

**Titre:** Séchage des levures en lit à jet conique : expérimentation et  
Title: modélisation multi-échelles

**Auteur:** Laurent Spreutels  
Author:

**Date:** 2013

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Spreutels, L. (2013). Séchage des levures en lit à jet conique : expérimentation et  
Citation: modélisation multi-échelles [Ph.D. thesis, École Polytechnique de Montréal].  
PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/1161/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/1161/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de recherche:** Robert Legros, François Bertrand, Jamal Chaouki, & Benoît Haut  
Advisors:

**Programme:** Génie chimique  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

SÉCHAGE DES LEVURES EN LIT À JET CONIQUE :  
EXPÉRIMENTATION ET MODÉLISATION MULTI-ÉCHELLES

LAURENT SPREUTELS

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

THÈSE PRÉSENTÉE EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLÔME DE PHILOSOPHIAE DOCTOR  
(GÉNIE CHIMIQUE)

AOÛT 2013

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Cette thèse intitulée :

**SÉCHAGE DES LEVURES EN LIT À JET CONIQUE :  
EXPÉRIMENTATION ET MODÉLISATION MULTI-ÉCHELLES**

présentée par : SPREUTELS Laurent

en vue de l'obtention du diplôme de : Philosophiae Doctor

a été dûment acceptée par le jury d'examen constitué de :

M. GILIS Dimitri, Ph.D., président

M. LEGROS Robert, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. BERTRAND François, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. CHAOUKI Jamal, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. HAUT Benoît, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. PATIENCE Gregory S., Ph.D., membre

M. BENALI Marzouk, Ph.D., membre

## DÉDICACE

*À ma famille.*

## REMERCIEMENTS

Je voudrais remercier le Professeur Benoît Haut de l'Université Libre de Bruxelles de m'avoir fait découvrir le domaine du séchage, en commençant avec des tomates au Mali, et puis de m'avoir offert l'opportunité de réaliser cette thèse de doctorat sur le séchage de levure. Je remercie également chaleureusement mes trois directeurs de recherche de Polytechnique Montréal, les Professeurs Robert Legros, Jamal Chaouki et François Bertrand, d'avoir accepté de superviser la partie montréalaise de mon doctorat. Je leur suis reconnaissant pour leur disponibilité, pour leurs conseils, pour la grande quantité de choses qu'ils m'ont apprises, et pour les discussions parallèles à ma recherche.

Je tiens également à remercier, pour leur support financier, le Fonds National de la Recherche Scientifique (Belgique, bourse F.R.I.A.), l'Université Libre de Bruxelles (bourses de voyages pour doctorant), ainsi que le Ministère des Relations Internationales du Québec et Wallonie-Bruxelles International (projet de coopération Québec/Wallonie-Bruxelles). Je remercie les départements de Génie chimique et de Génie civil de Polytechnique Montréal de m'avoir permis de goûter à l'enseignement en parallèle de mon doctorat.

Je remercie également les partenaires industriels de ce projet de doctorat : Lallemand à Montréal, particulièrement Michel Dextraze, ainsi que Beldem et Solvay à Bruxelles.

Je remercie l'équipe de techniciens qui m'ont tant aidé pour ce projet et sans l'aide desquels je n'aurais pas eu de résultats expérimentaux à présenter : Daniel, Carol, Robert, Jean, Yazid, Gino et Martine à Montréal, et bien sûr Hervé à Bruxelles.

Je remercie les étudiants de premier cycle qui ont travaillé avec moi et qui m'ont tous permis d'approfondir l'une ou l'autre partie de mon projet : Marie-Pier Ross-Pilon, Jean-François Naud et Alex Castonguay.

Je remercie les membres des équipes de recherche avec qui j'ai partagé ces cinq années de doctorat et avec qui j'ai eu plein de discussion passionnante et passé un grand nombre de très bons moments! Je remercie spécialement Hamed, Majid et Ebrahim à Montréal, et Caroline à Bruxelles pour leur aide dans le cadre de ma recherche.

Je tiens finalement à remercier tous ceux qui m'ont soutenu durant ce doctorat ainsi que durant toute la durée des études qui l'ont précédé. Particulièrement mes parents, mon frère, mes grands-parents, ma belle-famille et bien sûr celle qui me soutient au quotidien depuis maintenant presque huit ans, qui ensoleille mes journées pluvieuses, qui me pousse à aller chercher le meilleur dans la vie, à savoir ma petite québelgicoise Julie.

Merci à tous !

## RÉSUMÉ

Le séchage est une opération unitaire pratiquée depuis des millénaires pour laquelle les connaissances scientifiques sont encore très incomplètes. Il est cependant de plus en plus nécessaire de « bien » sécher afin d'atteindre une combinaison optimale du temps de séchage, de l'énergie consommée et surtout de la qualité du produit final. Ceci est d'autant plus vrai dans le cadre du séchage alimentaire où de nombreux produits sont très sensibles à la température et à la déshydratation. C'est le cas de la levure de boulanger dont la capacité à dégager du  $\text{CO}_2$ , pour faire gonfler la pâte à pain par exemple, diminue très souvent lorsque le séchage est réalisé dans des mauvaises conditions opératoires. L'utilisation de séchoirs particuliers tels que les lits à jet coniques devrait permettre d'améliorer le séchage en terme d'efficacité et de qualité finale. L'objectif principal de cette thèse est de contribuer à mieux comprendre et modéliser le séchage de levures en lit à jet conique en utilisant une approche multi-échelles.

Le séchage d'un grain de levure isolé est caractérisé à l'aide d'un nouveau dispositif thermogravimétrique dans lequel il est possible de mesurer l'évolution des dimensions du grain ainsi que sa température de surface. Les résultats obtenus sont alors utilisés pour construire et valider un nouveau modèle du séchage d'un grain de levure basé sur l'existence de trois types d'eau et permettant de prédire l'évolution du contenu en eau et de la température du grain. L'analyse combinée du modèle et des résultats expérimentaux permet de mettre en avant que le rétrécissement des grains de levures au cours du séchage n'a pas d'impact significatif sur la vitesse de séchage et qu'il est essentiel de modéliser correctement la température du grain.

L'écoulement de solides dans le lit à jet conique est caractérisé expérimentalement au moyen de la technique de poursuite de particule radioactive (RPT). Un post-traitement des données brutes (évolution temporelle de la position du traceur) est développé pour déduire un certain nombre de paramètres liés à l'écoulement du solide : forme des régions du lit à jet (jet, anneau et fontaine), distributions de l'écoulement des solides entre les régions, distribution de temps de séjour des solides dans le lit, vitesses et débits moyens des solides, et taux de gaz dans le jet et l'anneau. Les résultats expérimentaux ont notamment permis de montrer que la forme du jet ne dépend quasiment pas de la vitesse d'injection de l'air; de même, le rapport du débit volumique de solides d'une région du lit à l'autre avec la vitesse moyenne du solide dans l'anneau donne une valeur constante pour une hauteur de lit stagnant donnée. Des corrélations empiriques sont

également développées pour prédire les vitesses et débits moyens de solides ainsi que les temps de séjour moyens des solides dans les différentes régions du lit.

L'écoulement du gaz dans le lit à jet conique est caractérisé expérimentalement par la mesure des distributions de temps de séjour (RTD) du gaz dans le lit par l'injection et la détection d'un gaz radioactif dans le lit à jet en opération. L'existence d'un écoulement non négligeable du gaz dans l'anneau du lit est mise en évidence. Les vitesses moyennes du gaz dans le jet et l'anneau ainsi que la portion du débit total qui passe dans le jet sont déduites des courbes de RTD. Il est identifié que le gaz circule au moins deux fois plus vite dans le jet que dans l'anneau, ce qui mène à des échanges de matières entre un solide et le gaz plus intenses dans le jet que dans l'anneau.

Des expériences de séchage de levure sont réalisées dans un lit à jet conique afin de caractériser l'effet des conditions opératoires sur le séchage. Un nouveau modèle multi-échelles décrivant le séchage de levure en lit à jet est présenté; celui-ci est basé sur les résultats des caractérisations expérimentales et des modélisations du séchage d'un grain de levure isolé et de l'écoulement solide-gaz dans le lit à jet conique. Le modèle phénoménologique ne possède qu'un seul paramètre et permet de très bien reproduire les résultats des expériences de séchage de levure en lit à jet conique. Il tient notamment compte du fait que dans un lit à jet, la saturation de l'air en vapeur d'eau au passage du lit peut être un phénomène limitant pour la vitesse de séchage, surtout en début de séchage.

La caractérisation de l'évolution au cours du séchage de la capacité de la levure à dégager du  $\text{CO}_2$  dans une pâte à pain a également été réalisée pour un grain de levure isolé et pour le séchage en lit à jet conique. Des conclusions similaires sont présentées dans les deux cas. En effet, la dégradation de la levure est liée à l'enlèvement de l'eau intracellulaire (type D, fin du séchage en-dessous de contenu en eau d'environ 0,5 (d.b.)) et c'est avant tout la vitesse avec laquelle cette eau est enlevée qui contrôle la qualité finale du produit. L'enlèvement de l'eau intercellulaire (type E, début du séchage) n'a pas d'influence significative sur la dégradation de la levure. Dans tous les cas, la dégradation est amplifiée lorsque la température du solide dépasse  $40^\circ\text{C}$ .



## ABSTRACT

Drying is a unit operation that is practiced since thousands of years and which for scientific knowledge is still very incomplete. However it is more and more necessary to dry « well » in order to reach an optimal combination between drying duration, consumed energy and also final product quality. This is even truer in the case of food drying involving a lot of products that are very sensitive to temperature and dehydration. Baker's yeast often encounters a drastic decrease of its gassing power, which makes for instance inflate bread dough, when drying is operated in wrong conditions. Using special driers such as conical spouted beds should allow improving drying in terms of efficiency and final quality. The main objective of this thesis is to contribute to better understand and model Baker's yeast drying in a conical spouted bed by using a multiscale approach.

Drying of a single Baker's yeast pellet is characterised by using a new thermogravimetric set up where the evolution of the pellet dimensions and surface temperature can be measured during drying. The obtained results are then used to develop and validate a new model of the drying of a Baker's yeast pellet. The model is based on the existence of three types of water in yeast and it allows predicting the evolution of the pellet's moisture content and temperature during drying. The combined analysis of the model and the experimental results permits to put forward that pellet's shrinkage during drying have no significant influence on the drying rate and that it is really essential to correctly model the pellet's temperature.

Solid flow in the conical spouted bed is experimentally characterised by using a radioactive particle tracking technique (RPT). A post-treatment of rough data (time-evolution of the tracer position) is developed in order to predict a series of parameters linked to the solid flow: shape of the bed regions (spout, annulus and fountain), distributions of solid flow in the bed regions, residence time distribution of the solids in the bed, mean solids velocities and flowrates, and voidage in the spout and annulus. Experimental results allowed to show that the shape of the spout is nearly not influenced by inlet air velocity; also, the ratio of volumetric solid flowrate between the different regions of the bed and of the mean solids velocity in the annulus has a constant value for a given static bed height. Empirical correlations are also developed in order to predict the mean solids' velocities and flowrates, and the mean residence time of the solids in each region of the bed.

