Bossers.

Sans être exhaustif, cette section a illustré notre démarche de prise en compte de la qualité (secondaire, derrière la qualité primaire[12] X) du produit. Cette approche est simplifiée en ce sens que nous nous intéressons à des critères de qualité agro-industrielles et que nous cherchons des modèles "efficaces"[13]. Ces modèles sont dynamiques afin de ne pas les limiter dans leur utilisation (en automatique notamment). Surtout, ils sont largement validés sur une gamme étendue de conditions de fonctionnement ce qui est plutôt rare dans la littérature et en automatique en particulier.

[12] la notion de primaire ou de secondaire est totalement arbitraire et dépend de l'application considérée.

[13] on entend par là : simulation rapide, peu de paramètres, peu d'expériences nécessaires pour une bonne capacité prédictive sur une bonne base théorique et avec des moyens de calcul standards

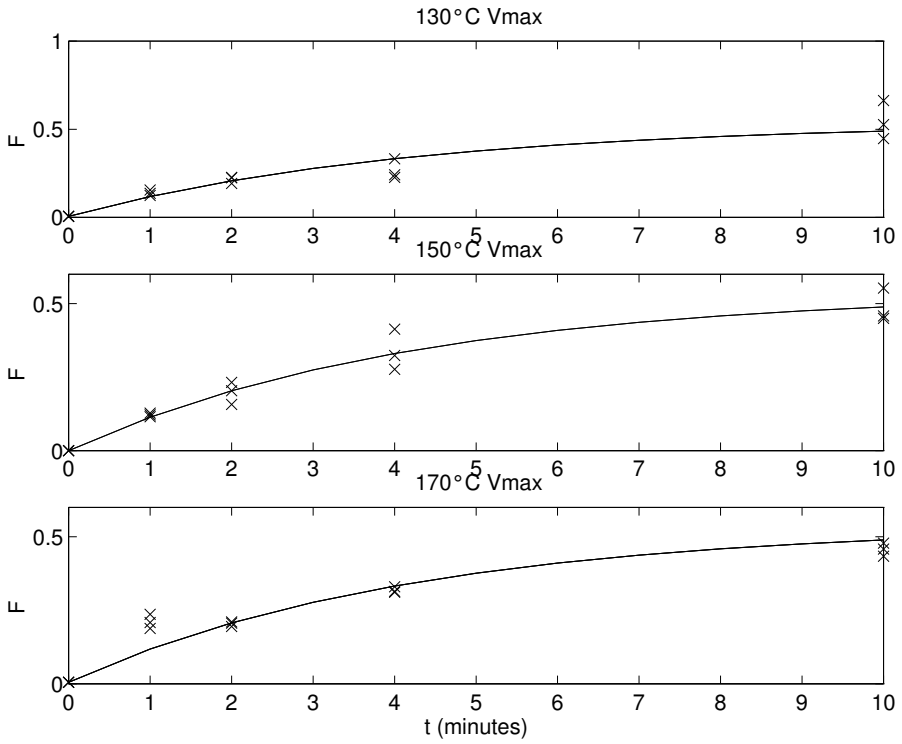

FIG. 3.8 – Validation du modèle de prise d'huile pour la banane plantain.

D'un point de vue plus méthodologique, nous avons cherché une approche généraliste (c'est aussi, et surtout, le cas pour les modèles de transfert de chaleur et de matière décrits en section 4, page 38) qui facilite le traitement systématique d'autres cas (produits, qualités). Ce dernier point sera développé dans la section 8 (page 76).

Chapitre 4

Modélisation des transferts

Dans cette section, nous nous intéressons surtout aux transferts de matière et de chaleur. Clairement, on peut dire que la teneur en eau et la température du produit constitue des critères de qualité primaire. Les aspects "réaction" (critères de qualité secondaire) déjà présentés dans la section précédente sont toujours traités en parallèle avec une méthodologie spécifique et des expériences dédiées. Bien sûr, comme vu précédemment, l'équation qualité dépend souvent de variables d'état qui ne peuvent parfois être facilement mesurées et sont donc obtenues alors via le simulateur du procédé.

Comme nous l'avons déjà indiqué précédemment, notre approche de la modélisation est un compromis entre objectifs différents (voire contradictoires) :

- objectifs industriels
  - développement rapide, peu d'expérimentation, moyens de calculs standards, outil convivial
  - simulateur fiable
  - prise en compte des qualités secondaires
  - facilité d'adaptation pour d'autres produits
- objectifs Génie de Procédés
  - prise en compte de la connaissance théorique existante
  - comparaison possible avec les données et résultats de la bibliographie
  - explication des phénomènes sous-jacents
- objectifs Automatique
  - prise en compte des dynamiques du procédé
  - utilisable en optimisation
  - utilisable en simulation temps réel

Depuis plus de 10 ans, nous avons ainsi développé une méthodologie de la modélisation autour d'une approche compartimentale. Nous l'avons appliquée à plusieurs problèmes de séchage (par entraînement, par ébullition, à l'air, à la vapeur, en friture...) avec succès.

Nous avons même démontré (voir 4.3, page 49) que cette approche peut être vue comme une simplification de modèles classiques type "diffusion + convection" et présente, par ailleurs, de nombreuses similitudes avec la représentation d'état en automatique.

Au travers des différentes thèses soutenues au laboratoire, nous avons aussi exploré d'autres méthodes de modélisation "rapide" issues de l'IA[1]. En complément de ces travaux de modélisation, nous avons aussi entièrement repensé la méthodologie tant au niveau de l'écriture des équations (problème d'identifiabilité structurelle) ou du choix des expériences (problème de planification optimale).

[1] Intelligence Artificielle

4.1 Approche compartimentale (boîte grise)

4.1.1 Objectifs

Quand on cherche à modéliser un procédé alimentaire, on est toujours confronté au fait que l'on connaît mal le comportement du produit pendant la transformation. En particulier, les lois de transferts de matière et de chaleur impliquent des hypothèses d'isotropicité et d'homogénéité des produits qui sont souvent complètement invalidées. Il suffit de prendre un fruit, par exemple, qui, de par sa constitution en cellule de catégories différentes, est à la fois très anisotrope et complètement hétérogène. C'est une première justification pour considérer des modèles plus globaux.

Une deuxième raison pour préférer des modèles globaux[2] vient des difficultés d'instrumentation au sein du produit. Ainsi si l'on conçoit bien de pouvoir placer des thermocouples au sein d'un morceau de bois, il en va tout autrement pour un petit grain de riz. On peut alors se demander quel intérêt il peut y avoir à décrire des phénomènes complexes au sein du produit si l'on n'est pas capable de confronter nos hypothèses à des données expérimentales. Ce ne sont pas de simples mesures globales sur le produit qui peuvent valider ce type de modèle (voir 4.4, page 50). Il convient donc d'être raisonnable dans le choix de la complexité du modèle en regard des connaissances et des mesures physiques disponibles.

Enfin, sur des produits aussi complexes que les produits agricoles, où l'on voit de nombreux auteurs écrire l'équation de diffusion sur un produit où ses conditions de validité ne sont pas respectées, on peut comprendre que leur coefficient de diffusion soit ajusté (a posteriori) sur les données expérimentales avec un équation empirique à nombreux coefficients. On peut se demander s'il n'était pas plus simple d'écrire un modèle faisant moins d'hypothèses et présentant moins de coefficients ajustés.

Partant de cette analyse, nous avons développé une méthodologie (et une boîte à outils) autour d'une approche compartimentale[3] de la modélisation. Cette approche à largement fait ces preuves en médecine[4] et a même déjà fait l'objet d'une application en séchage[5]. Comme nous le verrons par la suite, cette approche est aussi adaptée pour des problèmes d'automatique (au sens le plus large du terme).

Nous ne présentons ici que deux exemples d'utilisation de cette approche :

- le séchage par entraînement à l'air chaud du riz
- le séchage/friture de la banane plantain

4.1.2 Modélisation du séchage du riz

thèse de Miguel Abud

ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., COURTOIS, F., BIMBENET, J.J., 2001. Modelling of drying kinetics of paddy rice with emphasis on breakage quality for optimizing operating conditions, In Welti-Chanes JW, Barbosa-Canovas GV and Aguilera JM, Proceedings of the 8th International Congress on Engineering and Food - ICEF8 (April 9-13, 2000, Puebla, Mexico), Technomic Publishing Co., Lancaster, PA, USA, 1076-1080.

ABUD ARCHILA, M., COURTOIS, F., BONAZZI, C., BIMBENET, J.J. 2000. "A compartmental model of thin layer drying kinetics of rough rice", Drying Technology, 18(7), 1389-1414

COURTOIS, F., ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., MEOT, J.M., TRYSTRAM, G. 2000. "Modeling and control of a mixed-flow rice dryer with emphasis on breakage quality", Journal of Food Engineering, 49, pp. 303-309.

[2]On oppose ici les modèle globaux aux modèles à paramètres distribués et donc les équations aux dérivées ordinaires avec les équations aux dérivées partielles (dans l'espace).

[3]Le lecteur souhaitant une introduction sur les modèles compartimentaux pourra se reporter à Cherruault Y., 1983, Biomathématiques, PUF, Paris, France, 127.

[4]Cherruault Y., 1986, Mathematical modelling in biomedecine, Optimal control of biomedical systems, D. Reidel Publishing company, 258.

[5]Toyoda K., 1988, Study on intermittent drying of rough rice in a recirculation dryer, sixth International Drying Symposium, Versailles, France, 171-178.

ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., COURTOIS, F., BIMBENET, J.J. 2000. "Processing quality of rough rice during drying - modelling of head rice yield versus moisture gradients and kernel temperature", Journal of Food Engineering, 45, pp. 161-169.

4.1.2.1 Ecriture du modèle

Nous recherchons un modèle qui puisse simuler l'évolution de la teneur en eau moyenne du grain $\bar{X}$ (seule mesure fiable dont nous disposons en ligne) et de son gradient[6] sur toute la plage de température et d'humidité des séchoirs industriels.

Le grain de riz (brut) est composé d'au moins deux parties :

- l'endosperme (le riz blanc tel qu'on le consomme)
- la balle (l'enveloppe qui protège la graine)

Ces deux parties sèchent, de manière évidente, très différemment. On peut donc légitimement envisager un modèle à deux compartiments concentriques. En pratique, c'est ce que nous avons fait mais il faut préciser que les deux compartiments du modèle ne sont nullement basés sur la composition réelle du grain. En fait, le choix de décomposer le grain en deux compartiments vient de l'analyse des cinétiques de séchage qui fait clairement apparaître deux zones de pentes différentes dans la période à allure décroissante (figure 4.1).

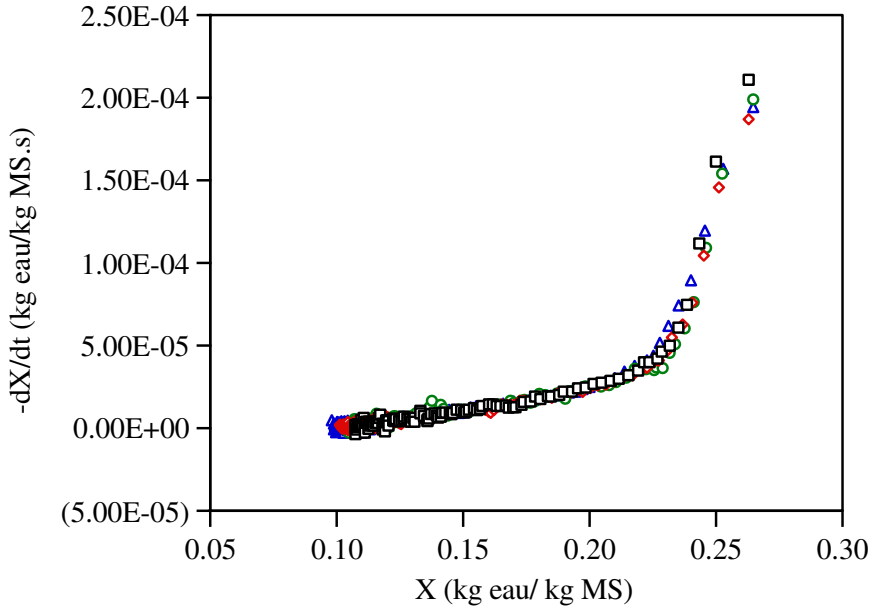

FIG. 4.1 – Cinétiques de séchage de riz présentant deux zones d'allure décroissante mais de pentes différentes

Dans l'approche compartimentale on écrit le transfert de matière, de manière globale, entre 2 compartiments (figure 4.2) selon le principe simple des vases communiquants :

$$\Phi_{w,1->2} = k_w.(X_2 - X_1) \tag{4.1}$$

Avec k_w le coefficient d'échange entre les deux compartiments et X_1 et X_2 les teneurs en eau des compartiments au centre et à la périphérie. Dans la mesure où l'on n'écrit les transferts qu'aux interfaces entre les compartiments et avec l'air, il n'est pas nécessaire de faire d'hypothèses sur la géométrie du produit si ce n'est, pour écrire

[6] le gradient est nécessaire car il est responsable de la dynamique du séchage du produit.

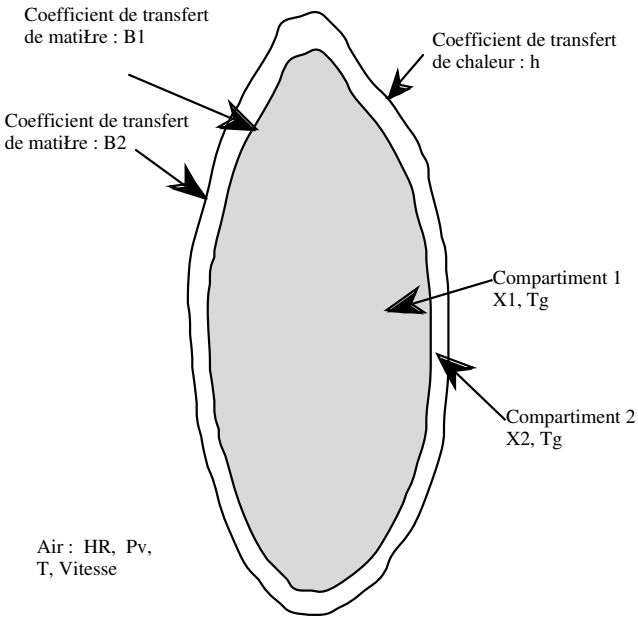

FIG. 4.2 – Analyse bi-compartimentale du séchage d'une particule

les bilans matière, des volumes des compartiments (les surfaces d'échange sont globalisées dans les coefficients d'échange).

Le flux d'eau évaporée en surface est donné par :

$$\Phi_{v,2->air} = B_2.S.(P_{va} - P_{vp}) \tag{4.2}$$

où $P_{vp} = A_w.P_{vsat}$ et $A_w = f(X_2, T_p)$ et P_{vsat} est la pression de vapeur saturante à la température du produit T_p.

En ce qui concerne le bilan thermique du produit, on néglige généralement le gradient de température au sein du produit devant celui de teneur en eau X. On considère donc que le produit est homogène en température à T_p (équivalent à un seul compartiment en température). Ceci a pour conséquence positive la réduction du nombre d'équations différentielles à résoudre et de coefficient à ajuster.

Ainsi, dans le cas du riz, le modèle peut s'écrire comme suit :

$$\frac{d(\rho_{dm}.V_p.\tau_1.X_1)}{dt} = k_w.(X_2 - X_1) \tag{4.3}$$

$$\frac{d(\rho_{dm}.V_p.\tau_2.X_2)}{dt} = k_w.(X_1 - X_2) + B_2.S.(P_{va} - P_{vp}) \tag{4.4}$$

$$\frac{d(\rho_{dm}.V_p.(Cp_{dm} + \bar{X}.Cp_w).T_p)}{dt} = h.S.(T_a - T_p) + B_2.S.(P_{va} - P_{vp}).L_v \tag{4.5}$$

où $\bar{X} = \tau_1.X_1 + \tau_2.X_2$ est la teneur en eau moyenne telle qu'elle est mesurée sur le pilote expérimental.

En négligeant la rétraction du produit et les variations de Cp_{dm} et en regroupant certains termes :

$$B_1 = \frac{k_w}{V_p} \tag{4.6}$$

$$a = \frac{S}{V_p} \tag{4.7}$$

On peut arriver au système d'équation suivant :

$$\bar{X} = \tau_1.X_1 + \tau_2.X_2 \tag{4.8}$$

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{B_1}{\rho_{dm}.\tau_1}.(X_2 - X_1) \tag{4.9}$$

$$\frac{dX_2}{dt} = \frac{B_1}{\rho_{dm}.\tau_2}.(X_1 - X_2) + \frac{B_2.a}{\rho_{dm}.\tau_2}.(P_{va} - P_{vp}) \tag{4.10}$$

$$\frac{dT_p}{dt} = \frac{h.a.(T_a - T_p) + B_2.a.(P_{va} - P_{vp}).L_v}{\rho_{dm}.(Cp_{dm} + \bar{X}.Cp_w)} \tag{4.11}$$

Seule la variable $\bar{X}$ est réellement mesurée en ligne. Les données physiques correspondantes sont présentées sur le tableau 4.1.

TAB. 4.1 – Constantes relatives au riz.

notation	signification	valeur	unités
ρ_{dm}	masse volumique anhydre	1500	$kg.m^{-3}$
Cp_{dm}	capacité calorifique (matière sèche)	1300	$J.kg^{-1}.K^{-1}$
a	surface spécifique	2000	m^{-1}
A_w	activité de l'eau	$e^{-\frac{e^{\frac{0,3190-X_2}{0,0493}}}{1,8994.(T_p-2,5457)}}$	-

Remarque : ces données sont prises comme des constantes, moyennées à partir des données de la littérature et de nos propres mesures, arrondies au besoin. De même, la (faible) dépendance de la chaleur latente de vaporisation et de la capacité calorique de l'eau avec la température a été négligée.

En utilisant l'analogie de CHILTON - COLBURN[7], on peut écrire

$$h = 65.B_2.L_v \tag{4.12}$$

qui n'est, bien entendu, qu'une approximation discutable mais qui a au moins le mérite de réduire la dimension du problème d'identification. De plus, la résistance interne au transfert de matière étant la plus importante, ce terme n'est pas très sensible.

4.1.2.2 Résultats

Le système d'équations 4.9-4.11 est résolu numériquement avec une méthode de type EULER modifiée avec un pas adaptatif[8]. Les paramètres B_1 et B_2 sont obtenus par identification numérique sur la base d'essais expérimentaux en couche mince, en conditions constantes, avec un critère quadratique (critère des moindres carrés). On trouve ainsi :

$$B_1 = 0,0132.e^{0,3083.T_p.\bar{X}} \tag{4.13}$$

$$B_2 = 2,304.10^{-9}.e^{0,0442.T_a} \tag{4.14}$$

[7]Loncin M. and Merson R.L., 1979, Food engineering : principles and selected applications, Academic Press, New York, U.S.A..