Gas flow in the conical spouted bed is experimentally characterised by measuring gas residence time distributions (RTD) in the bed through the injection and detection of a radioactive gas tracer into the operated spouted bed. The existence of non-negligible gas flow in the annulus of the bed is highlighted. Mean gas velocities in the spout and annulus, and the part of the total gas flow going to the spout are deducted from the RTD curves. It is identified that gas moves at least twice faster in the spout than in the annulus, which leads to mass exchanges between solid and gas that are more intense in the spout than in the annulus.

Baker's yeast drying experiments are done in a conical spouted bed in order to characterise the effects of operating conditions on drying. A new multiscale model, describing Baker's yeast drying in conical spouted bed, is presented; it is based on experimental results and on the models of a single pellet drying and of gas-solid flows in the conical spouted bed. This phenomenological model has only one unknown parameter and permits reproducing the experimental results of Baker's yeast drying in conical spouted bed. It takes into account the fact that, in a spouted bed, vapour saturation of the air during its residence time in the bed can be a limiting phenomena for the drying rate, especially in the beginning of the drying.

The characterisation of the evolution of the Baker's yeast gassing power in a bread dough during the drying has also been done in the case of a single pellet drying and in the case of spouted bed drying. Similar conclusions are presented for both cases. Indeed, yeast degradation is linked to intracellular water removal (type D, end of the drying below a moisture content of around 0,5 (d.b.)) and it is mostly the rate of this water removal that controls the final quality of the product. Intercellular water removal (type E, beginning of the drying) has no significant influence on yeast degradation. In all the cases, degradation is amplified when solid temperature is higher than 40°C.

## TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	III
REMERCIEMENTS .....	IV
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT .....	VIII
TABLE DES MATIÈRES .....	X
LISTE DES TABLEAUX.....	XIV
LISTE DES FIGURES.....	XV
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	XXIII
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE 1 REVUE CRITIQUE DE LA LITTÉRATURE.....	4
1.1 Le séchage de la levure .....	4
1.2 Le rétrécissement matriciel .....	7
1.3 La qualité du produit .....	10
1.4 Les lits à jet .....	11
1.5 Conclusion de la revue de la littérature .....	18
CHAPITRE 2 DÉMARCHE DE L'ENSEMBLE DU TRAVAIL DE RECHERCHE ET ORGANISATION GÉNÉRALE DU DOCUMENT INDIQUANT LA COHÉRENCE DES CHAPITRES PAR RAPPORT AUX OBJECTIFS DE LA RECHERCHE.....	20
2.1 Objectifs spécifiques .....	20
2.2 Méthodologie expérimentale.....	20
2.3 Articulation des chapitres.....	21
CHAPITRE 3 ARTICLE 1 : EXPERIMENTAL CHARACTERIZATION AND MODELING OF BAKER'S YEAST PELLET DRYING.....	23
3.1 Introduction .....	24

3.2	Materials and methods .....	26
3.2.1	Experimental setup.....	26
3.2.2	Experimental procedure .....	27
3.2.3	Data treatment .....	29
3.2.4	Experimental plan .....	32
3.3	Experimental results .....	33
3.3.1	Moisture content and drying rate .....	33
3.3.2	Surface temperature.....	35
3.3.3	Pellet diameter.....	37
3.3.4	Activity.....	37
3.4	Modeling .....	39
3.4.1	Assumptions.....	39
3.4.2	Model equations .....	41
3.4.3	Model summary.....	48
3.4.4	Parameters Identification.....	49
3.5	Discussion .....	55
3.6	Conclusion.....	61
CHAPITRE 4	ÉCOULEMENT SOLIDE EN LIT À JET CONIQUE .....	63
4.1	Matériel et méthodes .....	63
4.1.1	Solide utilisé.....	63
4.1.2	Dispositif expérimental .....	64
4.1.3	Technique RPT.....	65
4.1.4	Conditions expérimentales .....	67
4.2	Résultats et discussion.....	68

4.2.1	Distributions spatiales et géométrie du lit .....	71
4.2.2	Distributions temporelles et vitesse du solide .....	82
4.2.3	Taux de gaz dans l'anneau et le jet .....	89
4.2.4	Débits volumiques de solide .....	91
4.2.5	Champs de vitesse du solide.....	93
4.2.6	Modélisation.....	95
4.3	Conclusion.....	102
CHAPITRE 5 ÉCOULEMENT GAZEUX EN LIT À JET CONIQUE .....		104
5.1	Matériel et méthodes .....	104
5.1.1	Solide utilisé.....	104
5.1.2	Dispositif expérimental .....	104
5.1.3	Technique d'injection de traceur gazeux .....	106
5.1.4	Conditions expérimentales .....	107
5.2	Résultats et discussion.....	108
5.2.1	Essais à vide .....	109
5.2.2	Essais avec des billes et avec un tube d'aspiration .....	109
5.2.3	Essais avec des billes et sans tube d'aspiration.....	110
5.2.4	Caractéristiques globales.....	112
5.3	Modélisation.....	116
5.4	Conclusion.....	116
CHAPITRE 6 SÉCHAGE DE LEVURE EN LIT À JET CONIQUE.....		118
6.1	Matériels et méthodes.....	118
6.1.1	Dispositif expérimental .....	118
6.1.2	Procédure expérimentale .....	120

6.1.3	Traitement des données .....	122
6.1.4	Plan expérimental .....	124
6.2	Résultats expérimentaux .....	125
6.2.1	Contenu en eau et taux de séchage .....	125
6.2.2	Température de surface .....	128
6.2.3	Activité et viabilité de la levure .....	130
6.3	Modélisation .....	134
6.3.1	Hypothèses .....	134
6.3.2	Équations du modèle .....	135
6.3.3	Résumé du modèle .....	139
6.3.4	Identification des paramètres .....	141
6.4	Discussion .....	146
6.5	Conclusion .....	149
CHAPITRE 7 DISCUSSION GÉNÉRALE .....		151
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS .....		153
BIBLIOGRAPHIE .....		156

## LISTE DES TABLEAUX

Table 3-1 : Experimental plan with three parameters (air velocity, air temperature and initial pellet diameter) and three different types of measurement (microscope, IR camera and quality test).....	32
Table 3-2 : Characteristic times involved in the drying of a Baker's yeast cylindrical pellet .	39
Table 3-3 : Parameters of the model .....	49
Table 3-4 : Values for the phenomenological parameters.....	56
Tableau 4-1 : Dispersion de la mesure de la hauteur moyenne de pénétration dans le jet.....	76
Tableau 4-2 : Temps de séjours moyens dans les trois régions du lit, temps de cycle total moyen et portions du temps de cycle total passé dans chaque région du lit à jet pour un essai typique ( $H_0 = 20$ cm, $U/U_{ms} = 1,18$ ).....	84
Tableau 4-3 : Hauteur moyenne de la fenêtre de pénétration du solide du jet vers l'anneau en fonction de $H_0$ .....	93
Tableau 5-1 : Conditions opératoires pour la caractérisation de l'écoulement gazeux en lit à jet conique .....	108
Tableau 6-1 : Paramètres du modèle du séchage de levure en lit à jet conique .....	140

## LISTE DES FIGURES

Figure 1-1 : Images d'un grain de levure de Boulanger obtenues avec un microscope électronique à balayage pour trois agrandissements différents (références (b) et (c) : (Frédéric Debaste, 2008)) .....	5
Figure 1-2 : Écoulements solides typiques dans un lit à jet conique en régime de jaillissement normal ( <i>spouting</i> ) (a), en régime transitoire (b) et en régime de jaillissement en jet ( <i>jet spouting</i> ) (Martin Olazar, San Jose, Aguayo, Arandes, & Bilbao, 1992) .....	12
Figure 1-3 : Schéma d'un lit à jet conique au repos et en mouvement .....	13
Figure 1-4 : Profils de vitesse verticale du gaz dans un lit à jet conique à six niveaux différents (polystyrène expansé de 3,5 mm de diamètre, $H_0 = 0,28$ m et $U = 2,2$ m s <sup>-1</sup> ) (M. Olazar et al., 1995) .....	16
Figure 3-1 : Experimental set up: (1) blower; (2) rotameter; (3) heating device; (4) heating regulator; (5) control thermocouple; (6) gas diffuser; (7) hygrometer probe; (8) hygrometer acquisition; (9) sample holder; (10) weighting device; (11) imaging device (stereomicroscope or infrared camera); (12) acquisition computer .....	26
Figure 3-2 : Step sequence of stereomicroscope image treatment procedure consisting on: monochannel decomposition, threshold application, noise removal, pellet borders detection, distances determination .....	31
Figure 3-3 : Time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter) .....	33
Figure 3-4 : Evolution of the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter) .....	34
Figure 3-5 : Evolution of the normalized surface temperature of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter) .....	35



Figure 3-6 : Evolution of the normalized diameter of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter) .....	36
Figure 3-7 : Activity of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter) .....	38
Figure 3-8 : Final activity of the Baker's yeast pellets as a function of the initial drying rate for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter) .....	38
Figure 3-9 : Notation for the drying model of a shrinking cylindrical Baker's yeast pellet.....	44
Figure 3-10 : Comparison between the model results expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air temperature .....	52
Figure 3-11 : Comparison between the model results expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air velocity and initial pellet diameter .....	53
Figure 3-12 : Comparison between the model results expressed as the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air temperature .....	54
Figure 3-13 : Comparison between the model results expressed as the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air velocity and initial pellet diameter .....	55
Figure 3-14 : Time evolution of the internal and external mass transfer coefficient $k_i$ and $k_e$ for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ , $u_\infty=0.58\text{m/s}$ and $D_0=2\text{mm}$ ).....	57