[8]la méthode RUNGE-KUTTA d'ordre 4 a aussi été testée : elle apporte un gain significatif en précision (mais inutile en pratique) au prix d'un temps de calcul multiplié par 10.

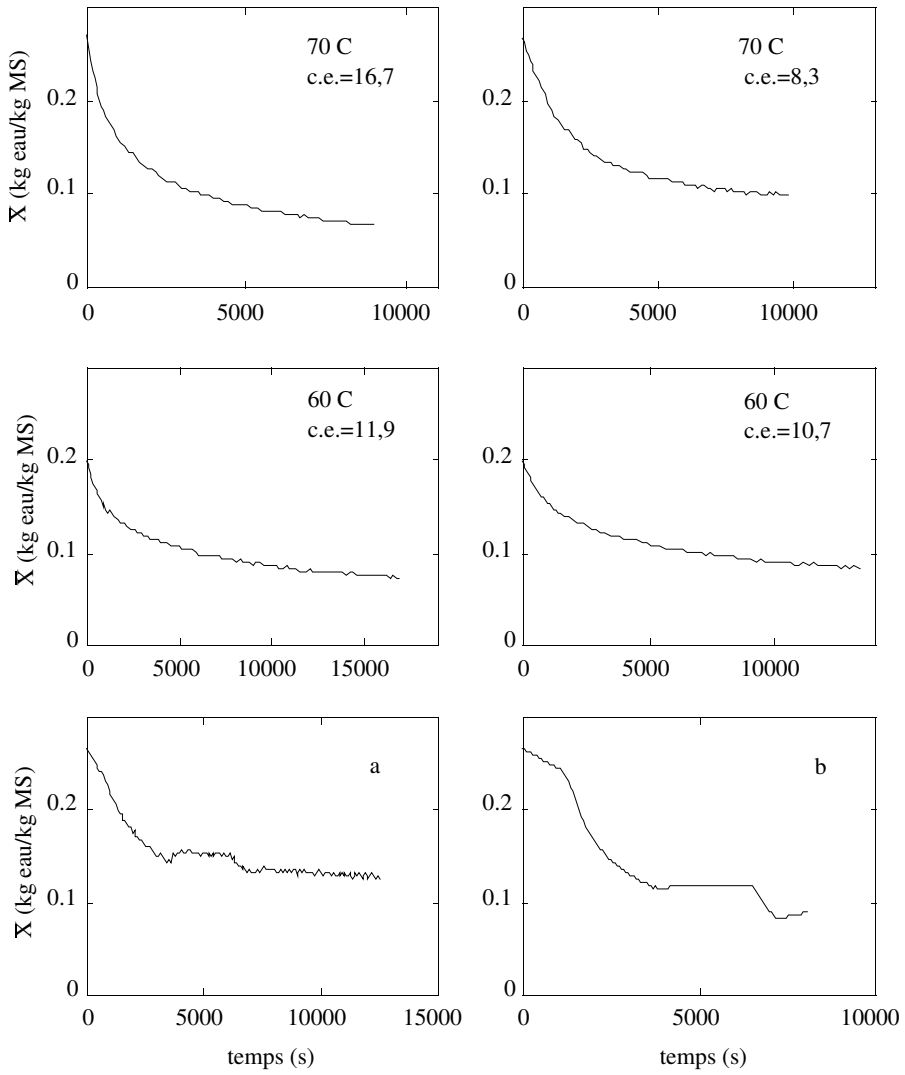

FIG. 4.3 – Comparaison expériences / simulations pour le modèle dynamique de séchage du riz.

La figure 4.3 présente un résumé des performances du modèle comparé aux expériences. On observera que le domaine de séchage couvert est assez large et que même des cinétiques en conditions variables[9] sont bien simulées.

Les paramètres précédents ont été identifiés sur la base de mesures de perte de poids mais pas de température. Il convient donc d'envisager la validation du modèle aussi d'un point de vue thermique. En effet, le modèle qualité dépend aussi bien de la température simulée du produit. Il se trouve qu'il n'existe pas de moyen simple et fiable pour mesurer la température à coeur du produit pendant le séchage. Les expériences en couche épaisse présentent l'avantage de permettre une validation plus poussée du modèle tant du point vue matière que de la chaleur. En effet, les mesures d'humidité relative et de température de l'air ayant traversé la couche épaisse de produit, et leurs variations avec le temps, sont très informatives et très fiables. Les résultats "couche épaisse" présentés en figure 4.4 montrent que le modèle est plutôt bon mais qu'il ne faut pas exclure une erreur de plusieurs degrés sur la prédiction de la température du grain. Ceci peut éventuellement poser un problème lors

[9]arrêt de séchage au milieu de la cinétiques, maintien en température, puis reprise pour l'une; changements multiples de T_a et H_a dans l'autre

de la simulation de qualité.

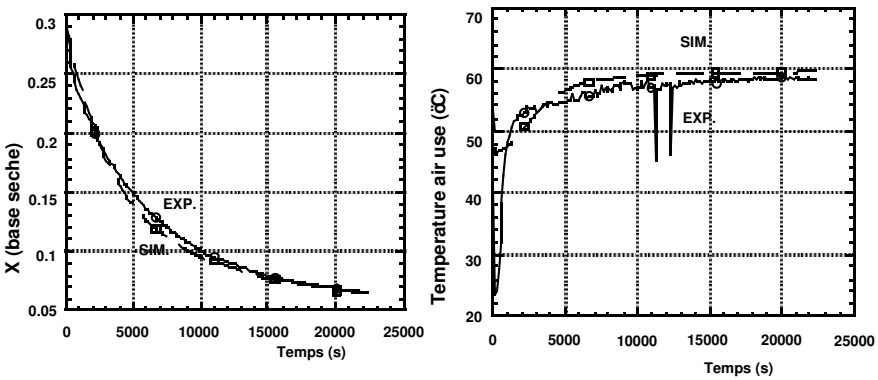

FIG. 4.4 – Comparaison expérimental / simulé lors d'un séchage en couche épaisse de riz.

Les résultats de simulation du modèle de transfert de chaleur et de matière (équations 4.9-4.11) auquel on a ajouté l'équation qualité (3.7), sont très satisfaisants. Un simulateur convivial est disponible à `http://ensia.inra.fr/~courtois/simul/` pour la couche mince. Un simulateur de séchoirs industriels, complet, avec quelques éléments de validation industriels est présenté en 5.2, page 53.

4.1.3 Modélisation de la friture de bananes plantain

thèse de Régis Lemaire, stage long de Franka Bossers

COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., LEMAIRE, R., RAOULT-WACK, A.L., 1998, Modelling of deep fat frying of banana using a compartmental approach and boiling theory. In : Drying 98, A. Mujumdar ed., Ziti editions, vol. B, pp 1452-1453.

Nous décrivons ici les modifications dans le modèle dans le cas où le séchage a lieu par ébullition. La méthode est donc identique mais les équations sont différentes du fait de l'ébullition. Nous prenons le cas de la friture de banane plantain mais le raisonnement se généralise assez facilement à d'autres classes de problèmes.

Lors de son immersion dans l'huile à 130, 150 ou encore 170°C, l'eau du produit atteint quasi-instantanément la température d'ébullition (proche de 100°C selon l'A_w et la profondeur d'immersion). On a alors :

$$P_{vp} = A_w.P_{vsat} = P_{totale} \approx 10^5 \ Pa \tag{4.15}$$

qui implique donc que

$$\frac{dP_{vp}}{dt} = \frac{d(A_w.P_{vsat})}{dt} = 0 \tag{4.16}$$

Il n'y a donc plus de résistance au transfert de matière lors de l'ébullition dans la mesure où le produit se trouve environné de vapeur d'eau. La résistance se situe plutôt au niveau de l'apport de chaleur limitant la vaporisation de l'eau.

Dans le cas du séchage/friture de tranches de banane plantain, on modélise le produit en 3 compartiments concentriques à 3 teneurs en eau X_1, X_2 et X_3 et trois températures T_{p1}, T_{p2} et T_{p3}. On fait l'hypothèse que la vaporisation de l'eau peut prendre place dans les 3 compartiments et que l'évacuation de la vapeur du produit est instantanée (aucune résistance). Il s'agit donc d'une modélisation en 3 résistances thermiques en cascade.

L'égalité (4.16) peut être mise à profit pour faire apparaître une relation entre $\frac{dX}{dt}$ et $\frac{dT_p}{dt}$ en remplacement du bilan matière en séchage par entraînement :

$$\frac{d(A_w)}{dX}.\frac{dX}{dt} + \frac{dP_{vsat}}{dT_p}.\frac{dT_p}{dt} = 0 \tag{4.17}$$

qui donne

$$\frac{dX}{dt} = -\frac{\frac{dP_{vsat}}{dT_p}}{\frac{d(A_w)}{dX}}.\frac{dT_p}{dt} = f(X, T_p).\frac{dT_p}{dt} \tag{4.18}$$

Le bilan thermique, quant à lui, s'écrit :

$$\frac{d(\rho_{dm}.\tau_3.V_p.(Cp_{dm} + Cp_w.X_3).T_{p3})}{dt} = h_3.A_p.(T_F - T_{p3}) + h_2.A_p.(T_{p2} - T_{p3}) + \rho_p.\tau_3.V_p.\frac{dX_3}{dt}.(L_v + Cp_w.X_3) \tag{4.19}$$

En utilisant l'équation (4.16), l'équation (4.19) devient :

$$\frac{dT_{p3}}{dt} = \frac{h_3.a.(T_F - T_{p3}) + h_2.a.(T_{p2} - T_{p3})}{\rho_{dm}.\tau_3.(Cp_{dm} + Cp_{dm}.X_3 - f(X_3, T_{p3}).L_v)} \tag{4.20}$$

$X_{boiling}$ se définit comme la teneur en eau du produit en équilibre avec la température d'ébullition T_p. Il vérifie (pour un T_p donné) l'équation (4.21) :

$$P_F = A_w(X_{boiling}, T_p).P_{vsat}(T_p) \tag{4.21}$$

On obtient finalement le système complet suivant :

$$\begin{cases} \frac{dT_{p1}}{dt} = \frac{h_1.a.(T_{p2}-T_{p1})}{\rho_{dm}.\tau_1.(Cp_{dm}+Cp_w.X_1-f(X_1,T_{p1}).L_v)} \\ \frac{dT_{p2}}{dt} = \frac{h_2.a.(T_{p3}-T_{p2})+h_1.a.(T_{p1}-T_{p2})}{\rho_{dm}.\tau_2.(Cp_{dm}+Cp_w.X_2-f(X_2,T_{p2}).L_v)} \\ \frac{dT_{p3}}{dt} = \frac{h_3.a.(T_F-T_{p3})+h_2.a.(T_{p2}-T_{p3})}{\rho_{dm}.\tau_3.(Cp_{dm}+Cp_w.X_3-f(X_3,T_{p3}).L_v)} \\ X_1 = X_{boiling}(T_{p1}) \\ X_2 = X_{boiling}(T_{p2}) \\ X_3 = X_{boiling}(T_{p3}) \\ \frac{dF}{dt} = k.(F^\infty - F) \end{cases} \tag{4.22}$$

TAB. 4.2 – Propriétés physiques de la banane plantain

Propriété	Valeur	Unité	Confiance
chaleur spécifique de la matière sèche	$Cp_{dm} = 2697$	$J.kg^{-1}.K^{-1}$	OK
masse volumique anhydre	$\rho_{dm} = 367$	$kg.m^{-3}$	OK
Ratio surface sur volume	$a = 1133$	$m^2.m^{-3}$	Faible
Isobare de désorption	$A_w = e^{-0.105/X^{0.6375}}$	–	OK

Le modèle ici étant algébro-différentiel, la méthode de résolution est différente du cas précédent. Les calculs sont réalisés sur un Pentium 200 MHz, sous LINUX, avec MATLAB et sa boite à outils d'optimisation. Le noyau

central du simulateur est écrit en C (fichier CMEX) pour accélérer les calculs. Le système algébro-différentiel (4.22) est difficile à résoudre numériquement. Pour éviter une routine de recherche de racines, très lente, on utilise un algorithme approché :

1. début à $t = 0$ avec X_0
2. on force $T_p = T_{boiling}(X)$
3. calcul de T_p à $t + \Delta t$ en utilisant le système (4.22)
4. on force $X(t + \Delta t) = X_{boiling}\left(T_p(t + \Delta t)\right)$
5. mise à jour de t en $t + \Delta t$
6. retour à l'étape 3 jusqu'à ce que le temps final soit atteint

Les données relatives au produit sont présentées sur le tableau 4.2, les coefficients obtenus par ajustement sur les données expérimentales sont présentés sur le tableau 4.3. Les résultats correspondants sont présentés sur la figure 4.5. Ceux concernant la prise d'huile avait déjà été présentés sur la figure 3.8 en page 37.

TAB. 4.3 – Coefficients de transfert thermiques identifiés

compartiment	h_i *en* $W.m^{-2}$
1 (centre)	77
2	2033
3 (surface)	3670

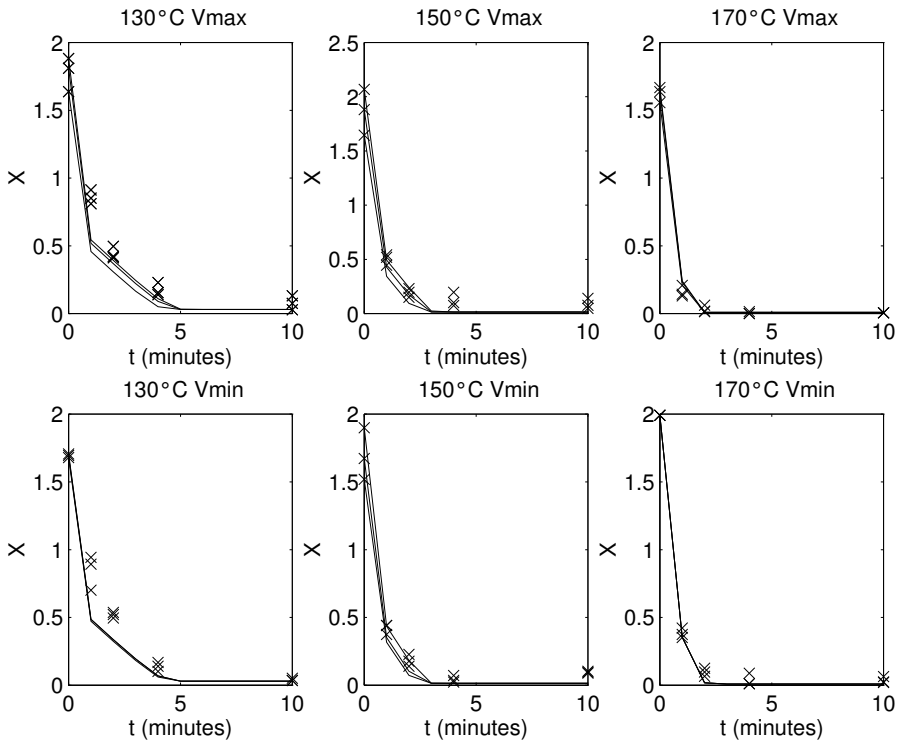

FIG. 4.5 – Comparaison expérimental (x) / simulé (-) pour la teneur en eau de la banane plantain au cours de la friture.

Si l'on considère la médiocre reproductibilité des données expérimentales, on peut estimer que le modèle est très satisfaisant pour prédire à la fois le séchage, le chauffage et la prise d'huile de la banane en friture. Le modèle est à la fois simple, peu paramétré et facile à simuler. C'est donc un outil tout à fait adapté à la simulation de la friture des produits alimentaires.

4.1.4 Conclusion

Nous avons privilégié l'utilisation d'une approche compartimentale pour le séchage et la friture des produits alimentaires de par le bon compromis obtenu entre :

- la justesse et la précision des simulations en statique et en dynamique (changements des conditions opératoires pendant une expérience)
- la facilité de mise en oeuvre du modèle (peu d'équations, peu de paramètres et peu de puissance de calcul nécessaire)
- la rapidité de mise au point (peu d'expérimentations requises)
- la capacité à intégrer un critère de qualité
- la robustesse du modèle sur un large domaine opératoire lié à une bonne compréhension des phénomènes principaux du séchage

Dans la section 5.2 (page 53), nous verrons que des logiciels conviviaux existent et permettent une utilisation aisée de ces modèles pour faire de la CAO[10].

4.2 Approche IA[11]

En alimentaire, la phénoménologie des opérations unitaires n'est pas toujours très bien connue. C'est particulièrement vrai lorsque l'on étudie l'influence du procédé sur la qualité du produit. A côté de la connaissance scientifique des phénomènes, on peut aussi envisager d'utiliser la connaissance empirique des "gens du métier" pour réaliser un modèle de représentation ou un algorithme de commande. Nous présentons ici un exemple illustrant l'utilité de la logique floue.

Le réseau de neurones est souvent considéré comme un modèle "à tout faire". On parle aussi d'approximateur universel. Il peut donc être utilisé comme outil de modélisation générique en l'absence de connaissance précise sur les phénomènes à représenter. Nous montrons ici un exemple de modélisation concurrente du séchage et de la dégradation de la qualité amidonnière du maïs.

4.2.1 Logique floue

Thèse de Nathalie Perrot

PERROT, N., TRYSTRAM, G., BIMBENET, J.J., COURTOIS, F., BONAZZI, C., 1997, Application des sous-ensembles flous au génie de la réaction lors du séchage de produits alimentaires à l'air chaud, In Simulation des procédés et automatique, coll. Récents progrès en Génie des Procédés, 57, Tech et doc, Cachan, France, pp 13-18.

G. TRYSTRAM, N. PERROT, F. COURTOIS, C. BONAZZI, 1997, Food quality degradation model based upon fuzzy kinetic approach, Food Quality Modelling meeting, Leuven, Belgium.

N. PERROT, G. TRYSTRAM, J.J. BIMBENET, F. COURTOIS, C. BONAZZI, 1997, Modelling with words, a new way in food Engineering, ICEF 7 Symposium, Brighton, UK.

G. TRYSTRAM, N. PERROT, J.J. BIMBENET, F. COURTOIS, C. BONAZZI, 1997, Modelling of the quality of food products during drying. A fuzzy sets approach, ECCE 1 Symposium, Florence, Italy.

[10] Conception Assistée par Ordinateur

[11] Intelligence Artificielle. Nous utilisons ici des méthodes dérivées de l'étude du raisonnement humain.