- Figure 3-15 : Sensitivity of the model (reference curve representing the simulation of the time evolution of the moisture content in the conditions of the experiment using identified model parameters) to the shrinkage ( $\kappa=0$ ) and to the amount of "bond water" ( $X_{d0}=0$ ) expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ ,  $u=0.58\text{m/s}$  and  $D_0=2\text{mm}$ ) ..... 58
- Figure 3-16 : Sensitivity of the prediction of the time evolution of the Baker's yeast pellets moisture content to the model used to predict the pellets temperature ( $T$  predicted from a heat balance as presented through Eq. 29;  $T$  considered constant and equal to the wet bulb temperature of the air inlet  $T_{wb}$ ;  $T$  considered constant and equal to the dry air inlet temperature  $T_g$ ) for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ ,  $u=0.58\text{m/s}$  and  $D_0=2\text{mm}$ ) ..... 59
- Figure 3-17 : Influence of the air temperature on shrinkage of the Baker's yeast pellet, dispersion bars representing the standard deviation between the diameter measured for each experiment with  $T<45^\circ\text{C}$  and  $T>45^\circ\text{C}$  ..... 60
- Figure 4-1 : Dispositif expérimental pour l'étude de l'écoulement solide en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 et V2), d'une plaque à orifice (FI1), du lit à jet conique (2), d'un manomètre en U (PI2), de neuf détecteurs à scintillation (3) et d'un système d'acquisition (4)..... 64
- Figure 4-2 : Erreur absolue moyenne calculée à partir de tests de points fixes dans les différentes régions du lit à jet conique (les barres d'erreur représentent l'écart-type de l'erreur absolue) ..... 66
- Figure 4-3 : Conditions opératoires dont l'influence sur l'écoulement solide dans le lit à jet conique est étudiée ..... 68
- Figure 4-4 : Conditions opératoires étudiées pour la caractérisation de l'écoulement solide en lit à jet conique ..... 68
- Figure 4-5 : Illustration de l'évolution temporelle de la position verticale du traceur pour un cas typique et pour une durée de sept cycles dans des conditions d'opération intermédiaires ( $H_0 = 20\text{ cm}$  et  $U/U_{ms} = 1,18$ ) ..... 69
- Figure 4-6 : Écart-type cumulé relatif calculé par rapport à la moyenne sur tout un essai pour le temps de cycle moyen ( $H_0 = 20\text{ cm}$  et  $U/U_{ms} = 1,18$ )..... 71

Figure 4-7 : Distribution verticale du rayon moyen de pénétration dans le jet et distribution radiale de la hauteur moyenne de pénétration dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	72
Figure 4-8 : Hauteur moyenne de l'anneau en fonction des conditions opératoires.....	73
Figure 4-9 : Rayon moyen du jet en fonction des conditions opératoires .....	74
Figure 4-10 : Hauteur moyenne de la fontaine normalisée par $H_0$ en fonction des conditions opératoires .....	75
Figure 4-11 : Distribution verticale de probabilité de pénétration du solide dans le jet en fonction des conditions opératoires .....	76
Figure 4-12 : Hauteur moyenne de pénétration dans le jet en fonction des conditions opératoires .....	77
Figure 4-13 : Hauteur moyenne de pénétration dans le jet normalisée par $H_0$ .....	78
Figure 4-14 : Distance moyenne parcourue dans le jet calculée comme la distance verticale entre le point moyen d'entrée dans le jet et la hauteur moyenne de l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	78
Figure 4-15 : Distribution radiale de la probabilité de pénétration dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	79
Figure 4-16 : Rayon moyen de pénétration dans l'anneau normalisé par le rayon de la surface du lit au repos en fonction des conditions opératoires .....	80
Figure 4-17 : Distance moyenne parcourue dans l'anneau calculée comme la distance entre le point moyen d'entrée dans l'anneau et le point moyen d'entrée dans le jet en fonction des conditions opératoires .....	80
Figure 4-18 : Distance moyenne parcourue par le solide dans l'anneau normalisée par $H_0$ en fonction des conditions opératoires.....	81
Figure 4-19 : Angle moyen de la trajectoire du solide dans l'anneau par rapport à la verticale en fonction des conditions opératoires .....	82

Figure 4-20 : Distribution des temps de séjour du solide dans le jet, la fontaine et l'anneau et du temps de cycle total du solide pour une expérience typique ( $H_0 = 20$ cm, $U/U_{ms} = 1,18$ )	83
Figure 4-21 : Temps de séjour moyen du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	83
Figure 4-22 : Vitesse moyenne du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires	85
Figure 4-23 : Temps de séjour moyen du solide dans le jet en fonction des conditions opératoires .....	85
Figure 4-24 : Vitesse moyenne du solide dans le jet calculée comme le ratio de la distance moyenne parcourue dans le jet et du temps de séjour moyen dans le jet .....	86
Figure 4-25 : Temps de séjour moyen du solide dans la fontaine en fonction des conditions opératoires .....	87
Figure 4-26 : Temps de cycle total moyen en fonction des conditions opératoires .....	88
Figure 4-27 : Portions du temps de cycle total moyen passé dans chaque région en fonction des conditions opératoires .....	89
Figure 4-28 : Taux de gaz moyen dans le jet et dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	90
Figure 4-29 : Débit volumique de solide en fonction de la vitesse d'injection pour différentes hauteurs de lit stagnant .....	92
Figure 4-30 : Débit volumique global du solide divisé par la vitesse moyenne du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	92
Figure 4-31 : Champs de vitesse moyenne pour 3 vitesses d'injection différentes et pour une hauteur stagnante donnée ( $H_0 = 20$ cm); en rouge, les points où la vitesse moyenne est ascendante, en bleu descendante .....	94
Figure 4-32 : Champs de vitesse pour 3 vitesses d'injection différentes et pour une hauteur stagnante donnée ( $H_0 = 20$ cm) ; zoom sur les zones annulaires .....	95
Figure 4-33 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de cycle total du solide dans le lit ( $R^2 = 0,97$ ) .....	99

Figure 4-34 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de séjour du solide dans le jet ( $R^2 = 0,81$ ).....	100
Figure 4-35 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de séjour du solide dans l'anneau ( $R^2 = 0,97$ ).....	100
Figure 4-36 : Comparaison du modèle avec les expériences pour la vitesse moyenne du solide dans le jet.....	101
Figure 4-37 : Comparaison du modèle avec les expériences pour la vitesse moyenne du solide dans l'anneau ( $R^2 = 0,69$ ).....	101
Figure 4-38 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le débit volumique total de solide dans le lit ( $R^2 = 0,99$ ).....	102
Figure 5-1 : Dispositif expérimental pour l'étude de l'écoulement solide en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 e V2), d'une plaque à orifice (FI1), d'un système de by-pass pour l'injection du traceur (2), du lit à jet conique (3), d'un manomètre en U (PI2), d'un détecteur à scintillation avant le lit (4), d'un détecteur à scintillation après le lit (5), de blindage en plomb pour les détecteurs (6) et d'un système d'acquisition (7).....	105
Figure 5-2 : Conditions opératoires dont l'influence sur les propriétés de l'écoulement gazeux est étudiée dans le lit à jet conique .....	107
Figure 5-3 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique en l'absence de bille .....	108
Figure 5-4 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique en présence d'un tube d'aspiration.....	109
Figure 5-5 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec $H_0 = 15$ cm (sans tube d'aspiration) .....	110
Figure 5-6 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec $H_0 = 20$ cm (avec tube d'aspiration).....	111
Figure 5-7 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec $H_0 = 25$ cm (sans tube d'aspiration) .....	112

Figure 5-8 : Effet de la $H_0$ sur l'écoulement gazeux pour $U/U_{ms} = 1,35-1,39$ (sans tube d'aspiration) .....	113
Figure 5-9 : Vitesse moyenne de l'air dans le jet en fonction des conditions opératoires .....	113
Figure 5-10 : Rapport du débit volumique de gaz dans le jet et du débit volumique de gaz total dans le lit en fonction de $H_0$ .....	114
Figure 5-11 : Vitesse du gaz dans l'anneau en fonction des conditions opératoires .....	115
Figure 6-1 : Dispositif expérimental pour l'étude du séchage de levure en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 e V2), d'une plaque à orifice (FI1), d'un système chauffage électrique (2), du lit à jet conique (3), d'un manomètre en U (PI2), d'une caméra infrarouge (4), d'un ensemble de thermocouples de mesure (TT1-TT5), d'un thermocouple de régulation (TR1), de deux hygromètres capacitifs (HT1-2) et d'un système d'acquisition (5).....	119
Figure 6-2 : Évolution temporelle de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions expérimentales .....	126
Figure 6-3 : Évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions opératoires .....	126
Figure 6-4 : Vitesse de séchage (d.b.) en fonction du contenu en eau (d.b.) de la levure dans le lit à jet conique, pour différentes conditions opératoires.....	128
Figure 6-5 : Température de surface de la levure normalisée en fonction du contenu en eau (d.b.) de la levure pour différentes conditions opératoires .....	130
Figure 6-6 : Activité de la levure en fonction du contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires .....	131
Figure 6-7 : Viabilité de la levure en fonction du contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires .....	132
Figure 6-8 : Viabilité de la levure à la fin du séchage en lit à jet conique en fonction de la vitesse moyenne de séchage durant la phase quasi-constante (d.b.) pour différentes conditions opératoires .....	133

- Figure 6-9 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.) ..... 142
- Figure 6-10 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique ... 143
- Figure 6-11 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution de la température de surface de la levure en fonction de son contenu en eau (d.b.) dans le lit à jet conique ..... 144
- Figure 6-12 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air ..... 144
- Figure 6-13 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air ..... 145
- Figure 6-14 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la température normalisée de la levure dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air ..... 145
- Figure 6-15 : Comparaison de l'évolution temporelle de la valeur des coefficients d'échange du modèle  $k_i$ ,  $k_p/r_{sp}$  et  $k_e$  pour une expérience typique ( $U/U_{ms} = 1,17$ ,  $T_g = 53,8^\circ\text{C}$  et  $M_0 = 1.0\text{ kg}$ ) ..... 148
- Figure 6-16 : Effet des phénomènes de transport de matière limitant sur la prédiction de l'évolution de la vitesse de séchage (d.b.) en fonction du contenu en eau du solide ..... 149

## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

$a$	surface spécifique de la levure [ $\text{m}^2 \text{kg}^{-1}$ ]
$a_{g,\text{jet}}$	taux de solide dans le jet [-]
$a_{g,\text{an}}$	taux de gaz dans l'anneau [-]
$a_{s,\text{jet}}$	taux de solide dans le jet [-]
$a_{s,\text{an}}$	taux de solide dans l'anneau [-]
$c_{p,a}$	capacité calorifique de l'air sec [ $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]
$c_{p,e}$	capacité calorifique de l'eau [ $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]
$c_{p,\text{wl}}$	liquid water heat capacity [ $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]
$d_p$	diamètre du solide [m]
$g$	accélération de la gravité [ $\text{m s}^{-2}$ ]
$h$	coefficient de transfert de chaleur entre l'air et le solide [ $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ ]
$j$	vapor mass flux leaving a pellet [ $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ]
$k_d$	constante cinétique du séchage de l'eau de type D [ $\text{s}^{-1}$ ]
$k_i$	coefficient de transfert de matière interne [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$k_p$	pseudo-coefficient d'échange de matière traduisant la saturation de l'air en vapeur d'eau [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$k_e$	coefficient de transfert de matière externe [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$r$	coordonnée radiale [m]
$r_i$	rayon de l'élément de discrétisation $i$ [m]
$r_{sp}$	rapport du temps de séjour moyen dans le jet et du temps de cycle total moyen dans le lit à jet conique [-]
$t$	temps [-]
$t_{an}$	temps de séjour moyen dans l'anneau [s]
$t_c$	temps de cycle total moyen [s] (Chapitre 4)
$t_c$	characteristic contact time [s] (Chapitre 3)
$t_{\text{dr}}$	characteristic drying time [s]
$t_h^*$	relaxation time for the heating of a pellet [s]
$t_{\text{hd}}$	characteristic heat diffusion time [s]
$t_{\text{jet}}$	temps de séjour moyen dans le jet [s]
$t_{\text{md}}$	characteristic mass diffusion time [s]
$u$	air velocity [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$u_{\text{an}}$	vitesse moyenne du gaz dans l'anneau [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$u_{\text{jet}}$	vitesse moyenne du gaz dans le jet [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$v_{\text{an}}$	vitesse moyenne du solide dans l'anneau [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$v_{\text{jet}}$	vitesse moyenne du solide dans le jet [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$v_g$	volume of gas produced by fermentation [ $\text{m}^3$ ]
$y_{\text{in}}$	humidité relative de l'air à l'entrée du séchoir [-]
$y_{\text{out}}$	humidité relative de l'air à la sortie du séchoir [-]
$z$	coordonnée verticale [m]
Ar	nombre d'Archimède [-]



$C$	water vapor concentration in the dry porous shell of the pellet [ $\text{mol m}^{-3}$ ]
$C_{\infty}$	water vapor concentration in the air far from the pellet [ $\text{mol m}^{-3}$ ]
$C_{\text{sat}}$	saturation concentration of water in air [ $\text{mol m}^{-3}$ ]
$C_{\text{surf}}$	water vapor concentration in the air in contact with the external pellet surface [ $\text{mol m}^{-3}$ ]
$D$	Bakers' yeast pellet diameter [m]
$D_0$	diamètre initial des grains de levure [m]
$D_b$	diamètre de la surface du lit au repos [m]
$D_c$	diamètre de la partie cylindrique supérieure du lit à jet conique [m]
$D_h$	diameter of the humid shrinking core [m]
$D_i$	diamètre de l'injection d'air dans le lit à jet conique [m]
$D_s$	diamètre du jet [m]
$G$	débit massique de fluide par unité de surface supérieur du lit stagnant dans les conditions de jaillissement minimum (Chapitre 1)
$G$	pouvoir de dégagement gazeux de la levure [ $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ ] (Chapitre 3 et 6)
$H_{\text{an-jet}}$	hauteur de la fenêtre de pénétration du solide de l'anneau vers le jet [m]
$H_0$	hauteur du lit stagnant [m]
$H_{\text{an}}$	hauteur de l'anneau [m]
$H_b$	hauteur du cône [m]
$H_c$	hauteur de la partie cylindrique supérieure du lit à jet conique [m]
$H_{\text{fon}}$	hauteur de la fontaine [m]
$J$	vitesse de séchage de la levure (base sèche) [ $\text{kg kg}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]
$J_d$	taux d'évaporation de l'eau de type D (base sèche) [ $\text{kg kg}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]
$J_e$	taux d'évaporation de l'eau de type E (base sèche) [ $\text{kg kg}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]
$J_0$	initial drying rate (dry basis) [ $\text{kg kg}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]
$K_w$	liquid water thermal diffusivity [ $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ]
$L$	Baker's yeast pellet length [m]
$L_k$	chaleur latente de vaporisation de l'eau [ $\text{J kg}^{-1}$ ]
$L_0$	initial Baker's yeast pellet length [m]
$M$	mass of the Baker's yeast pellets [kg]
$M_0$	masse initiale de levure [kg]
$M_a$	masse molaire de l'air sec [ $\text{kg mol}^{-1}$ ]
$M_s$	masse sèche de la levure [kg]
$M_w$	masse molaire de l'eau [ $\text{kg mol}^{-1}$ ]
$M_s^*$	dried mass of the sample of Baker's yeast pellets [kg]
$N_{\text{nc}}$	nombre de cellules non colorées [-]
$N_T$	nombre de cellules total [-]
$Nu$	Nusselt number [-]
$P$	pression totale [Pa]
$P_{\text{sat}}$	pression de saturation de la vapeur d'eau dans l'air [Pa]
$P_{\text{sat}}^{\text{ref}}$	reference water saturation pressure [Pa]
$Pr$	Prandtl number [-]
$P_{\text{tot}}$	total pressure in the dryer [Pa]

$Q_t$	nombre sans dimension pour le débit de solide dans le lit [-]
$Q$	activity of a sample of Baker's yeast [%]
$Q_a$	activité de la levure [%]
$Q_m$	débit massique d'air sec à l'entrée du séchoir [ $\text{kg s}^{-1}$ ]
$Q_v$	débit volumique de solide d'une région à l'autre [ $\text{m}^3 \text{s}^{-1}$ ] (Chapitre 4)
$Q_v$	viabilité de la levure [%] (Chapitre 6)
$Q_f$	final Baker's yeast activity [%]
$R$	Baker's yeast pellet radius [m]
$R_g$	constante universelle des gaz [ $\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]
$R_{\text{jet}}$	rayon du jet [m]
$Re$	nombre de Reynolds [-]
$Re_{\text{cyl}}$	nombre de Reynolds dans la partie cylindrique d'un lit à jet cylindrique [-]
$Re_{\text{msi}}$	nombre de Reynolds calculé à $U_{\text{ms}}$ en se référant à $D_i$ [-]
$Sc$	Schmidt number [-]
$Sh$	nombre de Sherwood [-]
$T$	température de la levure [K]
$T_{\text{amb}}$	température ambiante [K]
$T_a$	nombre sans dimension pour le temps de séjour moyen dans l'anneau [-]
$T_c$	nombre sans dimension pour le temps de cycle total moyen [-]
$T_g$	température de l'air entrant dans le séchoir [K]
$T_{\text{in}}$	température de l'air entrant dans le séchoir [K]
$T_j$	nombre sans dimension pour le temps de séjour moyen dans le jet [-]
$T_{\text{norm}}$	température de surface du solide normalisée [-]
$T_{\text{out}}$	température de l'air sortant du séchoir [K]
$T_s$	température de surface de la levure [K]
$T_{s,0}$	température initiale de surface de la levure [K]
$T_0$	initial pellet temperature [K]
$T_{\text{ref}}$	reference temperature [K]
$U$	vitesse de l'air entrant [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$U_{\text{cyl}}$	vitesse de l'air dans la partie cylindrique d'un lit à jet cylindrique [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$U_{\text{ms}}$	vitesse minimale de jaillissement à l'injecteur [ $\text{m s}^{-1}$ ]
$V_{\text{an}}$	volume de l'anneau [ $\text{m}^3$ ]
$V_a$	nombre sans dimension pour la vitesse moyenne du solide dans l'anneau [-]
$V_g$	volume de gaz dégagé [ $\text{m}^3$ ]
$V_{\text{jet}}$	volume du jet [ $\text{m}^3$ ]
$V_j$	nombre sans dimension pour la vitesse moyenne du solide dans le jet [-]
$V_s$	volume total de solide dans le lit à jet [ $\text{m}^3$ ]
$V_{s,\text{an}}$	volume de solide dans l'anneau [ $\text{m}^3$ ]
$V_{s,\text{jet}}$	volume de solide dans le jet [ $\text{m}^3$ ]
$V_0$	initial Baker's yeast pellet volume [ $\text{m}^3$ ]
$X$	contenu en eau de la levure (base sèche) [ $\text{kg kg}^{-1}$ ]
$X_0$	contenu en eau initial de la levure (base sèche) [ $\text{kg kg}^{-1}$ ]

$X_d$	contenu en eau de type D de la levure (base sèche) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$X_{d0}$	contenu en eau de type D initial de la levure (base sèche) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$X_e$	contenu en eau de type E de la levure (base sèche) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$X_{e0}$	contenu en eau de type E initial de la levure (base sèche) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$X_r$	contenu en eau résiduel de la levure (base sèche) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$Y$	air moisture content (dry basis) [kg kg <sup>-1</sup> ]
$Y_{in}$	humidité absolue de l'air entrant dans le séchoir [kg kg <sup>-1</sup> ]
$Y_{out}$	humidité absolue de l'air sortant du séchoir [kg kg <sup>-1</sup> ]
$Y_{sat}$	humidité absolue de l'air à saturation [kg kg <sup>-1</sup> ]

#### *Lettres grecques*

$\alpha$	angle du cône [°]
$\delta_i$	coefficient de diffusion moléculaire de l'eau dans l'air [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$\varepsilon$	porosité de la levure [-]
$\kappa$	shrinkage coefficient [-]
$\lambda_a$	air heat conductivity [W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ]
$\mu$	viscosité dynamique de l'air [Pa s]
$\nu$	air kinematic viscosity [m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$\rho$	masse volumique de l'air [kg m <sup>-3</sup> ]
$\rho_s$	masse volumique du solide [kg m <sup>-3</sup> ]
$\rho_{wl}$	liquid water density [kg m <sup>-3</sup> ]
$\tau$	tortuosity of the dry porous shell [-]
$\Omega$	surface de l'échange de chaleur entre le séchoir et son environnement [m <sup>2</sup> ]

#### *Abréviations*

CSB	conical spouted bed (lit à jet conique)
RPT	radioactive particle tracking (poursuite de particule radioactive)
RTD	Residence time distribution (distribution de temps de séjour)

## INTRODUCTION

Le séchage constitue une étape indispensable dans la chaîne de production de la plupart des produits allant des grains de riz (Bonazzi, Du Peuty, & Themelin, 1997; Madhiyanon & Soponronnarit, 2005) qui sont à la base de l'alimentation d'une très grande partie des humains, aux nanoparticules utilisées par exemple comme renfort pour décupler les performances de certains matériaux (Derkachov, Kolwas, Jakubczyk, Zientara, & Kolwas, 2008; Dufresne et al., 2003; Rabani, Reichman, Geissler, & Brus, 2003) et en passant par les résidus de biomasse pouvant servir à la production d'énergie (X. H. Wang, Chen, Luo, Shao, & Yang, 2008). Dans le cas des aliments, le séchage permet d'augmenter la durée de conservation (Ramaswamy & Marcotte, 2006) en ralentissant l'activité des micro-organismes (Orsat, Yang, Changrue, & Raghavan, 2007).

Le séchage est l'opération par laquelle le contenu en solvant d'un solide est abaissé. Le plus souvent, il est réalisé thermiquement en chauffant le produit pour évaporer le solvant qu'il contient, surtout si l'obtention de faibles contenus en eau est visée. Malgré le très grand nombre d'études qui ont déjà été menées depuis des décennies dans le domaine du séchage, il reste encore beaucoup de zones d'ombre et de place pour de l'innovation (A. S. Mujumdar & Huang, 2007). L'étude du séchage est souvent complexe puisqu'il s'agit d'un couplage entre des phénomènes de transport (masse et chaleur) dans une structure souvent poreuse et à géométrie changeante. Plus particulièrement dans le cas du séchage de denrées alimentaires, le contrôle et l'optimisation sont de plus en plus recherchés étant données les croissantes attentes envers la qualité des produits et quantités produites suite à l'augmentation continue de la population mondiale et à la mondialisation des échanges. En outre, les denrées alimentaires sont caractérisées par une sensibilité particulière au séchage surtout lorsqu'il s'agit de produits vivants comme la levure (Bayrock & Ingledew, 1997a). Lorsqu'il est appliqué à des matériaux biologiques, le séchage thermique est souvent la cause de multiples détériorations comme la destruction des membranes cellulaires, la dénaturation des protéines ou des enzymes ou même la mort des cellules (Turker, Kanarya, Yuzgec, Kapucu, & Senalp, 2006). Il est donc important d'optimiser les conditions de séchage pour minimiser ou éviter ces effets néfastes. Enfin, quand les matériaux sont poreux, leur cinétique de séchage est en général caractérisée par la succession de différents régimes :

- Régime de séchage à vitesse constante (à haut contenu en eau) où le transport de matière interne n'est pas limitant;
- Régime de séchage à vitesse décroissante (à moyen et bas contenu en eau) où le transport de matière interne devient limitant.

La consommation énergétique liée aux procédés de séchage thermique est souvent très importante : il est question de 12 à 25 % de la consommation énergétique industrielle des pays développés (A. Mujumdar, 2007).

Le défi actuel dans le domaine du séchage est donc d'une part de développer des procédés plus efficaces dont les conditions opératoires seraient adaptées pour suivre de près la cinétique de séchage du produit; d'autre part d'améliorer le contrôle de la qualité des produits séchés en acquérant une meilleure connaissance de l'influence des conditions de séchage sur celle-ci. L'optimisation de ces deux aspects passe d'abord par une étude approfondie du séchage qui ne peut être que multi-échelles pour tenir compte des phénomènes physiques significatifs à chacune des échelles : le produit et le séchoir.

Le produit étudié dans le cadre de ce projet est la levure de boulanger qui est en général séchée industriellement pour augmenter sa durée de conservation et réduire les coûts liés à son transport. Elle est souvent utilisée comme ingrédient composant la pâte à pain et permettant le gonflement du pain lors de sa cuisson. La capacité de la levure à faire gonfler la pâte peut décroître significativement après son séchage, dépendamment des conditions opératoires. Comprendre et modéliser les mécanismes du séchage et de la perte de capacité de gonflement de la levure est donc nécessaire pour optimiser le séchage de ce produit.

Le lit à jet conique est un contacteur gaz-solide dérivé du lit fluidisé. Il montre en général les mêmes avantages que le lit fluidisé pour le séchage mais il possède en plus la propriété d'offrir un écoulement solide cyclique générant un séchage intrinsèquement intermittent : passages successifs du solide d'une région où les échanges de chaleur et de matière et donc le séchage sont intenses (le jet) à une région où les échanges et donc le séchage sont significativement moins importants (l'anneau). L'utilisation d'un tel séchoir pour déshydrater la levure permet d'alterner régulièrement une phase de séchage intense avec une phase de relaxation pour la levure, ce qui permet d'obtenir un séchage efficace mais avec une faible diminution de la capacité de gonflement de la levure.

Afin de modéliser et optimiser l'opération d'un tel procédé de séchage, il est nécessaire de bien comprendre comment l'air et le solide s'écoulent dans le lit à jet conique. Il est particulièrement important de caractériser les temps de résidence solides et gazeux dans le jet et l'anneau du lit à jet conique.

L'objectif principal de cette thèse est de contribuer à mieux comprendre et modéliser le séchage de levures en lit à jet conique en utilisant une approche multi-échelles. Les objectifs spécifiques définis pour l'atteinte de cet objectif principal et les grandes lignes de la méthodologie utilisée à cet effet sont :

- caractériser expérimentalement dans un nouveau dispositif thermogravimétrique et modéliser phénoménologiquement le séchage d'un grain de levure isolé dans un environnement aux propriétés contrôlées (Chapitre 3);
- caractériser expérimentalement par la poursuite d'une particule radioactive et modéliser l'écoulement de billes de verre dans un lit à jet conique (Chapitre 4);
- caractériser expérimentalement par l'injection d'un traceur gazeux radioactif et modéliser l'écoulement du gaz dans un lit à jet conique dans lequel le lit solide est composé de billes de verre (Chapitre 5);
- caractériser expérimentalement et modéliser phénoménologiquement le séchage de levures en lit à jet conique en intégrant les résultats obtenus pour les trois premiers objectifs spécifiques (Chapitre 6).

## CHAPITRE 1 REVUE CRITIQUE DE LA LITTÉRATURE

Pour étudier et optimiser la cinétique et la qualité du séchage de denrées alimentaires, il est particulièrement intéressant de se pencher sur le cas de la levure. En effet, il s'agit d'un matériau vivant qu'il faut désactiver durant le séchage et non tuer; le contrôle du procédé est donc capital pour préserver l'activité des levures. En outre, les grains de levure peuvent subir un rétrécissement matriciel important au cours du séchage et la qualité peut être quantifiée facilement et de manière fiable. Il y a présence de différents types d'eau dans une structure poreuse donnant lieu à différents régimes de séchage dont une bonne partie est de type « à vitesse décroissante ».

Les lits à jet coniques sont des contacteurs gaz-solide dans lesquels un écoulement solide cyclique s'établit définissant trois régions : le jet, la fontaine et l'anneau. Les lits à jet sont des contacteurs particulièrement intéressants pour le séchage en ce sens qu'ils offrent un régime intermittent intrinsèque puisque le solide passe successivement et en continu d'une région à l'autre.

Les sous-sections suivantes présentent une revue de la littérature à propos des concepts et phénomènes concernés par le présent projet en commençant par les connaissances dans le domaine du séchage de levure, l'importance du rétrécissement matriciel durant le séchage, la notion de qualité de produit. Finalement, les études et résultats dans les domaines des lits à jet sont résumés en ce qui a trait à l'écoulement gaz-solide et au séchage.

### 1.1 Le séchage de la levure

La levure de boulanger (*Saccharomyces cerevisiae*) se présente sous la forme de grains constitués d'un agglomérat de cellules de levure (voir Figure 1-1). Il s'agit donc d'un produit granulaire qui a une forme cylindrique (environ 1 mm de diamètre) et dont l'opération de séchage réduit en général le contenu en eau de 65-70 % à 4-6 % (en base humide), en des temps variant de 30 à 200 minutes pour améliorer sa durée de conservation (Turker, Kanarya, Yuzgec, Kapucu, & Senalp, 2006). Les échantillons de levure ayant un contenu en eau de 70 % à 35 % (base humide) préparés sous forme granulaire (0.8-1 mm de diamètre) présentent un comportement de fluidisation appartenant au groupe C (particules collantes formant des agglomérats) et D (particules giclables) de la classification de Geldart surtout pour des hauteurs de lit supérieures à

200 mm, ce qui rend leur fluidisation très difficile. Par contre, pour un contenu en eau en-dessous de 35 % (en base humide) correspondant à 0,53 (en base sèche), les grains de levure sont très faciles à fluidiser et appartiennent au groupe B (Grabowski, Mujumdar, Ramaswamy, & Strumillo, 1997). Il semble donc préférable soit de pré-sécher les grains de levure avec un lit à jet et de terminer avec un lit fluidisé, soit de les sécher d'un bout à l'autre dans un lit à jet. Malgré un pic de démarrage de la chute de pression dans le lit plus important en lit à jet qu'en lit fluidisé, la perte de pression décroît linéairement après une courte période correspondant à l'initialisation du jet. Ceci traduit un mélange très intense du lit et résulte en des excellents transferts de chaleur et de matière, mais dans une demande d'environ 25 % d'air chaud en plus que dans le lit fluidisé (Grabowski et al., 1997). Ceci signifie que pour de la levure fraîche, le lit à jet donne des conditions de séchage initiales meilleures que la fluidisation, mais que le jet demande à peu près 25 % plus d'air chaud.

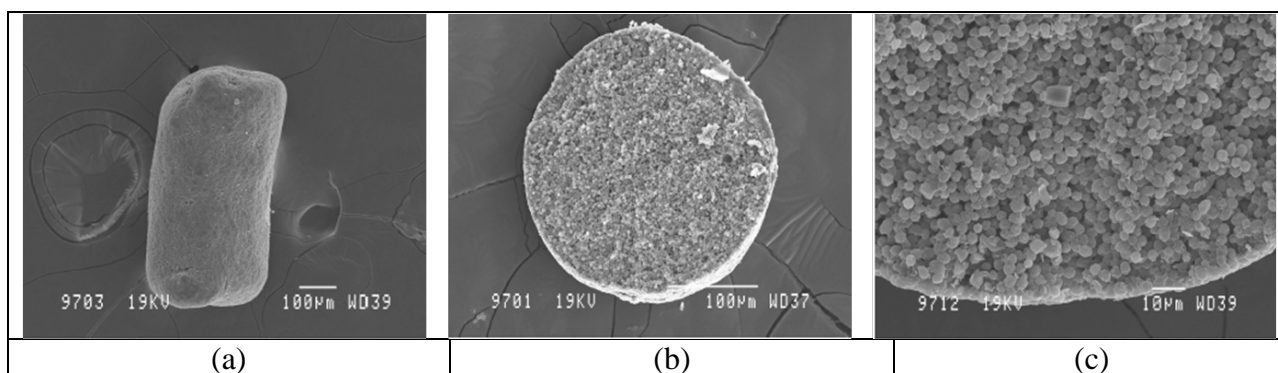


Figure 1-1 : Images d'un grain de levure de Boulanger obtenues avec un microscope électronique à balayage pour trois agrandissements différents (références (b) et (c) : (Frédéric Debaste, 2008))

Lors d'un séchage en lit fluidisé, la viabilité des levures est grande lors des périodes de chauffe initiale et de séchage à vitesse constante mais elle diminue fortement durant la période de séchage à vitesse décroissante. Cette détérioration est attribuée au chauffage qui continue dans les zones sèches et à l'oxydation accompagnant le séchage (Bayrock & Ingledew, 1997a, 1997b). Il existe une limite minimale de déshydratation des levures en-dessous de laquelle la qualité baisse significativement; en effet, pour des levures trop séchées (en dessous de 6 %, en base humide) les pertes de viabilité, exprimées en termes de pourcentage de cellules mortes après le séchage, sont d'environ 50% (Grabowski et al., 1997). Même pour des contenus en eau finaux standard de 6-8 % (en base humide), la viabilité des cellules de levure décroît jusqu'à environ 80-90 % de cellules survivantes après le séchage et ce y compris en séchant à des températures d'air



relativement basses ( $\sim 40^{\circ}\text{C}$ ), ce qui fixe la condition idéale de température à  $35^{\circ}\text{C}$  (Grabowski et al., 1997).