Nathalie Perrot a réalisé sa thèse[12] à l'ENSIA l'application de la logique floue en IAA. Parmi plusieurs applications, elle a cherché à démontrer la capacité de sa technique à modéliser rapidement la dégradation de la qualité amidonnière du maïs en cours de séchage. Pour cela elle est venue questionner 3 experts pour quantifier les intervalles de fuzzyfication sur les variables (figure 4.6). Les règles étaient toutes basées sur cette base simple :

"si on sèche un maïs humide / semi-humide / sec, pendant un temps court / moyen / long, à une température haute / moyenne / basse, la qualité sera très / pas mal / peu dégradée"

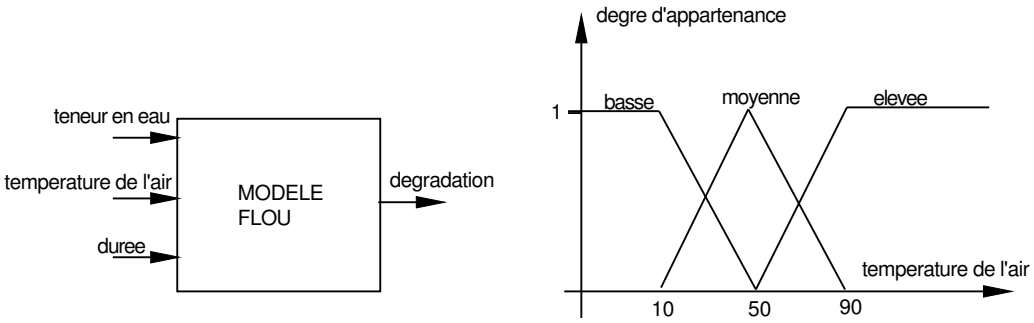

FIG. 4.6 – Exemple de fuzzyfication de la variable température.

Il s'agissait donc de déterminer, par l'expertise, ce que veut dire "température élevée" par exemple. On voit bien qu'intuitivement on peut dire qu'une température élevée démarre à 80-90°C, qu'une température basse est inférieure à 20°C, le reste étant qualifié de température moyenne. De même, il s'agissait de déterminer la conclusion des 3x3 règles. Par exemple, il fallait indiquer la dégradation pour la combinaison maïs humide + séchage court + basse température. Ici la réponse est simple et intuitive : pas de dégradation. Ensuite, en intégrant dans le logiciel les valeurs recueillies pour les règles et les intervalles de fuzzyfication, on peut simuler l'effet d'un séchage sur la qualité amidonnière. On observe ainsi sur la figure 4.8 que, *sans aucun ajustement*, le simulateur est déjà assez précis, alors que la mise au point de l'ensemble n'a pris que quelques jours.

Ensuite il est possible de recaler le modèle flou sur des données de référence. C'est ce que nous avons fait en utilisant comme référence le modèle compartimental (développé lors de ma thèse). Un algorithme génétique est utilisé comme optimiseur pour modifier les intervalles de fuzzyfication. Le résultat est un simulateur très proche du modèle de référence comme on peut le voir sur la figure 4.8.

4.2.2 Réseaux de neurones

Thèse de Ioan Cristian Tréléa

TRELEA, I.C., COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., 1997, Dynamic models for drying and wet-milling quality degradation of corn using neural networks, Drying technology, 15(3), pp. 1095-1102.

TRELEA I.C., COURTOIS F., TRYSTRAM G., 1995. Modélisation de la cinétique de séchage et de la dégradation de la qualité amidonnière du maïs par réseaux de neurones. In Récents Progrès en Génie des Procédés, Lavoisier, France.

Dans le cadre d'une commande optimale à modèle interne, nous avons été amenés à réaliser un "méta-modèle[13]" du modèle compartimental développé lors de ma thèse afin de pouvoir réaliser des optimisations non linéaires en temps réel. Il fallait développer rapidement ce(s) modèle(s) dans la mesure où ce n'était pas l'objet principal de la thèse de I.C. Tréléa. Pour bien rendre compte des couplages et des non-linéarités, une approche par réseau de neurones a été préférée. Pour simplifier, deux réseaux indépendants ont été développés : un pour la prédiction de la teneur en eau du grain et un autre pour la prédiction de sa qualité amidonnière. Deux types de réseaux

[12] Perrot, N., 1997, Maîtrise des procédés alimentaires et théorie des ensembles flous, doctorat ENSIA, Massy, France.

[13] modèle de modèle : on utilise le modèle de référence pour générer des données servant à ajuster un modèle plus simple.

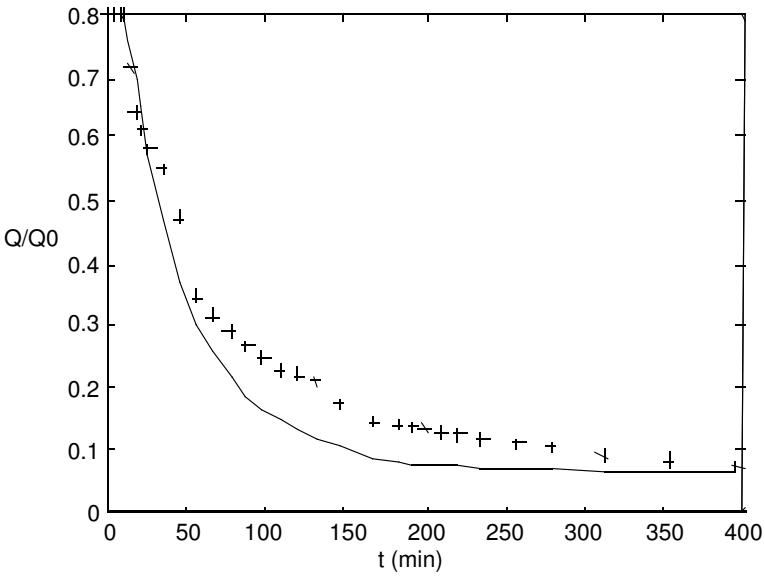

FIG. 4.7 – Comparaison modèle flou (-) / modèle de référence (+, ma thèse) sur un exemple de séchage du maïs à 70°C.

ont été utilisés : réseaux récurrents pour le calcul temps réel et réseaux en temps explicite pour le calcul initial (hors-ligne) : voir la figure 4.9 pour le cas de la prédiction de la qualité amidonnière.

Ces quatre réseaux ont été ajustés et validés en utilisant des données générées par mon modèle. La figure 4.10 illustre la bonne qualité de ces prédicteurs en comparaison du modèle de référence. Il est important de noter que la précision de ces modèles n'est pas un problème crucial puisqu'ils seront "complétés" par les données obtenues en temps réel au cours de l'expérience. De plus la vitesse de calcul étant multipliée par au moins 100, on peut faire des recherches d'optimum de manière plus approfondie.

4.2.3 Conclusion sur l'approche "IA"

Nous avons exploré l'utilité d'une approche à base de logique floue et montré sa grande efficacité en terme de temps et de facilité de développement. C'est un véritable outil ayant sa place à chaque fois que la connaissance théorique fait défaut.

Les réseaux de neurones n'ont constitué pour nous, dans le cas cité plus haut, qu'un moyen d'avoir un modèle très rapide à simuler et donc apte à faire de l'optimisation temps réel.

4.3 Comparaison des approches

Parmi nos différents travaux autour du modèle compartimental du séchage de grains, il y a des démonstrations mathématiques de passage d'une forme de modèle à une autre. Ainsi, nous avons démontré[14] que :

- le modèle diffusif est équivalent à un modèle compartimental lorsqu'il est discrétisé
- le modèle compartimental tend vers le modèle diffusif lorsque le nombre de compartiment tend vers l'infini
- le modèle compartimental, ou le modèle diffusif discrétisé, peuvent être bien approximés par un modèle d'état et donc, par une matrice de fonctions de transfert

[14]Les rapports, non publiés, sont disponibles à la demande.

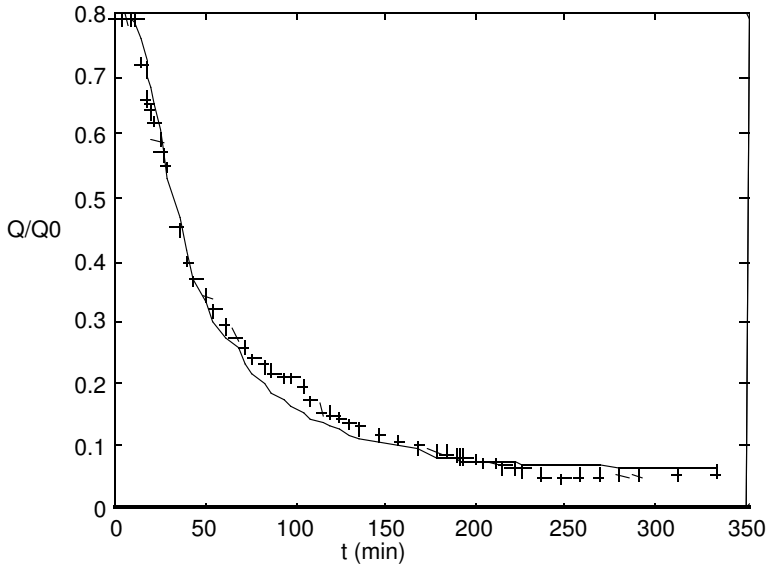

FIG. 4.8 – Comparaison modèle flou (-) / modèle de référence (+, ma thèse) sur un exemple de séchage du maïs à 70°C, après recalage.

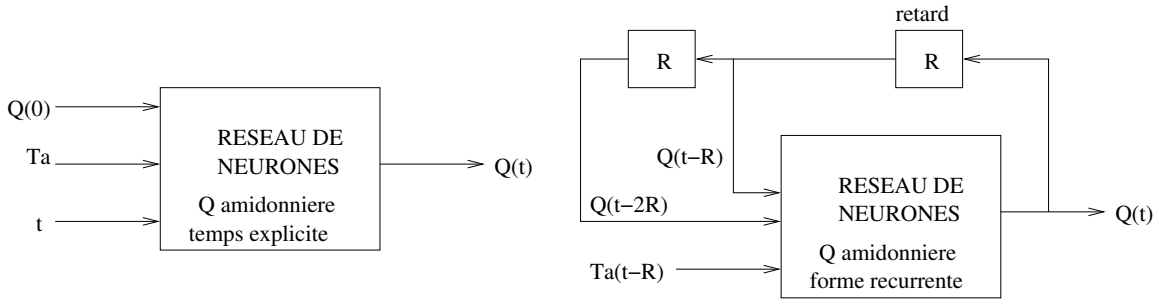

FIG. 4.9 – Réseaux de neurones simulant la dégradation de la qualité amidonnière du maïs (forme explicite et récurrente).

Par ailleurs, il est généralement admis que les réseaux de neurones constituent une extension des fonctions de transfert au non-linéaire et donc, sous certaines conditions, sont équivalents à une matrice de fonctions de transfert.

Enfin, dans le cas du modèle de séchage et de dégradation de la qualité amidonnière du maïs, pratiquement toutes les approches ont été utilisées : modèle de connaissance, représentation d'état linéarisée, matrice de fonction de transfert, réseaux de neurones et logique floue. Chaque approche a objectivement ses avantages et ses inconvénients. Ce qui est intéressant, c'est qu'une méthode particulière peut être privilégiée pour une étude particulière comme dans le point suivant, ou pour accélérer l'identification des paramètres ou effectuer des calculs en temps réel... Par exemple, la mise sous forme de fonction de transfert permet de bénéficier de toutes les fonctions de la boite à outils "System Identification" d'un logiciel comme MATLAB.

4.4 Modélisation-identification raisonnées

Thèse de Régis Lemaire

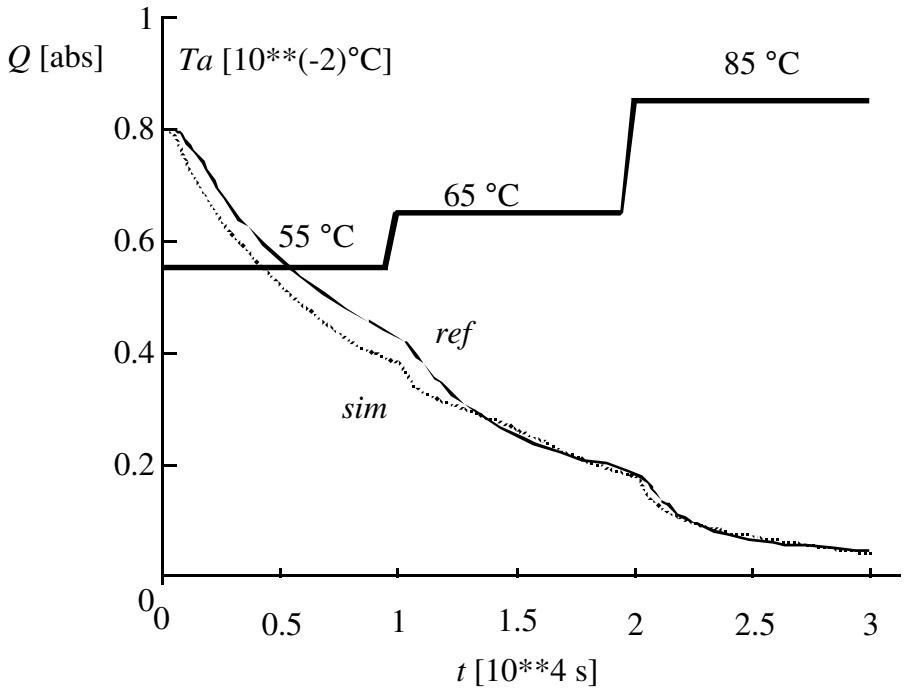

FIG. 4.10 – Validation du réseau de neurones en temps explicite simulant la dégradation de la qualité amidonnière du maïs en conditions variables.

TRELEA, I.C., TRYSTRAM, G., COURTOIS, F. Influence of model uncertainty on the dynamic optimal control performance of a batch corn drying process, Drying technology, 17(6), 1173-1180, 1999 .

R. LEMAIRE, F. COURTOIS, G. TRYSTRAM, 1997, Application of identifiability test to drying models, Food Quality Modelling meeting, Leuven, Belgium.

On l'a vu, la modélisation fait souvent appel à une phase d'identification des paramètres inconnus[15] sur la base de données expérimentales. On peut donc se demander si le problème d'identification que nous posons est bien formulé : peut-on réellement identifier autant de paramètres à partir de données expérimentales ? Il existe une méthode développée par Walter et Pronzatto[16] à SUPELEC qui permet de vérifier si un modèle est structurellement (i.e. dans le cas où les données expérimentales sont parfaites) identifiable. Cela permet donc de savoir si un ou plusieurs des paramètres ne serait pas identifiable, ayant une infinité de valeurs possibles sans changer les prédictions du modèle.

Pour effectuer les calculs analytiques inhérents à la méthode, des logiciels de calcul symbolique existent : MATHEMATICA[17], MAPPLE[18] ou encore MUPAD[19]. C'est ce dernier logiciel que nous avons utilisé pour tester l'identifiabilité structurelle des modèles de séchage. Nous avons testé le modèle diffusif et le modèle compartimental. Nous avons cherché à vérifier qu'il était effectivement possible de trouver une solution unique au problème d'identification pour les coefficients de transfert de matière à la surface, à l'intérieur et pour le coefficient de transfert de chaleur à la surface (on suppose un produit homogène en température).

Le résultat est éloquent puisque l'on montre qu'en l'absence d'une mesure de température du produit, très difficile à obtenir par ailleurs, on ne peut identifier aucun coefficient de transfert thermique. La seule mesure de

[15]coefficients de transfert internes pour la plupart du temps

[16]Walter, E., Pronzato, L., (1994) Identification de Modèles Paramétriques à Partir de Données expérimentales, Masson Publishers, Paris, FR.

[17]MATHEMATICA est un logiciel commercial de Wolfram Research

[18]MAPPLE est un logiciel commercial de Waterloo Software

[19]MUPAD est un logiciel développé à l'université de Paderborn, Allemagne, et existant en version gratuite sur `http://www.mupad.de`

la cinétique de perte en eau ne suffit donc pas à identifier un coefficient de transfert thermique.

Il s'agit ici en fait d'une méthode systématique pour tester la validité du problème d'identification. La méthode faisant appel à certaines linéarisations ne doit pas être prise pour une preuve définitive, ni dans un sens ni dans l'autre. Ainsi, on peut avoir un modèle structurellement identifiable mais pratiquement non identifiable du fait de données expérimentales trop pauvres. Il convient donc d'inscrire cette méthode dans une étape intermédiaire dans la démarche de modélisation, juste après l'écriture des équations.

L'étape suivante consiste à définir le plan d'expérience optimal au sens de la minimisation de l'incertitude sur les paramètres identifiés. Contrairement à la méthode classique des plans d'expérience en génie des procédés, on va considérer des trajectoires sur les variables manipulées lors d'une seule expérience en conditions variables. Ainsi, dans le principe, on cherche à remplacer une dizaine de cinétiques de séchage en conditions constantes à différentes températures par une seule cinétique en conditions variables. L'idée est qu'une seule expérience suffisamment complexe dans son déroulement peut renseigner bien plus sur le système et ses dynamiques. Ce concept issu de l'*Automatique* est ici transplanté dans le domaine du génie des procédés et de ses modèles de connaissances, non linéaires dans la plupart des cas.

La méthode est la suivante :

1. On écrit les équations du modèle
2. On suppose un premier jeu de valeurs pour les paramètres inconnus
3. On calcule par la méthode l'expérience qui maximise la sensibilité aux paramètres
4. On réalise l'expérience
5. On ré- identifie les paramètres
6. On retourne à l'étape 3 jusqu'à ce que les paramètres soient stables d'une itération sur l'autre

De cette manière, on peut espérer en quelques itérations (et donc expériences) converger vers des paramètres bien identifiés. Ainsi en combinant ces deux méthodes, on peut espérer obtenir un modèle bien validé avec peu d'expériences, selon une méthode rigoureuse.

4.5 Conclusion

Ce chapitre a résumé quelques uns des modèles développés lors de ma thèse et à travers les thèses que j'ai encadrées. Tous les modèles développés n'y sont pas présentés. Ainsi le modèle composite de séchage de la datte et le modèle de convection /conduction de chaleur en refroidissement des fruits n'y figurent pas. N'ont été présentés que quelques éléments illustrant deux idées a priori contradictoires :

- de nombreuses approches différentes de la modélisation sont couvertes
- toutes les approches ont pour points communs, une grande efficacité, robustesse et rapidité de simulation.

Ces efforts particulier sur l'efficacité des modèles se justifient par les contraintes liés à la création d'un logiciel de CAO (objectif premier de ma thèse), la recherche itérative d'un profil optimal, ou l'intégration dans une loi de commande (problème du temps réel).

En conséquence, nous avons aussi été amenés à faire de gros efforts en matière d'informatique scientifique allant jusqu'à porter un gros logiciel de calcul scientifique du monde UNIX au monde des micro-ordinateurs : SCILAB[20]. Depuis nous avons construit des boites à outils spécifiques pour MATLAB puis OCTAVE. Tous ces outils ont été mise en oeuvre par les étudiants thésards et DEA encadrés, en particulier Miguel Abud, Régis Lemaire et Ioan Cristian Tréléa.