Un modèle du séchage de la levure en lit fluidisé doit prendre en compte le transport par diffusion de l'humidité à l'intérieur des particules car sinon il risque de n'être valide que pour les particules de petite taille (diamètre d'environ 0,6 mm) et de dévier des résultats expérimentaux lorsque la taille augmente (diamètre supérieur à 1,2 mm) (Turker et al., 2006). Non seulement, le modèle prédirait mal l'humidité des grains, mais comme le taux de séchage influence aussi le bilan énergétique, la température du gaz et du solide serait également mal estimée. Yuzgec *et al.* (Yuzgec, Turker, & Becerikli, 2008) ont mis au point un modèle à paramètres distribués basé sur l'établissement de bilans de matière et de chaleur au niveau des particules pour le séchage de levure de boulanger granulaire pour tenir compte de tous les mécanismes possibles de transfert de chaleur et de matière aux échelles micro (particule) et macro (réacteur). Ils ont calculé les gradients de température et d'humidité ainsi que la qualité du séchage pour des granules cylindriques et sphériques. Ils ont d'abord utilisé le modèle pour des granules indéformables mais l'ont ensuite adapté pour tenir compte du rétrécissement et obtenu des résultats plus précis.

Une équation d'isotherme de sorption, qui lie mathématiquement le contenu en eau du solide à l'équilibre et la pression partielle de l'eau dans le gaz au contact des surfaces d'évaporation, est habituellement utilisée pour décrire un transfert de matière localisé à la surface externe du produit. Debaste *et al.* (F. Debaste, Halloin, Bossart, & Haut, 2008) ont montré que, dans un modèle du séchage de la levure, une telle pratique mène à des résultats de simulations peu en accord avec l'expérience ou requière trop de paramètres ajustables si la résistance interne au transfert de matière est prise en compte par l'intermédiaire d'une équation de diffusion intégrant une diffusivité effective. C'est pourquoi, ils ont proposé une nouvelle description mathématique du séchage de levures, basée sur une interprétation des phénomènes physiques et utilisant une loi de Fick pour modéliser la diffusion moléculaire de la vapeur à l'intérieur du matériau poreux et tortueux et n'utilisant plus d'équation d'isotherme. De part le très bon accord entre la simulation et les expériences réalisées en lit fluidisé, ce modèle semble être le mieux adapté pour décrire le séchage de la levure. Ce modèle est divisé en deux pour suivre les différents régimes de séchage de la levure : une période de séchage à vitesse constante où la résistance au transfert solide-gaz est limitée à la surface externe et où le contenu en eau du solide est uniforme. À partir d'une humidité critique, débute la période de séchage à vitesse décroissante durant laquelle le solide est

modélisé comme présentant un cœur humide de taille décroissante entouré d'une coquille de solide poreux sec à travers lequel la vapeur doit diffuser pour atteindre la surface. La valeur du contenu en eau critique doit être déterminée expérimentalement. Dans ce nouveau modèle, il n'y a pas d'équation d'isotherme empirique puisque l'on suppose que l'humidité du gaz à l'interface avec le liquide correspond à la valeur de saturation à la température du système. Le modèle comporte trois paramètres ajustables qui sont d'une part l'humidité critique et l'humidité résiduelle dans le solide qui peuvent facilement être mesurées expérimentalement et d'autre part le rapport de la porosité sur la tortuosité. Ce dernier paramètre cache notamment l'effet du rétrécissement matriciel qui est négligé. Pour raffiner le modèle, il faudrait développer une prédiction théorique pour le contenu en eau critique basée sur une étude des mécanismes fondamentaux de transport de l'eau dans le solide. De plus, il faudrait étudier et intégrer le rétrécissement matriciel dans le modèle du séchage. Finalement, le modèle devrait être étendu à des géométries cylindriques. En effet, dans le modèle développé, un grain de levure est supposé avoir une forme sphérique.

## 1.2 Le rétrécissement matriciel

Le rétrécissement matriciel (*shrinkage*) est un phénomène qui apparaît très souvent lors du séchage d'un produit. La majorité des modèles du séchage de produits n'en tiennent pas compte mais il est pourtant souvent loin d'être négligeable. Par exemple, le rétrécissement de la levure a été observé et quantifié à plus de 20 % pour le diamètre en lit fluidisé (F. Debaste et al., 2008). Il se produit pendant la perte d'humidité interne et peut provoquer un changement des propriétés de transport du solide. Il peut être dû au développement d'une pression capillaire lors du séchage qui amène l'apparition d'un ménisque concave dans les pores du réseau poreux constituant le grain induisant ce retrait de la matrice (Segura & Toledo, 2005). Des conséquences potentielles du rétrécissement matriciel durant le séchage sont la réduction de la capacité du produit à se réhydrater après le séchage et l'apparition de fissures à la surface des produits secs. Les paramètres qui peuvent affecter l'intensité du rétrécissement sont très souvent : le volume d'eau enlevée, la mobilité de la matrice solide et la vitesse de séchage.

Il existe différentes techniques pour caractériser le rétrécissement matriciel d'un produit en cours de séchage. La plus simple est de prélever des échantillons du produit à des intervalles réguliers durant le séchage pour en déterminer le contenu en eau et pour en mesurer les dimensions. Les

changements de taille et de densité durant le séchage peuvent également être mis en évidence en étudiant la variation des propriétés du lit à jet ou du lit fluidisé utilisé (régime d'écoulement, volume du lit) (Almeida, Silva, & Alsina, 2006; Grabowski et al., 1997). Finalement, le rétrécissement matriciel de fruits a été observé pendant le séchage sur un grillage dans un four à 70°C en temps réel avec un stéréomicroscope en colorant des échantillons de tissu de raisin avec du bleu de méthylène (Ramos et al., 2004) et en utilisant une caméra vidéo couleur attachée au microscope et connectée à un ordinateur pour des tranches de pomme (Mayor, Silva, & Sereno, 2005). Ces techniques sont particulièrement intéressantes parce qu'elles sont non-intrusives, qu'elles permettent un enregistrement en continu de l'évolution du rétrécissement et que les résultats peuvent aisément être analysés par traitement d'images *a posteriori*.

Hatamipour et Mowla (Hatamipour & Mowla, 2002) ont étudié le rétrécissement de carottes, de maïs et de petits pois dans un lit fluidisé avec des particules inertes. Ils ont déterminé qu'il était tout à fait corrélé avec le contenu en eau du produit mais ils n'ont relevé aucune influence sur ce rétrécissement de la vitesse de l'air, de la température ou des particules inertes. Par contre, ils ont déterminé que la diffusivité de l'eau dans les produits était dépendante de la température et du contenu en eau. Ils proposent une série de corrélations pour le rétrécissement des produits. Le rétrécissement de fraises séchées par une combinaison convection/micro-ondes est lui aussi directement lié au contenu en eau (Raghavan & Venkatachalapathy, 1999). C'est le gradient d'humidité qui induit des contraintes micro-structurales menant au rétrécissement. Ainsi le taux d'enlèvement de l'eau influence l'importance du rétrécissement durant le séchage à l'air. Lorsqu'il est lent, les contraintes internes sont moindres et le produit rétrécit de manière presque uniforme.

Dans les modèles de séchage de produits, le fait de ne pas tenir compte du phénomène de retrait alors qu'il est significatif, comme dans le cas de l'ail, mène à partir d'un certain temps à une surestimation du contenu en eau dans les produits (Sanga, Mujumdar, & Raghavan, 2002; Souraki & Mowla, 2008). En effet, lorsqu'il y a retrait de la matrice, la distance à parcourir par l'eau jusqu'à la surface de séchage est plus courte. Le rétrécissement matriciel au cours du séchage peut-être modélisé en couplant une analyse des contraintes et de la déformation aux transferts de matière et de chaleur (Mihoubi, Zagrouba, Vaxelaire, Bellagi, & Roques, 2004). Hernandez *et al.* (Hernández, Pavón, & García, 2000) proposent une description mathématique simplifiée de la cinétique de séchage d'aliments en considérant le rétrécissement. Mayor et

Sereno (Mayor & Sereno, 2004) ont publié une revue de la littérature concernant la modélisation du rétrécissement matriciel durant le séchage d'aliments. Une description physique du mécanisme de rétrécissement y est présentée ainsi qu'une classification des différents modèles empiriques et fondamentaux proposés pour décrire ce comportement. Les résultats des différents modèles sont comparés avec des expériences menées en séchage par air chaud sur des pommes, des carottes, des pommes-de-terre et de la chair de calmar. La déviation des prédictions des modèles par rapport aux expériences est toujours inférieure à 10 % mais tend à être plus importante pour les modèles qui négligent la variation de porosité en fonction du contenu en eau. L'intégration de l'effet du rétrécissement dans des modèles de cinétique de séchage de produits basés sur la diffusion du liquide peut mener à des erreurs si les corrélations donnant la diffusivité de l'humidité ne tiennent pas compte de ce rétrécissement comme c'est le cas en général dans la littérature (Islam & Mujumdar, 2003). Yuzgec *et al.* (Yuzgec et al., 2008) ont développé un modèle du séchage de levure dans un lit fluidisé en tenant compte du rétrécissement. Ils montrent que les résultats du modèles sont plus réalistes lorsque le rétrécissement est pris en compte par rapport à lorsqu'il ne l'est pas (Yuzgec, Turker, & Becerikli, 2004).

Le choix de la technique de séchage peut influencer le rétrécissement matriciel. En effet, le fait de combiner le séchage par micro-ondes au convectif peut aider à éviter le rétrécissement (Feng, Tang, Cavalieri, & Plumb, 2001). Pour comparer l'effet du choix de la technique de séchage sur le rétrécissement, Krokida et Maroulis (Krokida & Maroulis, 1997) ont développé un modèle reliant au contenu en eau différentes propriétés du produit séché, telles que la densité de la particule, sa porosité et le volume spécifique exprimé comme le volume de solide par masse de solide sec. L'effet de la méthode de séchage sur le rétrécissement est alors pris en compte par son influence sur les paramètres du modèle. Il ressort de l'étude que la plus haute porosité est atteinte en *freeze drying*, tandis que la plus faible correspond au séchage conventionnel. En outre, la réduction de volume spécifique est très faible pour le séchage sous vide (*vacuum drying*) et le séchage par micro-ondes. Par conséquent, il paraît clair que la porosité peut être contrôlée par un choix judicieux de la méthode de séchage. Certains produits peuvent, selon la technique de séchage utilisée, subir deux périodes de rétrécissement successives linéaires par rapport au contenu en eau. Cette particularité a été mise en évidence pour des pommes-de-terre séchées avec des micro-ondes alors que le rétrécissement lors d'un séchage conventionnel ne présentait qu'une période linéaire (Khraisheh, McMin, & Magee, 2004). Les produits séchés par micro-ondes ont

également présenté un plus grand potentiel de réhydratation que ceux qui l'avaient été par séchage convectif et il a été observé que le rétrécissement de matériaux poreux est très sensible à la pression de vapeur interne.

### **1.3 La qualité du produit**

La qualité d'un produit peut être définie comme les caractéristiques qui lui confèrent la capacité de satisfaire certaines demandes et attentes minimales du consommateur ou de l'acheteur (Ramaswamy & Marcotte, 2006). Pour un aliment donné, le critère de qualité peut se baser sur la composition, la valeur nutritive, la fonctionnalité, la couleur, le goût, l'odeur, la texture, la sécurité, ou l'uniformité.

Par conséquent, il y a beaucoup de critères de qualité envisageables qui dépendent de l'application recherchée et du produit étudié. Ainsi par exemple, la qualité est souvent significativement influencée par le séchage et peut-être quantifiée par le nombre de grains cassés et la présence de fissures pour le riz (Abud-Archila, Courtois, Bonazzi, & Bimbenet, 2000; Aquerreta, Iguaz, Arroqui, & rseda, 2007; Bonazzi et al., 1997; Courtois, Abud Archila, Bonazzi, Meot, & Trystram, 2001; Madhiyanon & Soponronnarit, 2005), par le taux de rétention d'acide ascorbique et la capacité de réhydratation pour les pommes-de-terre (Khraisheh et al., 2004), la rétention d'activité des antioxydants pour les asperges (Nindo, Sun, Wang, Tang, & Powers, 2003), la couleur, l'endommagement, le brunissement, la quantité de sucre cristallisé, la tendance à coller et la non-uniformité pour le raisin (Tulasidas, Raghavan, & Mujumdar, 1995), le contenu en beta-carotène et la réhydratabilité pour les carottes (J. Wang & Xi, 2005), ou la quantité de dioxyde de carbone produite par unité de temps lors de l'introduction de levure dans une pâte à pain, appelée activité (Borzani, 2004; Gélinas, Savoie, & Rodrigue, 1996; Turker et al., 2006; Yuzgec et al., 2008). La viabilité des cellules de levure, soit le pourcentage de cellules viables après le séchage, peut également être déterminée après une réhydratation et un traitement au bleu de méthylène. Le nombre de cellules bleues (inactives) et de couleur normale (viable) est alors compté dans une cellule de Thom en utilisant un microscope (Grabowski et al., 1997). Le lien direct en décroissance de la viabilité et de l'activité de la levure au cours du séchage a été mis en évidence il y a plusieurs décennies (Grula, Watson, & Pohl, 1985).

La levure de boulanger active est disponible sous forme de levures compressées ou de levure actives sèches (*active dry yeast*, ADY). Les premières ont une durée de conservation moyenne de

3-4 semaines à 2-4,5°C tandis que la durée de conservation minimale des secondes est de six mois (Yuzgec et al., 2008). Le but du séchage est donc bien d'allonger la période de conservation mais il doit être contrôlé pour ne pas causer de mortalité des cellules. En effet, le séchage peut causer différentes sortes de dégradations (Yuzgec et al., 2008) : affecter les fonctions de membranes cellulaires de la levure; diminuer la quantité de phospholipides; altérer le degré de saturation des acides gras, ce qui peut influencer la viabilité de la cellule; favoriser des réactions de peroxydation qui peuvent mener à la destruction des lipides membranaires. Par conséquent, en moyenne, 30 % des cellules de levure peuvent perdre leur viabilité durant un procédé typique de séchage et donc toute possibilité d'améliorer et optimiser la production d'ADY est d'une importance spéciale. Le taux de séchage et l'ampleur de la déshydratation semblent être les facteurs dominant lorsque la température du solide ne dépasse pas 35°C (Bayrock & Ingledew, 1997a; Mille, Girard, Beney, & Gervais, 2005; Simonin, Beney, & Gervais, 2007). La pression osmotique exercée à travers la membrane des cellules de levure au cours du séchage semble jouer également un rôle important; le fait de la contrôler en mélangeant la levure avec de la farine de blé avant le séchage pour en pré-déshydrater les cellules a permis d'atteindre une viabilité finale très élevée lors d'un séchage en lit fluidisé (Mille et al., 2005).

Lors du séchage, la cinétique de dégradation de la qualité peut souvent être exprimée sous la forme d'une cinétique de réaction d'ordre zéro ou de premier ordre (Ramaswamy & Marcotte, 2006). Liu (X. D. Liu, 1999) et Alpas *et al.* (Alpas, Ozilgen, Bozoglu, & Katnas, 1996) ont étudié et développé des modèles empiriques de la détérioration de l'activité et de la viabilité de la levure durant le séchage thermique en lit fluidisé et en séchoir tunnel, respectivement.

## 1.4 Les lits à jet

Le lit à jet est une technologie dérivée du lit fluidisé mais qui convient aussi pour les particules trop grosses et trop non uniforme en taille pour avoir une bonne fluidisation (N. Epstein & Grace, 1997; Norman Epstein & Grace, 2011), telles que c'est le cas de nombreuses particules de biomasse (Cui & Grace, 2008). Un lit à jet est composé d'une entrée de gaz verticale vers le haut située au centre de la base d'un réacteur de forme conique, cylindrique ou cylindro-conique contenant un lit de particules (voir Figure 1-2). Si la vitesse du fluide injecté dans le lit de particules est assez importante, on obtient l'écoulement typique jet-fontaine-anneau. Les particules dans le jet montent rapidement jusqu'au dessus de la surface du lit et redescendent dans

l'anneau verticalement et un peu horizontalement vers l'intérieur. Le fluide ascendant passe en faible quantité dans l'anneau où il percole à travers le lit mouvant de particules solides. Ce schéma d'écoulement cyclique offre un contact gaz-solide très efficace. Pour que le lit se mette en mouvement, il faut que la vitesse d'injection de l'air soit égale ou supérieure à la vitesse minimum de jaillissement (*minimum spouting velocity*,  $U_{ms}$ ). En augmentant la vitesse d'injection de l'air, le mouvement cyclique va s'accélérer et la fontaine va se développer de plus en plus alors que la perte de charge dans le lit et les dimensions du jet restent constantes; il s'agit du régime de jaillissement normal (*spouting*) illustré sur la Figure 1-2 (a). Dépassée une certaine vitesse, la perte de charge dans le lit commence à diminuer, traduisant l'élargissement progressif du jet; il s'agit du régime transitoire illustré sur la Figure 1-2 (b). Finalement, au-delà de la vitesse minimum de jaillissement en jet (*minimum jet spouting velocity*), la perte de charge dans le lit redevient constante et la région diluée constituée par le jet s'étend alors à tout le lit.

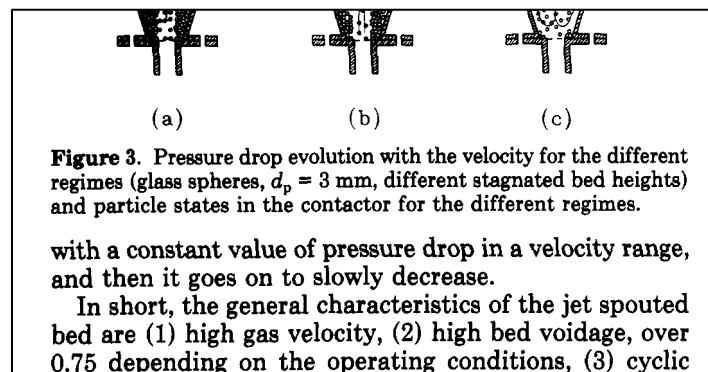


Figure 1-2 : Écoulements solides typiques dans un lit à jet conique en régime de jaillissement normal (*spouting*) (a), en régime transitoire (b) et en régime de jaillissement en jet (*jet spouting*) (Martin Olazar, San Jose, Aguayo, Arandes, & Bilbao, 1992)

La Figure 1-3 présente un schéma des grandeurs caractéristiques pour un lit à jet au repos et pour une lit à jet en mouvement.

Il existe des corrélations pour exprimer dans le cas d'un lit à jet conique la vitesse minimum de jaillissement ( $U_{ms}$ ), pour la distribution de l'écoulement du fluide dans le lit, ainsi que la distribution verticale du diamètre du jet (Bi, Macchi, Chaouki, & Legros, 1997; Norman Epstein & Grace, 2011). La corrélation la plus généralement utilisable et la plus souvent valable pour  $U_{ms}$  (Norman Epstein & Grace, 2011) est l'équation proposée par Olazar et al. (Martin Olazar et al., 1992) sous la forme du nombre de Reynolds :

$$Re_{msi} = \frac{U_{ms} D_i \rho}{\mu} = 0,126 Ar^{0,5} \left( \frac{D_b}{D_i} \right)^{1,68} \left[ \tan \left( \frac{\alpha}{2} \right) \right]^{-0,57} \quad (1.1)$$

où  $Re_{msi}$  est le nombre de Reynolds calculé à  $U_{ms}$  en se référant au diamètre de l'injection d'air  $D_i$ ,  $\rho$  est la masse volumique de l'air,  $\mu$  est la viscosité dynamique de l'air,  $D_b$  est le diamètre de la surface du lit stagnant,  $\alpha$  est l'angle du cône, et  $Ar$  est le nombre d'Archimède défini comme suit :

$$Ar = \frac{g d_p^3 \rho (\rho_s - \rho)}{\mu^2} \quad (1.2)$$

où  $g$  est l'accélération de la gravité,  $d_p$  est le diamètre du solide,  $\rho_s$  est la masse volumique du solide.