[20]Logiciel libre créé par l'INRIA, Institut National de la Recherche en Informatique et en Automatique

Chapitre 5

Conception, optimisation

Nous avons vu dans les deux chapitres précédents comment on pouvait construire un modèle précis et fiable décrivant les transferts de matière et de chaleur, couplés à la dégradation de la qualité. En général, le modèle n'est pas un but en soi. Le modèle devient simulateur. Le simulateur devient un substitut des essais pilotes à bas coût. Nous allons voir que la conception d'un procédé peut aussi, bien sûr, se passer d'un modèle (au sens mathématique du terme). Néanmoins, la véritable recherche d'une conception optimale fait explicitement appel à un modèle du procédé à optimiser.

5.1 Approche classique

Contrat industriel avec la société ALIMAX

Quand on fait beaucoup de modélisation, simulation et autres calculs impliquant des mathématiques et de l'informatique, il est toujours utile de se confronter aux mêmes problématiques mais sans disposer de modèle, en privilégiant des approches rapides à base d'approximations. Ce fut le cas, par exemple, dans le cadre d'un contrat industriel[1] avec la société ALIMAX qui produit des croquettes pour animaux domestiques. Le procédé implique une phase d'extrusion suivie d'une phase de séchage à l'air chaud. C'est cette dernière opération qui posait un problème à l'industriel : le séchoir était au maximum de sa capacité et ne pouvait plus sécher suffisamment certaines croquettes. Il fallait donc envisager des modifications physiques sur le séchoir afin d'augmenter sa capacité évaporatoire et cela, bien entendu, pour l'investissement le plus faible possible.

Le problème était pas mal contraint en ce sens que nous ne disposions pas de données très précises sur l'aptitude au séchage des divers types de croquettes : pas de cinétiques et encore moins de modèle. Nous avons donc du utiliser certains bilans globaux réalisés sur la ligne et se considérer proches d'un séchage isenthalpique, en prenant une marge en terme de rendement de l'échange croquettes / air.

Nous avons ainsi construit 4 scénarios possibles de modification du séchoir, au plus bas coût possible et avec les meilleures garanties d'augmentation de la capacité de séchage. Ce fut une expérience intéressante, pratique, de dimensionnement d'un appareil en présence de données incomplètes.

5.2 Approche "CAO"

Thèses de Miguel Abud et de Régis Lemaire + ma propre thèse

COURTOIS F., ENSIA, 2001, RICE : simulateur convivial et graphique du séchage et de la fissuration du riz sur internet. Utilisé lors du salon IPA2000 (conférence et démonstration).

[1] Ce contrat concernait les Pr J.J. BIMBENET, E. DUMOULIN et moi-même.

COURTOIS F., ENSIA, 2000, PSYCHRO : calculatrice psychrométrique en ligne sur internet à `http://www.psychro.com`*. Anglais uniquement. Pas de manuel.*

COURTOIS F., ABUD M., ENSIA, CIRAD, 1999, DRYER 2001 : logiciel de CAO-Qualité pour les séchoir à maïs et à riz. Logiciel non commercial disponible sur Windows, Macintosh, Linux et sur Internet. Version Anglaise uniquement. Pas de manuel. Non commercialisé à ce jour.

COURTOIS F., ENSIA, 1998, WEBDRY : collection d'applets TCL disponibles sur internet à `http://fcourtois.com/simul` *pour simuler le séchage ou la friture. Anglais uniquement. Pas de manuel.*

COURTOIS F., LASSERAN J.J., ENSIA, ITCF, 1991, DRYER 2000 : logiciel de CAO-Qualité pour les séchoirs à maïs. Logiciel protégé disponible sur Macintosh pour 8 000 € *HT. Versions anglaise et espagnole disponibles. Manuel en Français. Vendu à chacun des constructeurs de séchoirs Français.*

COURTOIS F., 1995, Computer-aided design of corn dryers with quality prediction. Drying Technology, 13(1&2), pp. 147-164

COURTOIS F., LEBERT A., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1993, Dynamic Modelling and Simulation of Industrial Corn Dryers. Computer chem. Engng, 17, Suppl., pp. S209-S214

COURTOIS F., LEBERT A., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1992, Simulation of industrial dryers : solving numerical and computer problems. Drying'92, A.S. Mujumdar Ed., Elsevier, pp. 1268-1277.

A la fin de ma thèse, nous avons réalisé un véritable programme de CONCEPTION ASSISTÉE par ORDINATEUR spécifique des séchoirs à maïs, DRYER 2000, permettant l'essai d'une configuration quelconque d'un séchoir existant ou imaginaire (figure 5.1). Le modèle au centre du logiciel permet d'obtenir en quelques minutes d'obtenir les performances de ce séchoir (figure 5.2) avec, en particulier, la qualité amidonnière obtenue, le rendement énergétique, la compacité effective...

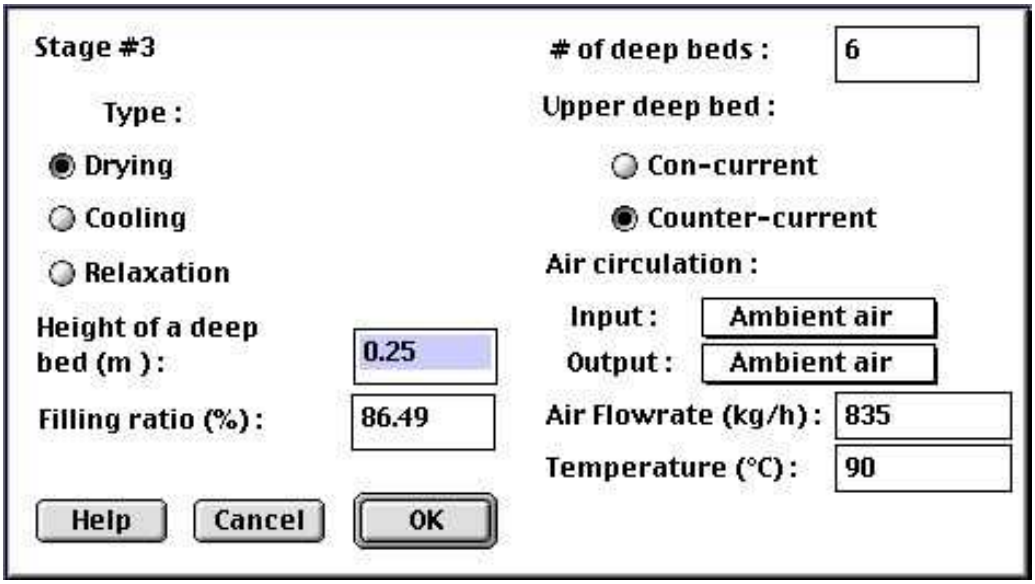

FIG. 5.1 – Configuration d'un séchoir dans le logiciel DRYER 2001 (version gratuite de DRYER 2000)

La mise au point de ce logiciel commercial, protégé contre la copie, et de sa documentation a pris beaucoup de temps mais a permis de reboucler les résultats de recherches vers les industriels en leur commercialisant ce produit pour 8 000 €, via l'ITCF.

Depuis la thèse de Miguel Abud, nous avons travaillé sur une nouvelle version non commerciale, entièrement reprogrammée, permettant de traiter divers produits. A ce jour, ce logiciel DRYER 2001 (figure 5.3) n'autorise

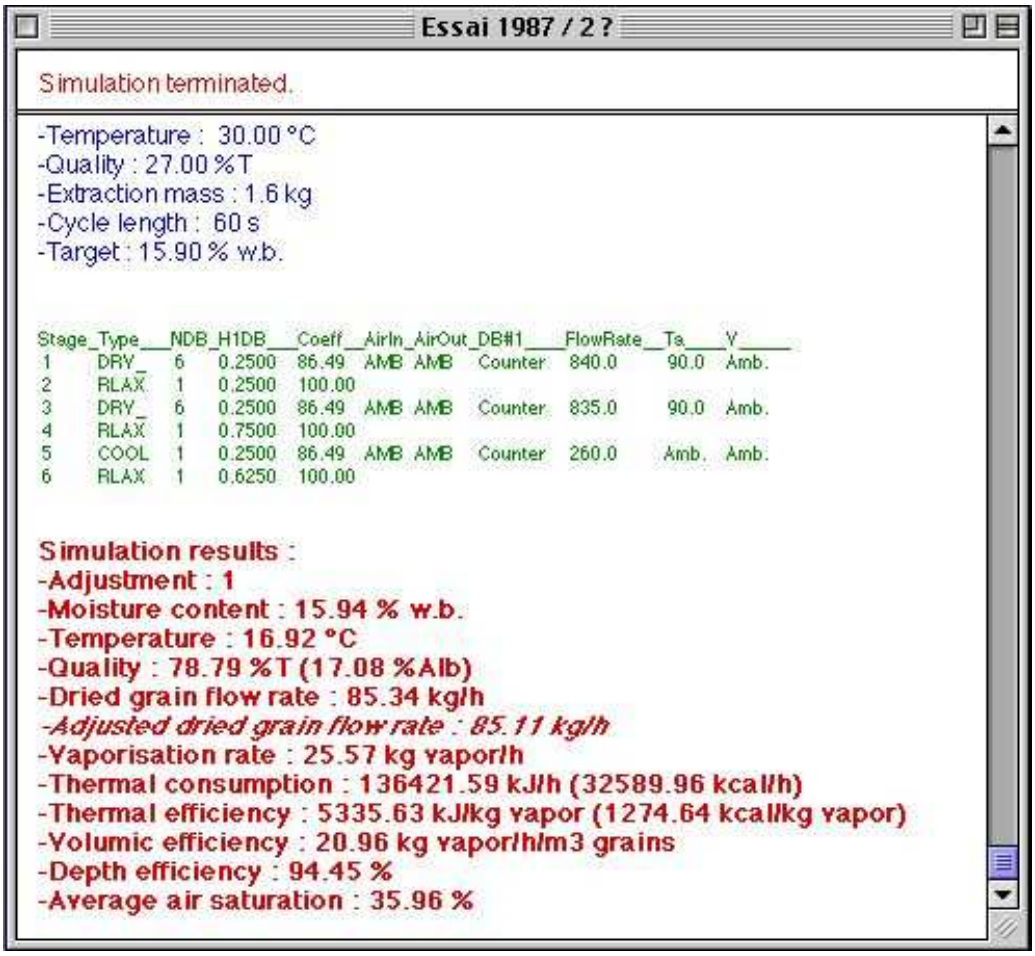

FIG. 5.2 – Résultats des simulation dans le logiciel DRYER 2001 (version gratuite de DRYER 2000)

que 2 produits : le maïs (avec sa qualité amidonnière) et le riz (avec son taux de brisures). L'interface est écrit en TCL/TK et les simulateurs en ANSI C le rendant ainsi totalement portables sur tous les systèmes. Il existe aussi une version sur Internet qu'utilise le CIRAD pour régler le séchoir a priori. Enfin, il existe une version dynamique du simulateur permettant de tester les lois de commande, soit sous DRYER 2001 soit sur internet. Ce logiciel est parfaitement fonctionnel mais pas encore totalement satisfaisant car l'interface ne permet pas encore de configurer facilement les schémas possibles de recirculation d'air et il n'existe pas de manuel à ce jour. Il est toutefois prévu de l'inclure dans un CDROM à destination des utilisateurs de séchoirs des pays d'asie. C'est le GASGA[2] Australien qui s'en occupe.

A titre d'exemple, le tableau 5.1 montre la justesse des prédictions du logiciel DRYER 2001 par rapport à la réalité industrielle. Autant pour le maïs l'erreur constatée est généralement inférieure à 10% tant pour l'humidité que pour la qualité amidonnière du maïs, autant l'erreur constatée sur le taux de brisures du riz est plutôt sous-estimée. Dans l'ensemble, DRYER 2000 comme DRYER 2001 donnent d'excellents résultats et sont de précieux outils de conception, dimensionnement ou simplement réglage des séchoirs à maïs et à riz.

[2]Group for Assistance on Systems relating to Grain After-harvest, `http://www.aciar.gov.au/aciarptp/gasga.htm`

TAB. 5.1 – Comparaison expérimental / simulé, calculs effectués avec DRYER 2001, essais effectués en 1999 sur le séchoir semi-industriel du CIRAD à Montpellier. 5 étages de séchage et un de refroidissement. Débit d'air : $189\,m^3.h^{-1}$ par étage. Air ambiant à 20°C et 0,010 kg d'eau par kg d'air sec.

Conditions (T_a de l'air, Débit, Humidité, T_p, Q du riz)	Résultats Expérimentaux	Simulations
Air : 50°C, Grain : 200 kg/h, 15,9%, 21°C	13,5-14%, 26°C	13,7%, 27,4°C
Air : 65°C, Grain : 155 kg/h, 16%, 19°C	11,9-12,6%, 30°C	12,5%, 32°C
Air : 65°C, Grain : 260 kg/h, 16%, 19°C, 0,63	13,2-13,4%,28°C, 0,62	13,3%, 31°C, 0,63
Air : 80°C, Grain : 250 kg/h, 22%, 23°C, 0,58	17%, 32°C, 0,57	17,5%, 26°C, 0,58
Air : 70°C, Grain : 120 kg/h, 22%, 25°C, 0,60	15%, 31°C, 0,52	14%, 28°C, 0,59

5.3 Recherche d'un profil optimal

Thèse de Ioan Cristian Tréléa (soutenue en 97) et d'Alejandra Olmos (en cours)

Séjour personnel de 2 mois en 1995 à L'université de Wageningen en Hollande avec le Pr. Ton Van Boxtel

OLMOS, A., TRELEA, I.C., COURTOIS, F., BONAZZI, C., TRYSTRAM, G. 2002. "Dynamic optimal control of batch rice drying process", Drying Technology, 20(7), 1319-1345.

COURTOIS F., VAN BOXTEL T., 1995, DYNOPT : une boîte à outils (toolbox) multi-plateforme d'optimisation dynamique pour MATLAB *et* OCTAVE. *Version Anglaise uniquement.*

Le point précédent correspondait à l'approche moderne de la conception et du réglage d'un procédé de séchage. On peut aussi revenir plus à la base du problème et le formuler comme un problème d'optimisation sous contrainte. Ainsi dans le cas du séchage en lit fixe (batch) d'une couche mince de maïs ou de riz, on va rechercher le profil optimal des températures d'air $T_a(t)$ à chaque instant d'échantillonnage, et éventuellement aussi des humidités relatives d'air $H_a(t)$ à appliquer au produit pour le sécher au mieux. Le critère d'optimalité est généralement une combinaison entre le temps de séchage et l'énergie dépensée minimales. Les contraintes sont relatives à l'état final en termes de teneur en eau et qualité du produit à la fin du séchage. Le problème général, dans le cas d'un séchage en temps fixé à t_f, peut donc être formulé comme suit :
trouver $T_a(t)$ et $H_a(t)$ tels que

$$\langle T_a, H_a \rangle = \arg\min \left(\sum T_a \right) \tag{5.1}$$

sous contraintes de

$$\begin{cases} X(t_f) \leq X_{max} \\ Q(t_f) \geq Q_{min} \end{cases} \tag{5.2}$$

Dans le cadre de la commande optimale du séchage batch de maïs (thèse de I.C. Tréléa), nous avons légèrement diminué la dimension du problème en ne travaillant que sur la température de l'air[3] constante par paliers avec une période d'échantillonnage de 5 minutes, et avec un séchage en temps minimal. On trouvera plus d'explications dans le point 6.3.3 en page 68.

Lors de mon séjour à Wageningen, nous avons développé avec le Pr. Ton Van Boxtel une boîte à outils MATLAB pour faire de l'optimisation dynamique. Cette librairie de fonctions, tirées de Bryson et Ho[4] (1975), est basée sur les techniques de programmation dynamique. Cette méthode a été employée avec succès pour optimiser l'osmose inverse du sérum fromager par Van Boxtel. On donne le modèle, le critère d'optimalité et les contraintes sur l'état final ainsi qu'une initialisation pour la trajectoire de commande discrète. L'intérêt de cette approche est dans sa capacité à considérer des discrétisations assez fines et donc d'être compatible avec des trajectoires assez

[3] H_a est donc subi dans ce cas.
[4] Bryson, A.E., HO, Y.C., 1975. Applied Optimal Control, Hemisphere Publishing Corporation, Bristol, PA, 481p.

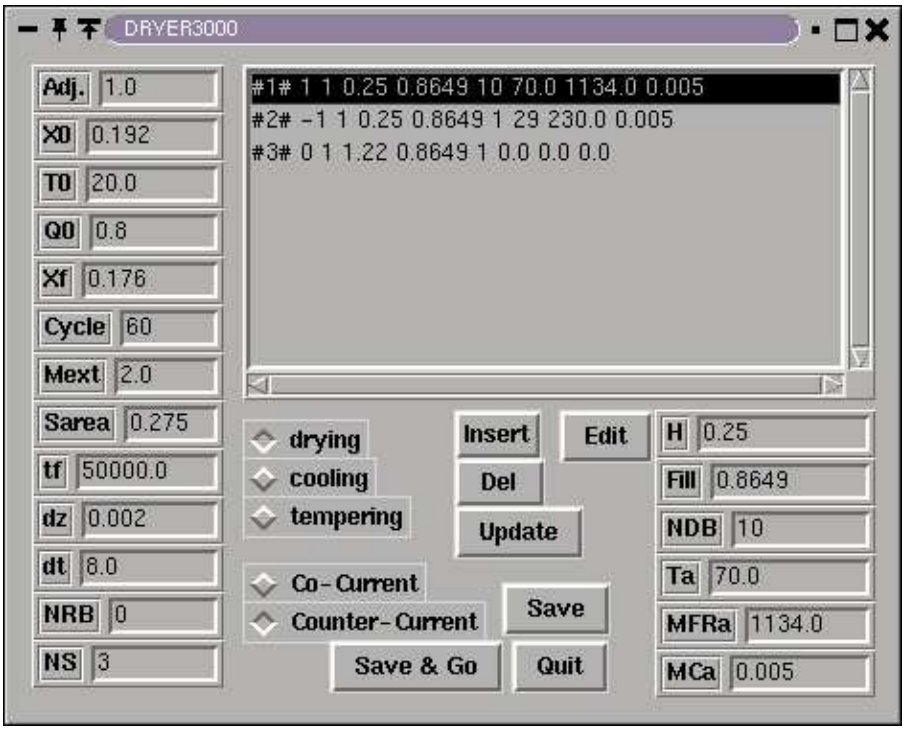

FIG. 5.3 – Fenêtre principale du logiciel DRYER 2001, ici dans l'environnement LINUX.

complexes. On peut espérer ainsi obtenir des valeurs de critères plus basses que celles obtenues par exemple avec la méthode Tréléa qui réduit à deux la dimension du vecteur des commandes alors qu'ici nous avons de vecteurs de dimensions 50 à 300[5]. Dans le cadre de la thèse de Alejandra Olmos, nous considérons en parallèle cette méthode et une autre basée sur les algorithmes génétiques, pour le séchage batch du riz (figure 5.4).

Note : la méthode développée lors de la thèse de I.C. Tréléa fut aussi appliquée aux cas de la réfrigération de cagettes de fruits et de la friture de bananes plantain.

5.4 Conclusion

Ce chapitre a permis d'illustrer la variété des approches que nous avons utilisées pour aborder le problème de conception, réglage ou optimisation des procédés. L'essentiel des applications s'est fait sur des séchoirs air chaud et repose la plupart du temps soit sur le modèle de ma thèse (maïs) soit sur le modèle Abud[6] (riz). Nous avons vu que, dans ces 2 cas, plusieurs logiciels orientés vers les utilisateurs potentiels que sont les conducteurs de séchoir ou les ingénieurs de conception ou encore, simplement, les étudiants désirant se former au séchage des céréales, ont été développés.

La recherche d'un profil optimal dans le séchoir est un problème très difficile en ce sens que l'algorithme d'optimisation va généralement explorer les limites de validité des modèles et peut ainsi finir par diverger ou simplement donner des résultats erronés. Ce problème est bien moindre avec nos modèles que la plupart des modèles de séchage trouvés dans la littérature ceux-ci étant validés dans un domaine expérimental très étroit et seulement en conditions constantes.

[5]le pas de temps entre deux commandes est inversement proportionnel à la dimension du vecteur de commande.
[6]Voir 4.1.2.1, page 40.

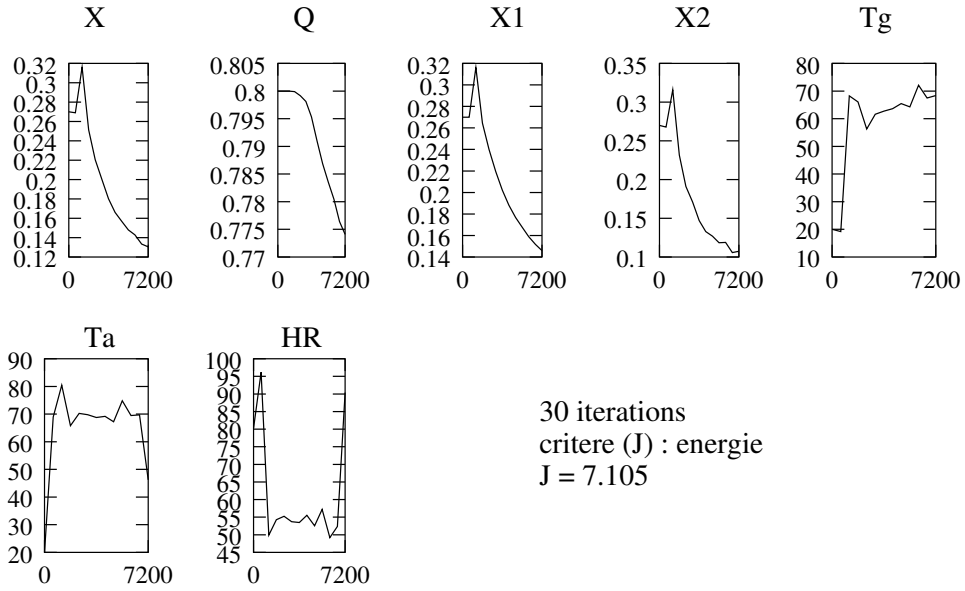

FIG. 5.4 – Résultat d'une optimisation avec DYNOPT sous OCTAVE, pour le séchage du riz.

Chapitre 6

Mesure, estimation, commande

Dans ce chapitre, les travaux relatifs à l'instrumentation et à la commande des procédés alimentaires sont présentés. Tout comme dans les chapitres précédents, le génie des procédés et l'automatique se mêlent en permanence pour permettre la mise au point de ces systèmes et algorithmes. Les mesures indirectes constituent un potentiel énorme pour les industries alimentaires où le manque de capteurs spécifiques se fait cruellement sentir. Les techniques mises en oeuvre combinent instrumentation, thermodynamique, traitement du signal, analyse d'images, estimation d'état, informatique scientifique...

La mise au point d'une loi de commande n'intervient finalement qu'assez rarement dans les projets, soit par manque de capteurs, soit par la trop grande variabilité des conditions de fonctionnement[1]. C'est souvent nous, le personnel académique, qui essayons de l'inclure dans les projets que nous soumettons à financer. La plupart du temps, on cherche à utiliser au mieux la connaissance du procédé (et du produit) pour adapter les techniques de l'Automatique, en privilégiant la simplicité et la robustesse des algorithmes éprouvés à chaque fois que cela est possible.

6.1 Mesures indirectes

6.1.1 Mesure de teneur en eau sans contact en séchage cylindre

Thèse de G. Rodriguez

RODRIGUEZ G., VASSEUR J., COURTOIS F., 1996, Design and control of drum dryers for the food industry. 1 : Set-up of a moisture sensor and inductive heater. Journal of Food Engineering, 28, pp. 271-282.

Le fait que le produit sèche par ébullition de l'eau qu'il contient est une opportunité intéressante pour estimer sa teneur en eau. En effet, comme expliqué en 2.1, page 16, dans le cas de l'ébullition, il y a un équilibre car on a la pression partielle de vapeur d'eau en équilibre avec le produit P_{vp} qui est égale à la pression totale P. Il n'y a plus de résistance au transfert de matière qui est maintenant limité simplement par l'apport thermique. Donc on peut écrire que $A_w.P_{vsat} = P$ ou, pour être plus précis, $A_w(X, T_p).P_{vsat}(T_p) = 101325\,Pa$. Or on connaît la variation de la pression de vapeur saturante avec la température et on peut déterminer l'isobare[2] de désorption du produit à 1 bar. On peut donc déterminer l'équation de cette courbe (figure 6.1), spécifique du matériau, qui relie sa teneur en eau et sa température à l'ébullition : $X = f(T_p)$. On voit bien sur la courbe que cette relation n'est précise que pour des températures comprises entre 110°C et 150°C, c'est à dire des teneurs en eau ni trop humides, ni trop sèches. En dehors de ce domaine, la relation entre les deux variables, de nature hyperbolique[3], n'est pas fiable.

[1]Les procédés alimentaires n'ont souvent pas de point de fonctionnement bien identifié, tout particulièrement en traitement post-récolte où la variabilité des produits est telle que le point de fonctionnement change sans cesse et de manière drastique.

[2]Selon la méthode mise au point à l'ENSIA par Jean Vasseur et que l'on trouvera décrite dans *Bassal, A., Vasseur, J. and*

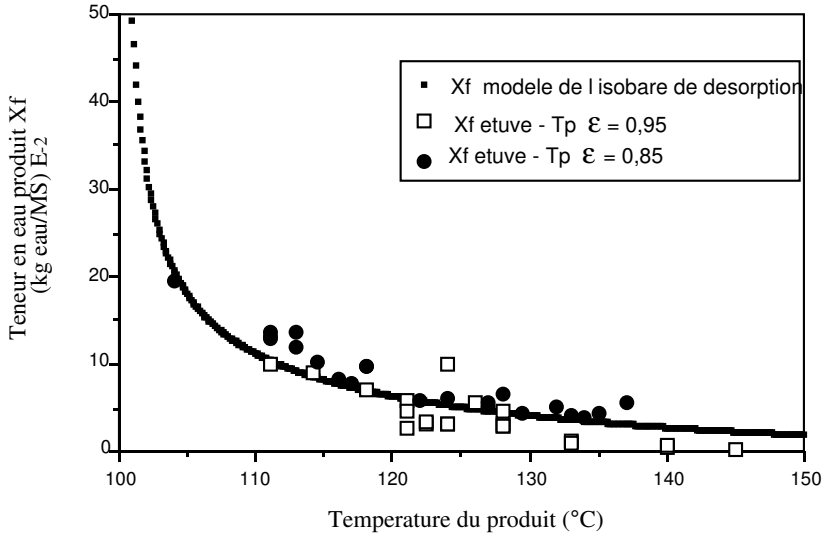

FIG. 6.1 – Courbe d'ébullition de la maltodextrine.

Il suffit donc de mesurer la température du produit au niveau du couteau racleur pour connaître sa teneur en eau. C'est ce qui fut fait sur notre séchoir avec des capteurs de mesure de température sans contact par voie infra-rouge. Un capteur de température à 500 € permet donc une mesure fiable de la teneur en eau du produit en sortie du séchoir, et ce sans contact.

Ce travail illustre l'utilité d'une approche "génie des procédés" pour obtenir une information difficilement mesurable en direct.

6.1.2 Mesure du collage des poudres en atomisation

DEA d'Alexis Madhavi

Nous sommes partis de l'idée que le produit s'accumulant aux parois était un isolant thermique de caractéristiques différentes de la paroi elle même. En conséquence, on peut envisager que les variations du flux thermique à la paroi seraient dues pour l'essentiel à la variation de l'épaisseur de la couche de collage (figure 6.2). Afin de ne pas perturber l'aéraulique de l'appareil et d'éviter de percer la paroi pour y installer un flux-mètre, nous avons envisagé une combinaison de thermocouples plats positionnés sur la face intérieure de la paroi. La durée trop courte du DEA n'a pas permis à Alexis Madhavi de réaliser suffisamment d'expériences pour valider la faisabilité du projet.

6.1.3 Estimation de la teneur en eau lors de la friture

Thèse de Ioan Cristian Tréléa

TRYSTRAM, G., TRELEA, I.C.,RAOULT WACK, A.L., DIAZ, A., COURTOIS, F. 1999. Indirect measurement and control of moisture content during dehydration performed by frying, Drying Technology, 17 (7&8), 1627-1637.

Les friteuses industrielles, continues ou non, sont toutes équipées d'un système de chauffage de l'huile régulé (résistances électriques ou échangeur à vapeur) par un PID. Selon le débit évaporatoire au niveau du produit

Loncin, M., 1993, Sorptions Isotherms of Food Materials above 100° C, Lebensmittel -wissenschaft und -technologie, 26, pp505-511.

[3]avec 2 asymptotes à 100°C et à 0 kg d'eau par kg de matière sèche.

FIG. 6.2 – Vue sur l'atomisateur porte ouverte et sur le collage aux parois y compris celle de la porte.

qui frit, la puissance thermique contrôlée par le PID varie aussi. En fait, en première approximation, le débit évaporatoire[4] est même proportionnel à cette variable[5]. Partant de cette idée et avec la technique d'observation d'état à horizon glissant[6], nous avons développé un observateur pour les deux variables d'état X et F et en utilisant les mesures en ligne de la température du bain d'huile T_F et les informations sur l'agitation Ag et la sortie du régulateur PID de la température du bain d'huile Rg.

On utilise le vecteur des mesures de température d'huile sur l'horizon passé $y^{mes} = \left[T_F^{i_1}\, T_F^{i_2} \ldots T_F^{i_{nm}}\right]$, le modèle $<\Omega>$ exprimant la dépendance de la température de l'huile à la teneur en eau du produit, et on cherche la teneur en eau présente par optimisation :

$$\widehat{X^{i_1}} = \arg\min \left(\Omega\left(X^{i_1}\right) - y^{mes}\right)^T \left(\Omega\left(X^{i_1}\right) - y^{mes}\right) \tag{6.1}$$

Le modèle est construit avec un bilan thermique simplifié sur l'huile et les principales hypothèses suivantes : (a) la chaleur vient exclusivement de la résistance, (b) toute l'énergie sert essentiellement à la vaporisation de l'eau, (c) la capacité calorifique totale du produit est négligeable devant celle de l'huile, (d) les cinétiques de perte d'eau et de gain en huile sont indépendantes et assimilables à des premiers ordres, (e) A température et agitation constantes, la perte d'eau et le gain en huile sont linéaires mais leurs paramètres dépendent linéairement des conditions opératoires. Ainsi le modèle obtenu est bilinéaire et cohérent avec les résultats antérieurs de Diaz[7] :

$$T_F^i = T_F^{i-1} + \frac{M_{dm}.L_v}{M_F Cp_F}.(X^i - X^{i-1}) + \frac{\tau_s}{M_F Cp_F}.Rg \tag{6.2}$$

$$X^i = \left(\gamma_{11}.T_F^{i-1} + \gamma_{12}.Ag^{i-1} + \gamma_{13}\right).X^{i-1} + \gamma_{14}.T_F^{i-1} + \gamma_{15} \tag{6.3}$$

[4]qui est la dérivée de la variable que nous cherchons à estimer

[5]variable de sortie du régulateur

[6]lire à ce sujet : *Boillereaux L., Flaus J.M., 1995. A new algorithm for real time adaptive state estimation. AARTC'95, 3rd IFAC/IFIP Workshop on Algorithms and Architectures for Real Time Control. Ostend, Belgium.*

[7]voir *Diaz, A., Totte, A., Giroux, F., Reynes, M. and Raoult-Wack, A.L., 1996. Deep-fat frying of plantain (Musa paradisiaca L.). I. Characterisation of control parameters. Lebensm.-Wiss.U.-Technol. 29 : 489-497.*

$$F^i = \left(\gamma_{21}.T_F^{i-1} + \gamma_{22}.Ag^{i-1} + \gamma_{23}\right).F^{i-1} + \gamma_{24}.T_F^{i-1} + \gamma_{25} \tag{6.4}$$

Avec la matrice γ des paramètres identifiés sur une base de 18 cinétiques de friture

$$\gamma = \begin{bmatrix} -5,8894.10^{-3} & -1,2320.10^{-4} & 1,6016 & 8,0489.10^{-5} & 3,1378.10^{-3} \\ -1,7585.10^{-3} & 2,2005.10^{-4} & 1,1718 & 4,6999.10^{-4} & -3,5778.10^{-2} \end{bmatrix}$$

La figure 6.3 illustre la bonne performance de l'algorithme pour estimer la teneur en eau des bananes. L'estimateur converge vers la valeur vraie et ce malgré trois perturbations introduites sciemment dans l'expérience :

- la matrice γ est légèrement modifiée pour simuler une erreur de modélisation
- les valeurs de la teneur en eau initiale X^0 et de la teneur en huile initiale F^0 données à l'initialisation de l'algorithme sont fausses
- la mesure de la température de l'huile est entachée d'un bruit aléatoire d'écart type 1°C

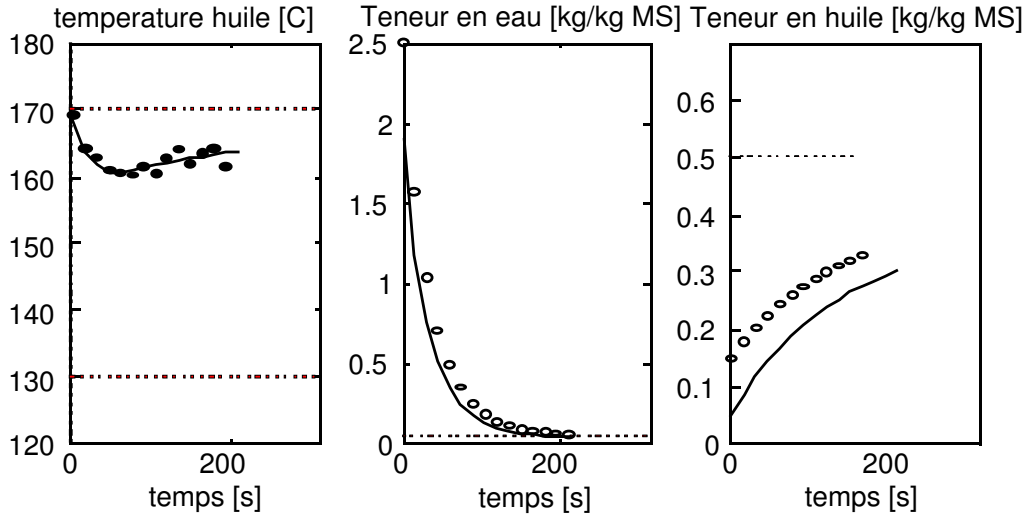

FIG. 6.3 – Validation de l'estimateur d'état à horizon glissant. Valeurs mesurées (•), valeurs vraies invisibles pour l'algorithme (∘), valeurs estimées (-), contraintes (—).

De son côté, l'estimation de la teneur en huile ne converge pas ce qui est tout à fait attendu puisque cette variable est inobservable à partir des seules mesures de températures.

L'algorithme ainsi développé et validé est très intéressant puisqu'il permet d'estimer de manière très fiable et robuste, on l'a vu, la teneur en eau du produit en sortie d'une friteuse industrielle. De plus la méthode mise en oeuvre pourrait très bien s'adapter à un problème de séchage où, là encore, l'absence de capteur de teneur en eau en ligne est patent.

Note : Dans ce travail, nous ne nous sommes pas arrêtés à l'estimation d'état. Nous avons aussi testé 2 stratégies de commande optimale sur la friteuse. Nous ne détaillons pas ces travaux ici car ils sont similaires à ceux que nous décrivons dans le point 6.3.3 en page 68.

6.1.4 Evaluation de la fissuration du riz au séchage

Thèse de Miguel Abud

COURTOIS, F., ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., HEYD, B., BIMBENET, J.J. 1999. "Development of an Image Analysis Methodology for Following Shrinkage and Cracking of Rice Kernels During Convective Drying." AICHE's and COFE'99 annual meeting, Dallas.

En collaboration avec Bertrand Heyd[8], il a semblé intéressant de reprendre les outils développés lors de la thèse de Miguel Abud pour en faire un véritable appareil de mesure optique des fissures du riz (voir la figure 6.4) validé par rapport à la méthode de référence et fiabilisé par de nombreux tests. Nous avons ainsi pu mettre en évidence certaines lacunes[9] de l'algorithme et travaillons actuellement à sa généralisation. De même, nous avons laissé tomber le système fermé du coûteux logiciel commercial OPTIMAS au profit de l'environnement de calcul OCTAVE (équivalent à MATLAB mais libre et gratuit) dans lequel nous développons nos routines de traitement d'image. Ayant ainsi acquis une compétence dans la mise au point des systèmes de mesure à base d'analyse d'image, nous avons lancé un projet de capteur avec un industriel intéressé.

FIG. 6.4 – Exemple d'image de grains de riz fissurés et non fissurés.

6.2 Commande classique par PID

Thèse de G. Rodriguez

RODRIGUEZ G., VASSEUR J., COURTOIS F., 1996, Design and control of drum dryers for the food industry. 1 : Set-up of a moisture sensor and inductive heater. Journal of Food Engineering, 28, pp. 271-282.

RODRIGUEZ G., VASSEUR J., COURTOIS F., 1996, Design and control of drum dryers for the food industry. 2 : Automatic control. Journal of Food Engineering, 30, pp.171-183.

VASSEUR, J., COURTOIS, F., RODRIGUEZ, G., 1996, Moisture profile correction of a product dried on drum dryer using an inductive heater. In : Drying'96, Proc. 10th Intern. Drying Symposium (IDS'96), Krakow, Poland, pp 1425-1432.

La thèse de G. Rodriguez avait pour but d'instrumenter et d'automatiser le séchoir cylindre pour réduire les hétérogénéités de teneur en eau à la fois dans le temps et dans l'espace. De par le contexte industriel de ce contrat avec DUPRAT, les objectifs assignés à la commande étaient de démontrer

- la faisabilité d'une commande automatique
- la possibilité de réduire aussi, en temps réel, l'hétérogénéité spatiale de la teneur en eau de la poudre au niveau du couteau
- la robustesse d'un système ne nécessitant pas ou peu de (re-) réglages

Nous avons donc pris le parti d'utiliser 2 régulateurs PID : un pour la teneur en eau moyenne, un autre pour l'écart de teneur en eau entre la position médiane et la position latérale[10] sur le couteau. La grandeur de commande choisie tout naturellement pour la première boucle était la vitesse de rotation du cylindre principal V_{rc} alors qu'un deuxième actionneur, à effet local, était nécessaire pour agir spécifiquement sur le "point froid". Après avoir testé différent types d'actionneurs, nous avons retenu un inducteur positionné spécifiquement en regard de la "zone froide". Le schéma global de la régulation est présenté sur la figure 6.5. Le couplage entre les deux boucles est très faible et donc le réglage des deux PID se fait sans problème. De même, afin de garantir la stabilité du système sur une large plage de fonctionnement, le PID est réglé pour un temps de réponse en boucle fermée nettement plus lent qu'en boucle ouverte. L'ensemble du système est simple, fiable, robuste et finalement assez performant comme le montre la figure 6.6.

[8]Maître de conférences 1ère classe en informatique et statistiques

[9]par exemple : dépendance à la teinte des grains, à leur orientation, etc.

[10]connue pour être l'endroit où le produit est le plus humide du fait de l'éloignement vis à vis de l'injection de vapeur.

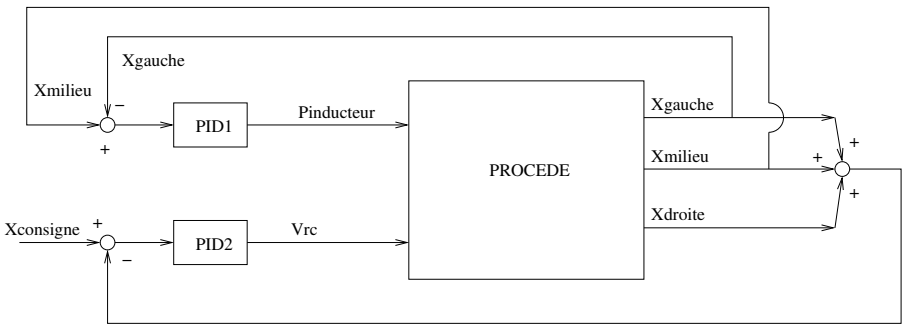

FIG. 6.5 – Structure du système de commande du séchoir cylindre.

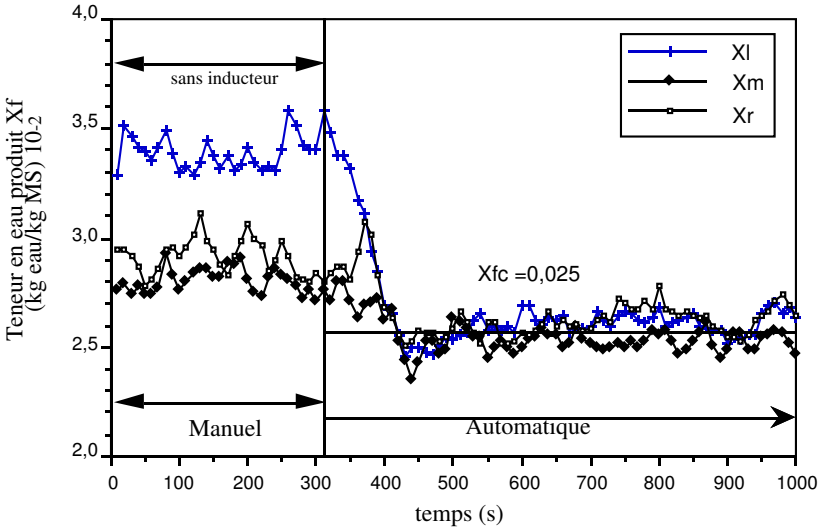

FIG. 6.6 – Résultats expérimentaux sur le cylindre. Passage du mode manuel à la commande automatique. Xl, Xm et Xr : teneur en eau à gauche, au centre et à droite sur le couteau.

6.3 Commande avancée

Par "commande avancée", on entend toute loi de commande plus complexe que le simple PID et nécessitant donc l'emploi d'un ordinateur ou de tout autre système numérique de contrôle commande. Nous allons voir trois problèmes différents : (a) procédé continu ; (b) semi continu ; (c) discontinu. Les différentes approches utilisées, font toutes appel à un modèle du procédé, même simplifié.

6.3.1 Cas du séchage continu de solides à l'air chaud

Thèses de I.C. Tréléa et de Miguel Abud, ma thèse.

COURTOIS, F., ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., MEOT, J.M., TRYSTRAM, G. 2001. "Modeling and control of a mixed-flow rice dryer with emphasis on breakage quality", Journal of Food Engineering, 49, pp. 303-309.

TRELEA, I.C., COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., 1997, Dynamics analysis and control strategy for mixed flow corn dryer, Journal of Process control, 1997, 7(1), pp. 57-64.

COURTOIS F., 1997, Automatic Control of Drying Processes, in Computerized Control Systems in the Food Industry, G. Mittal ed., Marcel Dekker Publishers, pp.295-316.

COURTOIS F., NOUAFO J.L., TRYSTRAM G., 1995, Control strategies for corn mixed-flow dryers. Drying Technology, 13(5-7), pp. 1153-1165.

COURTOIS F., TRYSTRAM G., 1994, Study and control of the dynamics of drying processes. in Automatic Control of Food and Biological Processes, J.J. Bimbenet, E. Dumoulin & G. Trystram Ed., Elsevier, pp. 289-296.

COURTOIS F., NOUAFO J.L., TRYSTRAM G., 1994, Control strategies for corn mixed-flow dryers. Drying 94, V. Rudolph & R.B. Keey Ed., pp. 447-454.

COURTOIS F., LEBERT A., TRYSTRAM G., LASSERAN J.C., BIMBENET J.J., 1993, Commande non-linéaire d'un séchoir à grains. In Récents Progrès en Génie des Procédés, Elsevier, 7(29), pp. 137-142.

Dans le cadre de ma thèse, puis de plusieurs DEA et thèses, nous avons été amenés à concevoir une loi de commande pour les séchoirs tours à céréales, d'abord pour le maïs puis pour le riz. Au départ, il y a le constat que le système est tellement non linéaire qu'aucune loi de commande classique ne peut fonctionner, même pas autour d'un point de fonctionnement particulier. Ceci explique qu'on ne trouve aucun séchoir à flux mixtes présentant une régulation de teneur en eau du grain en sortie. Il faut aussi préciser que le manque de fiabilité des capteurs en ligne de mesure d'humidité des grains est un autre facteur particulièrement limitant.

Nous avons donc cherché à linéariser le système en utilisant notre connaissance du séchage. On sait qu'une cinétique de séchage, localement, peut être décrite par un modèle très simple de la forme :

$$\frac{dX}{dt} = k_v.(X_\infty - X) \tag{6.5}$$

Dans les conditions industrielles du séchage, on peut considérer que $X_\infty \simeq 0$, donc l'équation 6.5 peut se résoudre en

$$X_t = X_0.e^{-k_v.t} \tag{6.6}$$

Si on considère maintenant le débit de produit D_p, variable de commande via l'extracteur, on peut linéariser facilement l'équation 6.6 :

$$\ln(X_t) = \ln(X_0) - k_v\prime.\frac{1}{D_p} \tag{6.7}$$

Sachant que le retard et la constante de temps du système varient de manière évidente avec la grandeur de commande, le débit de produit, il faut aussi raisonner sur une période d'échantillonnage variable selon l'équation simple :

$$\tau_s = \frac{temps\ de\ sejour}{10} \tag{6.8}$$

Ayant linéarisé le système, nous avons construit un système de régulation avec une partie d'anticipation basé sur le régulateur PID. Comme on peut le voir sur la figure 6.7, le régulateur PID "voit" un système linéaire en considérant $\ln(X)$ et $\frac{1}{D_p}$ en lieu et place de X et de D_p.

Le modèle de connaissance qui a été développé auparavant[11] est ensuite utilisé comme outil de réglage des paramètres du PID et comme test de pré-validation. Nous avons eu l'occasion de tester sur le séchoir semi-industriel de L'ITCF, aujourd'hui au CIRAD, les excellentes performances de cet algorithme. En particulier, nous avons eu l'occasion de réaliser un des essais les plus durs qui soient pour un système de régulation : le démarrage à froid directement en mode automatique. Comme on peut le voir sur la figure 6.8, le système converge très rapidement vers la consigne. On peut démontrer qu'il est en fait impossible d'accélérer le système en BF[12].

[11] voir les points 4.1.2.1, 3.2 et 3.1 en pages 40, 32 et 28.

[12] Boucle Fermée = en mode automatique

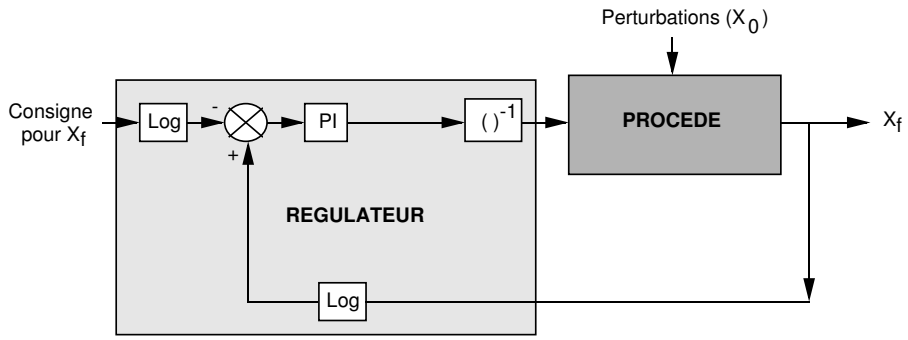

FIG. 6.7 – Structure de la boucle de commande dans le cas du séchoir tour à maïs.

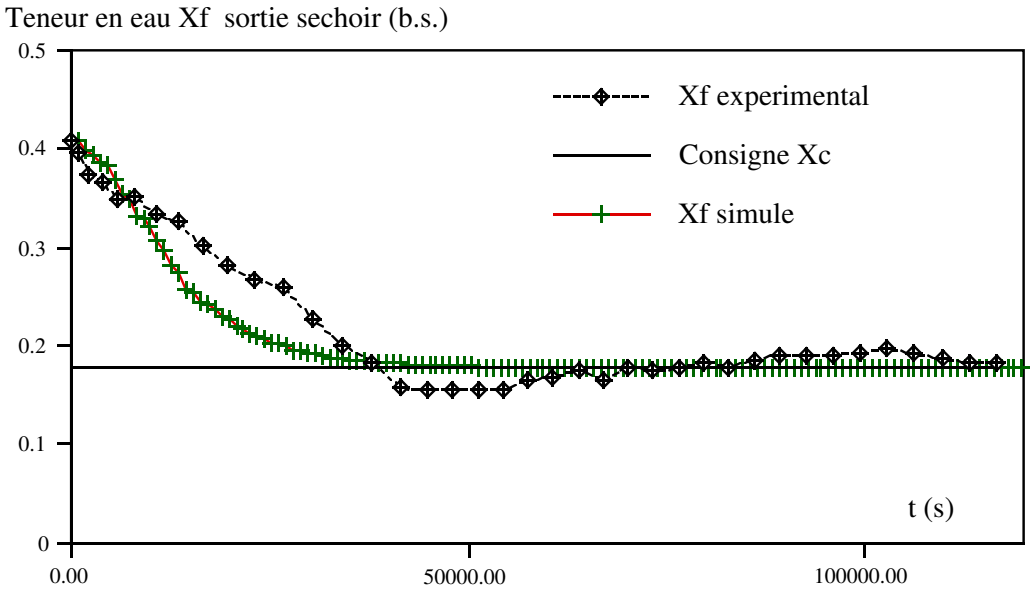

FIG. 6.8 – Résultat semi-industriel d'un essai de démarrage en automatique du séchoir à maïs.

Sur cette même base, nous avons testé par simulation une commande prédictive et une commande LQG. On observe dans tous les cas qu'on ne fait pas mieux que le PID sans prendre de risques sur l'annulation des zéros[13] dont on n'est pas sûr, dans la réalité, qu'ils soient toujours localisés aux mêmes endroits[14].

6.3.2 Cas de la micro-filtration tangentielle (semi-continu)

Thèse de J.M. Trichard

COURTOIS, F., TRICHARD, J.M., TRYSTRAM, G., DECLOUX, M. 2002. "Predictive control of a crossflow microfiltration process", article soumis au Journal of Food Process Engineering.

COURTOIS, F., TRICHARD, J.M., TRYSTRAM, G., DECLOUX, M. 1999. "Predictive control of a crossflow microfiltration process", IFT'99 symposium, Chicago.

[13] On peut montrer que ce système est à zéros dominants, expliquant le caractère oscillatoire observé dans les réponses indicielles.

[14] Autrement dit, pour accélérer la réponse, il faut absolument connaître parfaitement la réponse du système, la position des zéros en particulier, et la supposer invariante ce qui n'est pas raisonnable en pratique.

TRICHARD, J.M., COURTOIS, F., DECLOUX, M., TRYSTRAM, G., 1997, Commande prédictive non linéaire d'un pilote de micro-filtration tangentielle, In Simulation des procédés et automatique, coll. Récents progrès en Génie des Procédés, 56, Tech et doc, Cachan, France, pp 109-114.

TRICHARD, J.M., COURTOIS, F., DECLOUX, M., TRYSTRAM, G., 1997, Commande prédictive non linéaire d'un pilote de microfiltration tangentielle, Congrés du GFGP, Septembre 1997, Paris, France.

On parle de procédé semi-continu parce que le système fonctionne comme un procédé continu mais pendant un temps limité après lequel on arrête pour nettoyer la membrane. Le temps maximum d'une production dépend du mode de conduite qui va provoquer un encrassement plus ou moins rapide de la membrane. Il dépend aussi d'une décision arbitraire entre continuer la production avec un débit filtré de plus en plus faible ou la perte de plusieurs heures de nettoyage permettant de repartir avec de meilleures performances. Comme on peut le voir, à côté du problème de régulation se pose un problème plus global d'optimisation de la capacité de production d'un ensemble de procédés membranaires. Comme première contribution dans cette direction, nous avons travaillé sur la commande d'un procédé (et non de l'atelier entier) en vue de le rendre capable de suivre un profil de consigne quelconque, avec des contraintes quelconques. Notre travail s'inscrit bien dans l'état actuel des connaissances en micro-filtration tangentielle. En particulier, du fait de l'absence d'un modèle suffisant, il n'existe pas de moyen de calculer la trajectoire optimale en terme de densité de flux Jf ou de variables manipulées : vitesse tangentielle U et pression transmembranaire Ptm. il est généralement admis que la commande du procédé doit se faire sous contraintes sur les variables manipulées et leurs dérivées. Nous avons donc choisi une loi de commande compatible avec ce type de contrainte. De même, s'il n'existe pas de modèle totalement satisfaisant, il existe la loi de DARCY (équation 6.9) qui représente près de 70% de la réponse observée du système. Nous avons donc conçu un modèle de référence $< M1 >$ basé sur cette loi et complété de quelques relations ajustées (paramètres $\lambda_1 - \lambda_5$) aux données expérimentales :

$$Jf = \frac{Ptm}{\mu.(R_1 + R_2)} \tag{6.9}$$

$$\frac{dVf}{dt} = Jf \tag{6.10}$$

$$\frac{dR_1}{dt} = \lambda_1.(R_1 - R_\infty) \tag{6.11}$$

$$R_\infty = \lambda_2 + \lambda_3.Vf \tag{6.12}$$

$$R_2 = \lambda_4.U + \lambda_5.Ptm \tag{6.13}$$

Ce modèle "boîte grise" peut donc être considéré comme 70% explicatif et 90% représentatif d'une expérience. Nous l'avons ensuite simplifié pour produire le modèle $< M2 >$ destiné à être intégré au coeur de l'algorithme de commande. Ce dernier modèle, avec seulement 3 paramètres ajustés, n'est plus valide que sur une fenêtre de temps inférieure à la demi-heure et est incapable de rendre compte du démarrage. Le modèle non-linéaire$< M2 >$ fut intégré dans le cadre d'une commande prédictive optimale. Nous nous sommes inspirés de la commande PFC de l'ADERSA[15], en structurant la commande et ainsi réduire la taille du problème d'optimisation sous-jacent. L'ensemble du système de commande, programmé sur MATLAB, fut testé avec succès sur le pilote de l'ENSIA (voir 2.4, page 25) à la fois pour des jus sucrés et des suspensions de levures, avec 2 membranes différentes. Le système est démarré en manuel pendant 20 minutes, temps nécessaire à la stabilisation du procédé et au recalage du modèle $< M2 >$. Ensuite le système est passé en automatique et permet de suivre une courbe de consigne variable en satisfaisant des contraintes sur les variables manipulées et leur dérivé première. La structure de la boucle de commande est présentée sur la figure 6.9. Les résultats expérimentaux confirment ceux obtenus en simulation avec le modèle $< M1 >$: on suit bien la trajectoire de consigne, en échelon ou en rampe, et les trajectoires de commande sont peu accidentées, voir figure 6.10.

[15]lire à ce sujet *RICHALET, J. 1993. Pratique de la Commande Prédictive. Hermès, Paris.*

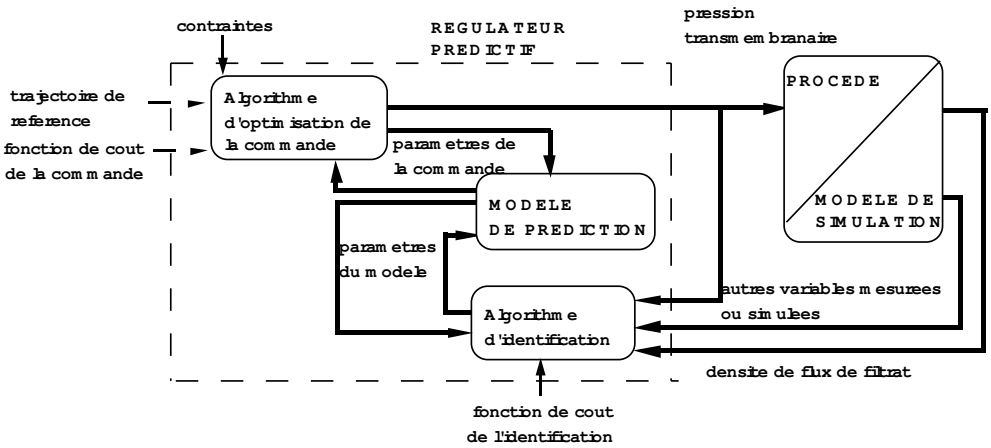

FIG. 6.9 – Principe de la boucle de commande prédictive du procédé de micro filtration tangentielle

Il existe deux versions de l'algorithme : une version résolue numériquement qui permet la prise en compte de contraintes quelconques, et une version légèrement simplifiée, sans contraintes, qui est résolue analytiquement et peut donc être embarquée dans des automates ou SNCC[16] simples. Du fait de l'algorithme d'adaptation, le système peut fonctionner sans travail supplémentaire pour un quelconque couple produit / membrane, ce qui est un avantage majeur pour les industriels.

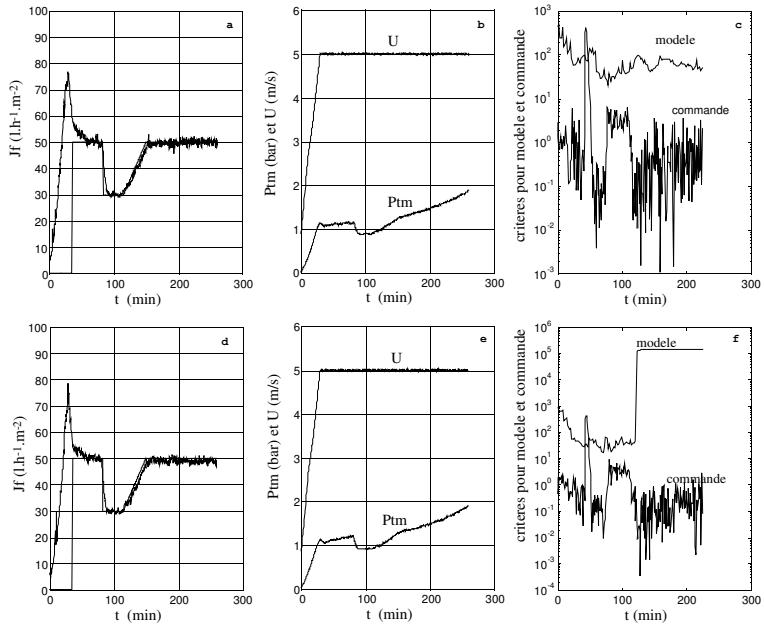

FIG. 6.10 – Résultats expérimentaux de la commande prédictive du procédé de micro filtration tangentielle

6.3.3 Cas du séchage batch

thèse de I.C. Tréléa (97) et A. Olmos (en cours)

[16]Système Numérique de Contrôle Commande

OLMOS, A., TRELEA, I.C., COURTOIS, F., BONAZZI, C., TRYSTRAM, G. 2002. "Dynamic optimal control of batch rice drying process", Drying Technology, 20(7), 1319-1345.

TRELEA, I.C., TRYSTRAM, G., COURTOIS, F. Influence of model uncertainty on the dynamic optimal control performance of a batch corn drying process, Drying technology, 17(6), 1173-1180, 1999 .

TRELEA, I.C., COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., ALVAREZ, G., 1998, Non linear predictive control of a batch refrigeration process, J. Food Process Engineering, 21, pp. 1-32.

TRELEA, I.C., COURTOIS, F., TRYSTRAM, G., 1997, Optimal constrained non linear control of batch processes : application to corn drying. Journal of Food Engineering , 31, pp. 403-421.

TRELEA, I.C., TRYSTRAM, G., COURTOIS, F., RAOULT-WACK, A.L., DIAZ, A., 1997, Commande optimale non linéaire sous contraintes de procédés discontinus des industries alimentaires : séchage et réfrigération, In La friture, maîtrise du procédé et de la qualité des produits, coll. Récents progrès en Génie des Procédés, 59, Tech et doc, Cachan, France, pp 77-82.

TRYSTRAM, G., TRELEA, I.C., COURTOIS, F., ALVAREZ, G., 1997, Commande optimale non linéaire sous contraintes de procédés discontinus des industries alimentaires : séchage et réfrigération, In Simulation des procédés et automatique, coll. Récents progrès en Génie des Procédés, 56, Tech et doc, Cachan, France, pp 181-186.

G. TRYSTRAM, I.C. TRELEA, F. COURTOIS, G. ALVAREZ, 1997, Commande optimale non linéaire sous contraintes de procédés discontinus des industries alimentaires; séchage et réfrigération, Congrés du GFGP, Septembre 1997, Paris, France.

G. TRYSTRAM, F. COURTOIS, I.C. TRELEA, G. ALVAREZ, 1997, Non linear optimal control of batch processes, ICEF 7, 7 th International Congress on Engineering and Food, Brighton, UK.

IC. TRELEA, F. COURTOIS, G. TRYSTRAM, G. ALVAREZ, 1996, Commande optimale de procédés batchs, séchage et réfrigération, Journées d'études Automatique avancée dans les industries alimentaires, 21 juin 1996, Massy, France.

G. TRYSTRAM, I.C.TRELEA, F. COURTOIS, 1995, Non linear optimal control of a corn dryer, Premier congrès latino américain de Génie Alimentaire, Campinas, Brésil, Novembre 1995.

G. TRYSTRAM, I.C.TRELEA, F. COURTOIS, 1995, Non linear optimal control of a corn dryer, Food processing Automation IV, Chicago, Novembre 1995.

I. C. TRELEA, F. COURTOIS, G. TRYSTRAM, 1995, Advanced Control of a Vertical Hot Air Corn Dryer, 10th CSCS conference, Bucarest, Roumanie, 26-28 Mai 1995.

COURTOIS F., 1995. Non-conventionnal Drying technology. Conférence invitée par la FAO, International Conference on Grain Drying in Asia, Bangkok, Thailand, 17-20 octobre 1995.

Nous avons déjà introduit la formulation du problème d'optimisation du procédé batch dans le point 5.3 en page 56. Nous avons aussi travaillé sur la version "temps réel" de ce problème où l'on cherche à tout instant la meilleure température d'air à appliquer pour obtenir un séchage en temps et énergie minimaux, en garantissant des contraintes sur l'état final (figure 6.11). Il ne s'agit pas simplement de suivre une consigne variable, en fait, il s'agit plutôt de recalculer la trajectoire de référence en tenant compte de ce qui s'est réellement passé. En effet, à partir du moment où l'on s'est écarté de la trajectoire optimale, il n'y a pas de raison d'essayer de revenir à elle. Il faut plutôt recalculer une nouvelle trajectoire de référence partant de l'état actuel.

L'algorithme de commande (figure 6.12) comprend un modèle neuronal[17] de prédiction pour la teneur en eau du grain X, un estimateur neuronal pour la qualité amidonnière Q, un critère de coût, des contraintes et un algorithme d'optimisation par gradient projeté. L'ensemble est suffisamment rapide pour être compatible avec la période d'échantillonnage fixée à 500 secondes (pour un temps total de séchage de 10 000 s).

Le résultat expérimental présenté sur la figure 6.13 montre la bonne capacité du système à optimiser la commande, en satisfaisant les contraintes sur la teneur en eau et la qualité finale, et ce malgré une panne provoquée du système de chauffage pendant près d'une heure. Nous avons montré aussi que le système, grâce à son modèle interne, pouvait fonctionner de manière très satisfaisante dans les cas où la teneur en eau initiale du produit

[17]L'utilisation d'un modèle neuronal n'est pas une obligation. La justification principale ici est la rapidité de la simulation.

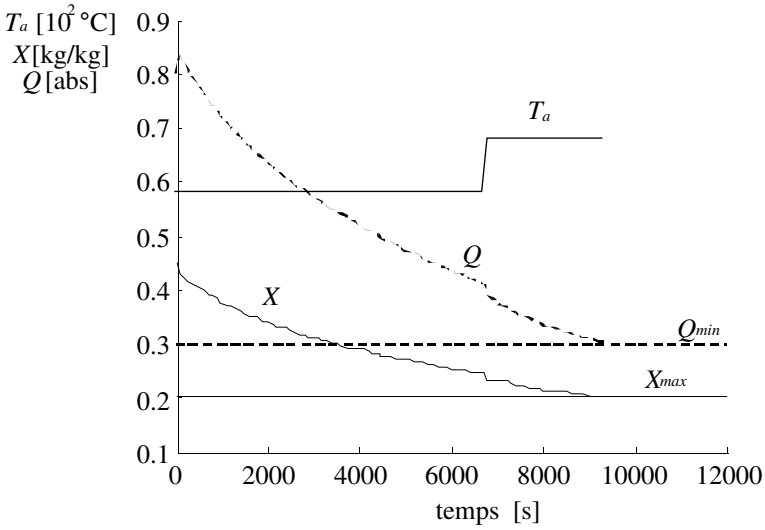

FIG. 6.11 – Formulation du problème de commande optimale du batch de séchage du maïs : trouver T_a qui minimise le temps et l'énergie du séchage et garantisse les contraintes sur les valeurs finales de X et Q.

serait entachée d'une erreur. Nous avons aussi réalisé une étude sur la propagation des incertitudes sur les mesures et leurs effets sur les performances de la commande.

Note : ce type d'approche a été appliqué de manière similaire à la réfrigération et à la friture, tous deux procédés discontinus. Dans le cas de la réfrigération, une adaptation en ligne du modèle, physique, a été ajoutée à l'algorithme de commande.

6.4 Conclusion

COURTOIS, F., TRYSTRAM, G. 1999. "A review of process control in the food industry". invited conference, *10th World Congress of Food Science and Technology, Sydney. Chairman of the control session.*

TRYSTRAM G., COURTOIS F., 1994. Food processing control; reality and problem. Food Research International, 27, pp. 173-185.

A travers plusieurs DEA et thèses, nous avons développé des méthodes de mesures directes ou indirectes, des systèmes de régulation assez simples ou plus sophistiqués et les avons validés toujours par simulation d'abord puis par essais sur pilotes semi-industriels. Mon approche mêle toujours l'approche "Génie des Procédés", connaissance du procédé et du produit, à l'approche générique de l' "Automatique" et ses outils mathématiques. La richesse de cette approche n'est plus à démontrer ; la difficulté non plus, car elle implique des compétences pointues dans de nombreux sujets parfois assez éloignés. Nous avons ainsi toujours eu besoin de compléter l'orientation initiale de nos étudiants dans ces domaines multi-compétences.

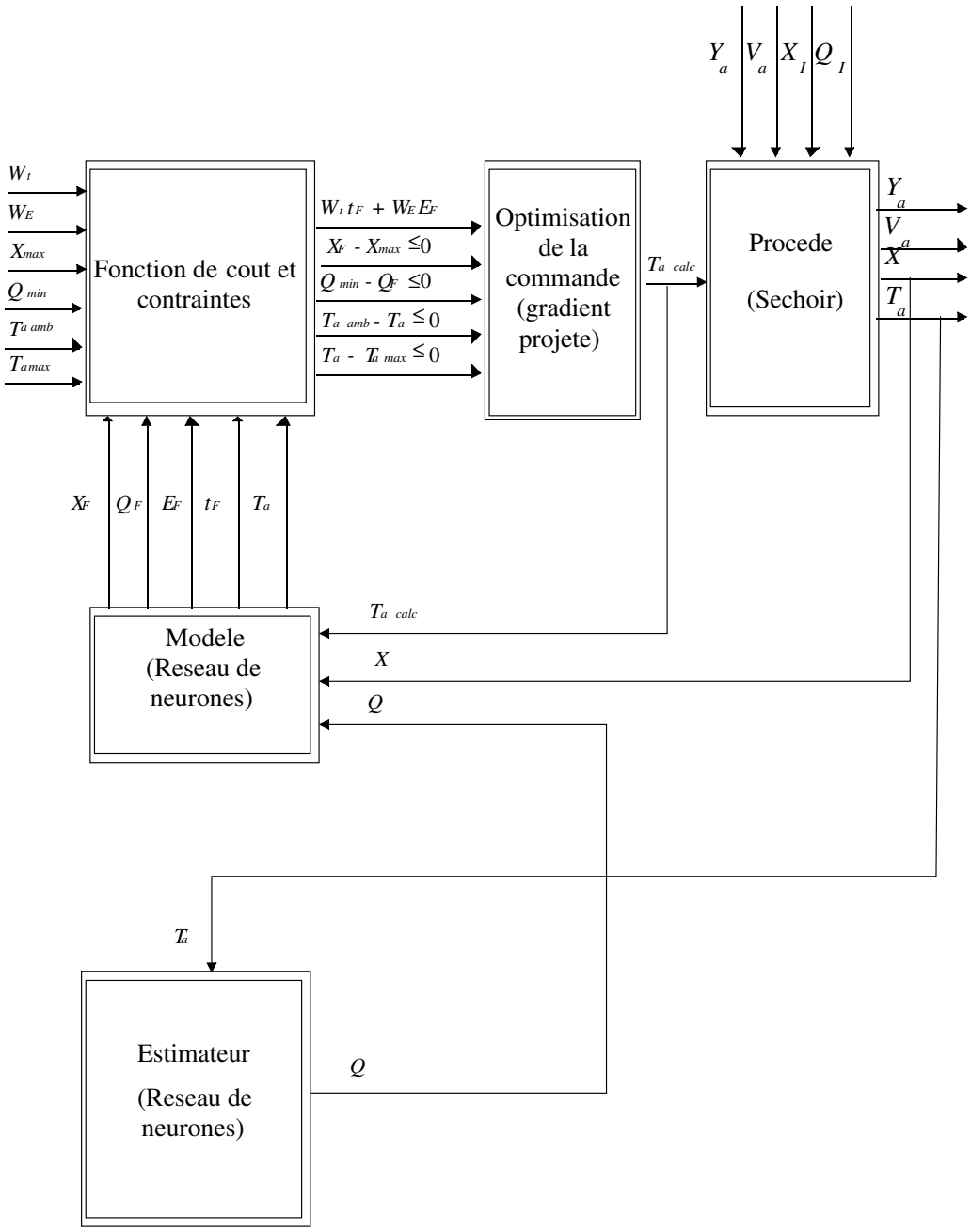

FIG. 6.12 – Principe de l'algorithme de commande utilisé pour le séchoir batch à maïs

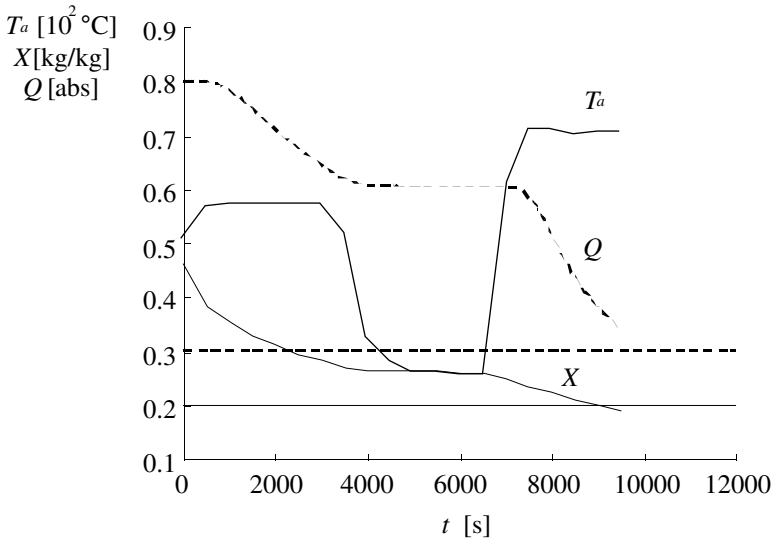

FIG. 6.13 – Résultat expérimental dans le cas d'un arrêt provoqué du système de chauffage.

Chapitre 7

Recherches en EAO

"Quand la recherche est orientée vers l'enseignement, et non le contraire."

Séjour d'un an à l'université de Californie à Davis avec le professeur Paul Singh

COURTOIS, F., SINGH, RP, 2002. A low-cost, versatile laboratory experiment in food engineering using the internet, In Welti-Chanes J, Barbosa-Canovas GV and Aguilera JM, Engineering and food for the 21st century - Eighth International Conference on Engineering and Food (ICEF-8), (April 9-13, 2000, Puebla, Mexico), CRC Press, Boca raton, Florida, USA, 1035-1041.

ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., COURTOIS, F., BIMBENET, J.J., 2001. Modelling of drying kinetics of paddy rice with emphasis on breakage quality for optimizing operating conditions, In Welti-Chanes JW, Barbosa-Canovas GV and Aguilera JM, Proceedings of the 8th International Congress on Engineering and Food - ICEF8 (April 9-13, 2000, Puebla, Mexico), Technomic Publishing Co., Lancaster, PA, USA, 1076-1080.

COURTOIS, F., SINGH, RP, 2002. A low-cost, versatile laboratory experiment in food engineering using the internet, In Welti-Chanes J, Barbosa-Canovas GV and Aguilera JM, Engineering and food for the 21st century - Eighth International Conference on Engineering and Food (ICEF-8), (April 9-13, 2000, Puebla, Mexico), CRC Press, Boca raton, Florida, USA, 1035-1041.

COURTOIS, F., 2000, A low cost versatile laboratory experiment in food engineering using the Internet, FOOD-SIM, Nantes. Invited conference.

COURTOIS, F., SINGH, R.P., 2000, A low cost versatile laboratory experiment in food engineering using the Internet, ICEF9, Puebla, Mexico. Invited conference. Chairman of the control session.

SINGH, R.P., COURTOIS, F. 1999. "Conducting laboratory experiments via the Internet", Journal of Food Technology, 53(9), pp 54-59.
COURTOIS, F., SINGH, R.P., 1999, Conducting laboratory experiments via the Internet, IFT'99 symposium, Chicago.

Depuis 1996, avec le Pr. Gilles Trystram, nous avons investi dans l'Enseignement Assisté par Ordinateur en développant de multiples outils :

- polycopiés en ligne
- cours en ligne
- simulateurs en ligne (C/Cgi ou Php)
- simulateurs logiciels (ex : logiciels Sophie et Regsim)
- simulateurs sur Simulink
- ...

Nous avons développé tous ces outils et aides pour faire face à la réduction du volume horaire alloué à l'enseignement de l'Automatique à l'ENSIA et au manque de moyens matériels et en locaux pour installer une salle de TP en automatique, d'une part, et pour rendre cet enseignements moins abstrait pour les étudiants, d'autre part.

A l'université de Californie à Davis, en partenariat avec le professeur Paul Singh, nous avons développé une idée initiée dans le cadre de l'UV109 à l'ENSIA sur l'informatique industrielle. Il s'agissait de créer un intermédiaire entre les TD sur simulateurs et les véritables TP sur pilotes si coûteux. Nous avons donc travaillé sur un projet de TP sur Internet, un pilote réel et non virtuel, qui soit utilisable depuis n'importe quel endroit du monde, pourvu qu'il soit connecté au réseau des réseaux. Le pilote réalisé à Davis fut utilisé dans le cadre d'une classe "Undergraduate" pour illustrer les notions de psychrométrie (copies d'écran présentées en figure7.1). On trouvera plus de détails en annexe, page 79, avec l'article co-écrit avec le Pr. Paul Singh (UCDavis) sur le TP sur Internet utilisé en psychrométrie.

FIG. 7.1 – Contrôle à distance, via Internet, du TP de psychrométrie (ici avec Netscape)

Nous avons depuis travaillé sur un autre projet dont la publication est en cours. Il s'agit d'un TP Internet de régulation de niveau d'eau pour l'enseignement de l'automatique. Il a déjà été utilisé à de multiples reprises pour illustrer par la pratique l'identification des systèmes et la commande par PID.

Chapitre 8

Discussion, perspectives

Après avoir fait une synthèse assez complète, bien que non exhaustive, de nos recherches, avec des étudiants DEA et thésards, il convient d'esquisser les directions qui semblent prometteuse, d'un point de vue académique et industriel. Nous ne reviendrons pas sur les travaux en continuité directe des résultats déjà présentés, ni ceux qui sont toujours en cours.

Modélisation

On voit bien que les industries alimentaires ne disposent pas encore d'une bibliothèque de logiciels de calcul d'installations tel PROSIM[1] à leur disposition. Il y a plusieurs raisons à cela. Une d'elles tient aux limitations des bases de données sur les propriétés des produits traités. Une autre, tout aussi importante, tient à l'absence de standardisation des modèles en Génie Industriel Alimentaire, contrairement au Génie Chimique par exemple. Des travaux existent pour permettre la standardisation et donc l'intégration de tous les modèles dans un seul environnement unifié[2]. L'apparition d'un tel logiciel pour les industries alimentaires serait le point de départ d'une nouvelle ère. Malheureusement nous en sommes encore loin. Les propriétés physiques, chimiques, biologiques... ne sont pas toutes disponibles et standardisées dans des tables. De même, toutes les opérations unitaires ne bénéficient pas du même intérêt dans la recherche et les modèles sont loin d'être tous bien validés dans des domaines larges et pour des produits quelconques. Il apparaît très important de continuer à développer les modèles de chaque opération unitaire mais surtout en utilisant des approches les plus génériques possible. Il est important que les modèles puissent être calculés en un temps court sur un PC standard. De même, la plupart des modèles en GIA sont des modèles statiques. Les problèmes posés par les industriels requièrent de plus en plus des modèles dynamiques bien validés. De ce côté là, il y a pratiquement tout à faire.

On parle de modèle mais pour le même jeu d'équations et de paramètres ajustés, il y a bien des chemins pour arriver à un simulateur. Il n'est pas logique de faire 15 cinétiques de séchage en conditions constantes pour identifier 3 coefficients. Il est très probable que 3 cinétiques en conditions variables bien conçues seraient mieux adaptées.

On imagine souvent que l'on peut ajuster n'importe quels paramètres sur la base des expériences. On peut démontrer que même en ayant un plan d'expériences parfait, on ne dispose pas, bien souvent, de mesures indispensables pour rendre le modèle identifiable. Il y a un besoin clair, bien que peu exprimé, pour une méthodologie progressive et raisonnée. Dans le domaine de l'alimentaire, très particulier, il n'y a pas de recherches en cours sur ce sujet. Dans la continuité de travaux déjà réalisés (point 4.4 en page 50), il est clair qu'il faut envisager une thèse sur ces sujets relatifs à la méthodologie de la modélisation et de l'identification. Un projet a été déposé dans ce sens pour obtenir un financement au titre de l'UMR GENIAL. Les objectifs de cette thèse seraient :

[1] dédié aux industries chimiques et pétrolières pour l'essentiel, voir `http://www.prosim.fr`

[2] On citera l'initiative CAPE OPEN qui promeut de tels standards

- appliquer le test d'identifiabilité à différents types de modèles, traiter le cas des non linéarités usuelles en GIA
- mettre au point la méthode de planification expérimentale dynamique itérative
- appliquer cette dernière à différents problèmes de modélisation
- étudier une méthode générique de validation de modèles (le point 8 suivant serait une bonne occasion de le tester)
- diffuser la méthode sous forme d'articles et de boîte à outils MATLAB (et OCTAVE bien sûr[3]).

Beaucoup de personnes font de la modélisation dans notre équipe UMR, chacun dispose de ses outils numériques, informatiques mais tous reconnaissent manquer de méthode à caractère générique pour identifier les paramètres inconnus et définir les meilleures expériences à réaliser. Cette thèse correspond donc à un besoin réel, exprimé par les chercheurs.

La mise au point de méthodes systématiques et rigoureuses en modélisation ouvre de nombreuses portes. Parmi celles-ci, on peut citer la possibilité de faire du traitement automatisé des données expérimentales pour la modélisation et l'identification. L'UMR GENIAL, et l'ENSIA en particulier, a une histoire et une expérience considérables en séchage. En particulier, nous avons accumulé au fil des années une grande variété de données expérimentales sur le sujet : cinétiques de séchages de nombreux produits agricoles et alimentaires. L'essentiel de ces informations fut utilisé ponctuellement, mais rarement combiné pour donner un outil général. Nous avons les moyens aujourd'hui de reprendre ces cinétiques et identifier automatiquement des modèles compartimentaux. Sous réserve de disposer de certaines informations disponibles dans la littérature telles le Cp ou l'Aw, nous pouvons déterminer automatiquement si le produit serait mieux modélisé avec 2 ou 3 compartiments[4] et identifier les coefficients de transfert et d'échange entre compartiments. On pourrait ainsi obtenir une bibliothèque de modèles pour plusieurs dizaines de produits agricoles et alimentaires. Ces modèles "couche mince" pourraient alors facilement être intégrés dans mon logiciel DRYER 2001 vu au point 5.2 en page 53. Nous pourrions disposer assez facilement d'un outil de CAO beaucoup plus polyvalent que le système actuel. En effet, ce qui fait défaut actuellement à ce type d'outil en alimentaire est sa trop grande spécificité à un produit et un séchoir. Il conviendrait donc, aussi bien, d'élargir le champ d'application de DRYER 2001 aux séchoirs tapis et aux séchoirs à courants croisés. L'essentiel du travail pourrait être réalisé par un DEA.

Le logiciel ainsi complété serait très utile pour tous les industriels utilisateurs ou concepteurs du séchage de produits agricoles ou alimentaires. Pour le laboratoire séchage cela serait aussi une occasion de valider nos modèles et notre démarche de modélisation, tout en diffusant nos résultats vers le plus grand nombre et, tout particulièrement, d'intéresser les sociétés d'ingénierie.

D'un point de vue plus général, il conviendrait aussi de faire le point sur les méthodes numériques en modélisation et surtout les méthodes d'intégration analytique approchée des modèles. Ces dernières ne sont jamais citées ou presque dans les travaux. Personne n'envisage vraiment la possibilité de résoudre les équations différentielles non linéaires par voie analytique. Pourtant c'est parfois possible. Les calculs symboliques toujours très lourds peuvent être réalisés avec des logiciels de calcul formel tels MATHEMATICA, MAPPLE ou MUPAD. Il y a un intérêt évident à faire cet effort : on peut obtenir des simulations ultra-rapides et trouver les conditions de fonctionnement optimales directement, en manipulant les équations.

Mesures indirectes

Comme nous l'avons vu précédemment (point 6.1 en page 59), en matière de mesure dans les industries agroalimentaires il y a tout à faire. Et le plus souvent, la mesure directe n'est pas possible.

Un des problèmes que je connais le mieux et pour lequel je sais que les industriels sont prêts à mettre des moyens c'est celui de l'estimation de l'humidité des solides en fin de séchage ou de cuisson. Mon expérience du séchage des céréales m'a montré qu'il n'y avait pas de mesure aisée directement corrélée avec cette variable. Les industriels utilisent souvent la température de l'air usé en bas de séchoir (fin de séchage) pour contrôler le procédé mais ce n'est vraiment qu'une approximation très peu fiable. Cette méthode échoue, comme bien d'autres, parce qu'elle ne cherche à prendre en compte qu'une mesure pour estimer l'humidité. L'idée à creuser

[3] L'un est incontournable, standard de fait, mais très coûteux, l'autre est moins complet mais gratuit. Une directive récente de la tutelle est venue rappeler à point nommé l'intérêt d'utiliser MATLAB, et en particulier, ses clones gratuits tel OCTAVE.

[4] soit en analysant les courbes dX/dt - X soit en comparant la validité des 2 modèles.

est d'utiliser plutôt un profil de températures d'airs usés pour évaluer la cinétique de séchage et la teneur en eau du produit en sortie. Il est probable que nous puissions aussi obtenir une estimation de la teneur en eau du produit en entrée de séchoir.

Un DEA pourrait mettre au point la méthode et la tester par simulation sur le modèle maïs ou riz, puis en vrai grandeur sur le séchoir semi-industriel du CIRAD. Une thèse permettrait de mettre complètement au point la méthode, la généraliser et l'appliquer sur d'autres procédés comme la cuisson, l'évaporation multiple- effets...

Je pense, par ailleurs, continuer à développer notre compétence dans les domaines de l'analyse d'image et des mesures sonores et vibratoires. J'espère bientôt la signature d'un contrat sur le contrôle de fabrication de pains par analyse d'image couplée à d'autres mesures. Je souhaite aussi tester expérimentalement puis industriellement l'idée d'un capteur d'humidité en ligne de produit en friture par analyse sonore ou vibratoire couplée. Il me semble que toutes les voies doivent être explorées si l'on veut faire avancer le niveau d'instrumentation des industries alimentaires et augmenter leur "commandabilité".

Optimisation des procédés

Il y a un domaine[5] où la conception des équipements et l'automatisation se rejoignent : c'est la recherche d'un profil optimal. Il me paraît très intéressant de terminer le travail de recherche du profil optimal de température et d'humidité relative dans le cas du séchage air chaud du riz vu au point 5.3 à la page 56. En effet le problème est tout à fait générique en industrie alimentaire où l'on combine des contraintes sur au moins deux variables de qualité du produit (ici la teneur en eau et le taux de brisures) et un critère économique. Le profil obtenu en couche mince dans un batch est tout à fait extrapolable aux conditions optimales pour un séchoir continu. Il serait intéressant aussi de comparer ces profils optimaux pour la couche mince et la couche épaisse, avec ou sans inversion du flux d'air. De cette manière on simule le fonctionnement d'un séchoir continu en courants croisés (type persiennes), ou en flux mixtes ou encore multi- tapis. On est donc bien au coeur de la problématique de conception de ces appareils. On peut aussi en profiter pour envisager une commande à paramètres distribués à partir de ce modèle (voir 8). Il faut quand même reconnaître qu'il est difficile d'obtenir des financements sur des projets de conception généralisée d'un procédé, combinant CAO, modélisation et Automatique. Une thèse CIFRE serait l'idéal sur ce projet de conception généralisée.

Commande distribuée des procédés continus

Nous avons vu la limite de la commande mono- variable sur l'exemple du séchoir à céréales (voir 6.3.3 en page 68). Même en linéarisant, en ajoutant un effet anticipatif ou encore en testant diverses lois de commande, les performances obtenues ne sont guère modifiées. La vraie avancée dans ce domaine, c'est la distribution de la commande dans l'espace. Ainsi, dans l'exemple cité précédemment, au lieu d'agir sur toute la masse de grain présente dans le séchoir il est possible de modifier la température de séchage *localement* pour corriger *localement* la teneur en eau du produit, bien avant qu'il ne sorte du séchoir. Ce type de commande est plus complexe, et plus coûteux, à mettre en oeuvre, ne serait ce que parce qu'elle nécessite une mesure fiable de l'humidité du produit à la fois en entrée et en sortie du séchoir. Elle nécessite aussi un modèle plus détaillé que celui nécessaire pour une commande mono-variable.

Les séchoirs tours à céréales comportent pratiquement tous 3 étages de températures différentes. Le dernier étant le refroidissement à l'air ambiant, il n'y a donc que 2 étages dont on puisse réguler indépendamment la température de séchage. Cela donne tout de même une capacité de filtrage des perturbations largement augmentée.

Le problème en cuisson de biscuits (four tapis multi zones) est tout à fait similaire, avec l'avantage d'un fonctionnement continu toute l'année contrairement au séchage des céréales très saisonnier. On peut donc tester et valider ce type de loi de commandes sur des cas différents, pilotes ou plutôt industriels, et obtenir un

[5] il en existe d'autres. Le choix et le positionnement des capteurs, le choix et le dimensionnement des actionneurs en sont deux autres.

financement industriel de la recherche. Une thèse semble nécessaire pour conduire l'ensemble de ces travaux du développement de l'algorithme jusqu'à la validation industrielle.

Diffusion, valorisation de la recherche

Il me semble que, de plus en plus, de nouveaux moyens de diffuser et valoriser la recherche se développent. A côté des traditionnels journaux scientifiques et édition de livres techniques ou scientifiques, le monde de l'internet et celui des logiciels évoluent à grande vitesse. Les journaux scientifiques mutent progressivement vers des versions *online* pour lesquelles la version papier ne serait plus qu'une option facultative. De plus en plus, les étudiants cherchent les Cp et autres Aw directement sur Internet avec des moteurs de recherches... en pure perte pour l'instant. Que l'on approuve ou non cette évolution, on pourra s'accorder sur le fait que la présence sur la toile est de plus en plus demandée. Il convient donc, à mon avis, de continuer et même renforcer la diffusion des articles, rapports, thèses mais aussi simulateurs et mesures de laboratoire sous forme électronique, sur Internet ou sur CDROM (voir mon site à `http://fcourtois.com`).

On peut aussi remarquer le développement de plus en plus des livres couplés à un logiciel[6] où l'on illustre les méthodes numériques sur des exemples, le tout programmé dans un environnement de calcul largement diffusé, commercial ou gratuit. De plus en plus de chercheurs et d'ingénieurs souhaitent pouvoir tester immédiatement leur compréhension pratique des concepts explicités dans le livre. Ils souhaitent aussi de plus en plus d'interactivité dans le mode de lecture avec plusieurs niveaux de lecture possibles et clairement identifiés. Un bon exemple est constitué par le livre d'Aström et Wittenmark "Computer Controlled Systems" dont la dernière version comprend au moins 4 niveaux de lectures, des exemples en MATLAB et un site internet dédié. Si l'on veut vraiment faire avancer le transfert de la recherche vers l'industrie en industries alimentaires, ceci est une des voies à favoriser. J'ajouterai que ce type de document est une très bonne base pour l'enseignement.

Enfin, nous avons développé aux travers de plusieurs thèses de très bons modèles dynamiques, intégrant la qualité, largement validés... Ces modèles sont assez rarement mis sous forme de logiciels conviviaux. De plus, souvent les simulateurs sont propres à un seul triplet produit / critère de qualité / procédé. En intégrant dans le même simulateur plusieurs triplets et cela dans un environnement convivial, on peut espérer distribuer un logiciel commercial qui va intéresser beaucoup d'industriels. Si l'on traduit les menus, textes et manuels alors la diffusion est encore plus large. Le problème est moins commercial que celui de la diffusion des résultats de la recherche et l'accroissement de notre réputation.

Conclusion générale

Après 3 années à l'ITCF et 12 années à l'ENSIA, j'ai eu le temps de développer ma propre recherche puis celle de notre équipe au sein du département GIA, du laboratoire de séchage INRA et maintenant de l'UMR GENIAL. J'ai participé (ou participe encore) activement à l'encadrement de 8 thèses et 7 DEA ou stages de recherche longs. J'ai rédigé ou participé à la rédaction de 20 articles dans des journaux internationaux à comité de lecture et encore 20 chapitres de livres avec comité de lecture et près de 50 conférences dans des congrès et colloques internationaux. J'ai été invité comme expert ou comme chairman dans des colloques internationaux pour ma compétence à l'interface entre Génie des Procédés et Automatique. J'ai aussi été invité pour un séjour sabbatique à l'université de Wageningen (Hollande) et à l'université de Davis (Californie). J'ai été membre éditorial du *Journal of Food Process Engineering* et relecteur pour plusieurs journaux internationaux. Ma thématique de recherche est conforme à mon profil de poste de maître de conférence à l'ENSIA : Génie de L'Automatique appliqué aux industries alimentaires, et elle est clairement identifiée dans la structure de mon équipe. J'ai développé avec le professeur Gilles Trystram l'approche Automatique dans le GIA en défendant des bourses de thèses, des contrats industriels, et en encadrant les travaux scientifiques correspondants puis en les valorisant à travers articles et congrès.

[6]Dans mon domaine, MATLAB est le logiciel le plus utilisé pour illustrer les concepts développés dans le livre.

Annexe A

Publications représentatives

Les trois articles reproduits dans les pages suivantes illustrent concrètement les principaux aspects de notre démarche scientifique.

COURTOIS, F., ABUD ARCHILA, M., BONAZZI, C., MEOT, J.M., TRYSTRAM, G. 2001. "Modeling and control of a mixed-flow rice dryer with emphasis on breakage quality", Journal of Food Engineering, 49, pp. 303-309.

Ce travail est représentatif de notre démarche en modélisation du séchage et de la dégradation de la qualité, ainsi que de la commande des procédés de séchage. La modélisation sert ici à la fois dans une optique de conception assistée par ordinateur mais aussi d'outil de test de lois de commande par simulation. Le modèle présenté ici couple les transferts de matière et de chaleur à une réaction cinétique de fissuration du riz. Les simulations sont confrontées à des résultats expérimentaux à plusieurs niveaux : couche mince, couche épaisse et séchoir semi-industriel. Le modèle est validé aussi en dynamique à travers la validation de la loi de commande par simulation puis lors des essais sur site. Par ailleurs, pour satisfaire un besoin des utilisateurs des séchoirs à flux mixtes, des logiciels conviviaux ont été créés sur la base du modèle.

RODRIGUEZ, G., VASSEUR, J., COURTOIS, F., 1996, Design and control of drum dryers for the food industry. 2 : Automatic control. Journal of Food Engineering, 30, pp.171-183.

Ce travail est représentatif de notre démarche en commande de procédés industriels de séchage. Il s'agit ici de répondre à un problème industriel complexe, où l'on souhaite à la fois réguler l'humidité moyenne en sortie de séchoir cylindre mais aussi sa dispersion spatiale. La solution retenue combine à la fois le génie des procédés et l'automatique. Après analyse, un actionneur supplémentaire est ajouté à un endroit clé et deux PID sont utilisés en parallèle. L'ensemble est très efficace tout en restant simple à installer, régler et maintenir.

SINGH, R.P., COURTOIS, F. 1999. "Conducting laboratory experiments via the Internet", Journal of Food Technology, 53(9), pp 54-59.

Cet article fut rédigé lors de mon séjour à l'université de Californie à Davis avec le Pr. Paul Singh. Il est représentatif de nos recherches dans le domaine de l'enseignement assisté par ordinateur du génie des procédés alimentaires. Il s'agit ici du développement d'une séance de TP (travaux pratiques) en psychrométrie, hors classe, pilotable à distance sur Internet. Le système a été conçu de manière à multiplier les avantages : coût peu élevé compatible avec les pays en voie de développement, autonomie et sécurité, polyvalence (possibilité d'utilisation pour d'autres enseignements), simplicité de mise en oeuvre et motivation maximale des étudiants.