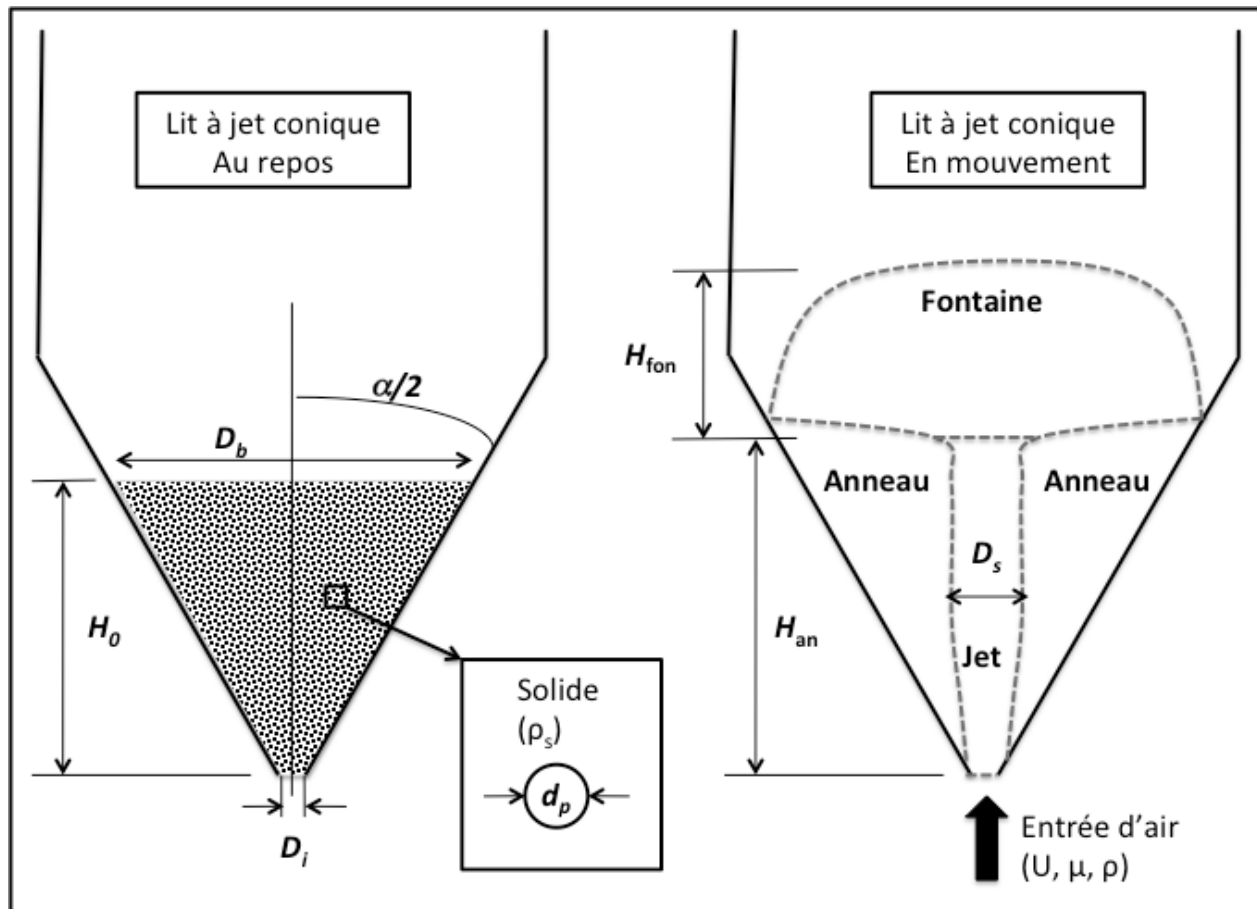


Figure 1-3 : Schéma d'un lit à jet conique au repos et en mouvement



Le diamètre du jet est un paramètre important pour déterminer la distribution de l'écoulement entre le jet et l'anneau et varie en général longitudinalement. Une corrélation a été développée pour l'estimation du diamètre moyen du jet ( $D_s$ ) en lit à jet conique (Maria J. San Jose, Olazar, Alvarez, Morales, & Bilbao, 2005) :

$$D_s = 0,52G^{0,16}D_i^{0,41}\alpha^{-1,19}D_b^{0,8}\left(\frac{U}{U_{ms}}\right)^{0,8} \quad (1.3)$$

où  $G$  est le débit massique de fluide par unité de surface supérieur du lit stagnant dans les conditions de jaillissement minimum,  $U$  est la vitesse d'injection de l'air à la base du cône et  $U_{ms}$  est la vitesse minimale de jaillissement calculée à la base du cône.

Le lit à jet est souvent décrit par un modèle à deux régions : anneau et jet. La contribution de la fontaine à l'écoulement dans le lit à jet conique est souvent négligeable.

Le lit à jet partage des avantages avec le lit fluidisé comme réacteur chimique ou séchoir : la mobilité des solides, la température relativement uniforme, et jusqu'à un certain point le transfert de chaleur favorable entre le lit et les surfaces. Il partage aussi des désavantages : le court-circuitage (*bypassing*) du gaz, le rétro-mélange (*backmixing*) des solides, l'emportement de particules, et l'attrition. Les lits à jet donnent des schémas d'écoulement plus reproductibles, mais ils possèdent moins de régime d'écoulement que les lits fluidisés et leur domaine d'utilisation en termes de taille moyenne de particules et de diamètre de lit sont beaucoup plus limitées (N. Epstein & Grace, 1997). Enfin, le lit à jet convient particulièrement pour le séchage de produits sensibles à la chaleur puisqu'il y a une forte agitation qui permet de travailler avec des plus hautes températures et il présente un écoulement solide naturellement intermittent.

Le lit à jet conique (*conical spouted bed*, CSB) combine les caractéristiques des lits cylindriques (capacité de traiter des particules grossières, une faible chute de pression, un mouvement cyclique) avec celles qui sont propre à sa géométrie comme la capacité d'opérer stablement sur un large domaine de débit d'air. Cela permet de travailler avec des particules de texture irrégulière, les particules fines, les particules avec une large distribution de taille, et les solides collants qui peuvent être difficile à opérer dans les autres technologies de contact gaz-solide comme la fluidisation (Altzibar et al., 2008). Les CSB ont une faible ségrégation ce qui permet de traiter des particules avec une large distribution de taille sans avoir de problème de stabilité.

L'équipe de recherche de l'Universidad del Pais Vasco de Bilbao en Espagne est très active dans la recherche concernant les lits à jet et particulièrement la variante conique (Martin Olazar, Alvarez, Aguado, & San Jose, 2003). Le groupe base une grande partie de ses mesures sur l'utilisation de sondes à fibres optiques. Ainsi ils ont étudié les conditions opératoires et géométriques pour obtenir des régimes d'écoulement stables prouvant que les corrélations développées pour les lits à jet cylindriques ne sont pas valables pour les coniques (Martin Olazar et al., 1992). Ils ont mesuré des profils de vitesse du solide dans le lit à jet conique et rapporté que la vitesse verticale du solide dans le jet pouvait avoir un ou deux ordre de grandeur de plus que la vitesse verticale du solide dans l'anneau (1 à 4 m/s dans le jet contre 0,04 à 0,2 m/s dans l'anneau dans le cas de polystyrène extrudé) (Norman Epstein & Grace, 2011). Ils ont également développé des nouvelles corrélations pour la distribution de l'air dans tout le lit conique (M. J. San Jose, Olazar, Aguayo, Arandes, & Bilbao, 1993) et cylindrique (Martin Olazar, San Jose, Izquierdo, Alvarez, & Bilbao, 2001). Ils ont étudié la circulation des particules dans le CSB (Martin Olazar, San Jose, Llamosas, Alvarez, & Bilbao, 1995; Maria J. San Jose, Olazar, Izquierdo, Alvarez, & Bilbao, 2004) et comment elle est influencée par les facteurs géométriques du contacteur et les conditions d'opération (M. Olazar, San Jose, Izquierdo, de Salazar, & Bilbao, 2001). Ils ont obtenu des corrélations pour exprimer les profils radiaux et longitudinaux de la vitesse du solide dans un CSB (Martin Olazar, San Jose, Alvarez, Morales, & Bilbao, 1998), pour exprimer la ségrégation et la chute de pression dans le lit (Martin Olazar et al., 2003) et ont également analysé l'écoulement transversal des particules de l'anneau vers le jet et ont conclu qu'il était significatif sur toute la hauteur du jet (Maria J. San Jose, Olazar, Alvarez, Izquierdo, & Bilbao, 1998). Ils ont étudié l'écoulement gazeux en CSB pour une condition expérimentale donnée à l'aide de sondes de pression statique et à par injection de traceur gazeux ( $H_2$  détecté par des détecteurs de conductivité thermique) et ont conclu à un écoulement de type piston dispersif dans tout le lit, soit dans le jet et l'anneau, et ont rapporté que le profil de vitesse du gaz dans le lit s'aplanissait en montant vers la surface du lit, tel qu'illustré sur la Figure 1-4 (M. Olazar et al., 1995). L'ordre de grandeur de cette vitesse est le même dans le jet et dans l'anneau.

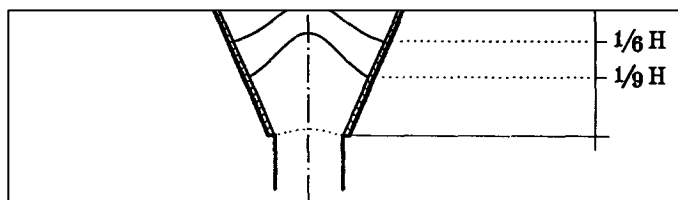


Fig. 5. Velocity profiles in the spouted bed at six levels.

#### 4.2. Study with tracers

The residence time distribution of the gas in the contactor for different radial positions was determined from a  $1-F$  curve, given the negative step function response measured for an inlet tracer injection ( $H_2$ ) carried out as a step function. The tracer concentration at the inlet and exit was measured by thermal conductivity detectors, which were obtained commercially but then adapted for this purpose. They consist of a platinum filament connected to a Wheatstone bridge. A data acquisition card reads the sensor signals and stores a response in the computer as a continuous curve.

Figure 1-4 : Profils de vitesse verticale du gaz dans un lit à jet conique à six niveaux différents (polystyrène expansé de 3,5 mm de diamètre,  $H_0 = 0,28$  m et  $U = 2,2$  m s<sup>-1</sup>) (M. Olazar et al., 1995)

Ils ont développé un modèle pour l'écoulement gazeux dans la région annulaire basé sur des tubes de courant dans lesquels un écoulement piston avec dispersion est supposé (M. Olazar et al., 1995) et ont proposé un modèle unidimensionnel pour le CSB entier (M. Olazar, Lopez, Altzibar, Barona, & Bilbao, 2009). Finalement, ils ont jeté les bases d'une simulation par mécanique des fluides numérique (*Computational fluid dynamic*, CFD) de l'opération d'un CSB avec des fines particules (Diaz et al., 2008).

Parallèlement aux travaux de ce groupe, d'autres simulations par CFD ont été réalisées en se basant sur un modèle granulaire multiphasique eulérien où la phase fluide est traitée comme un continuum pour lequel les équations de Navier-Stokes moyennées sur le temps sont résolues et où le comportement de la phase dispersée est déterminé en traquant un grand nombre de particules à travers le champ d'écoulement calculé (Duarte, Murata, & Barrozo, 2008; Duarte, Olazar, Murata, & Barrozo, 2009; Santos, Murata, & Barrozo, 2009; Z. Wang, 2006).

La forme des particules peut avoir une influence sur le comportement hydrodynamique des lits à jet et il faut le garder à l'esprit lors de l'utilisation des corrélations qui sont en général développées pour des particules sphériques (L. X. Liu & Litster, 1991).

Les résultats expérimentaux de caractérisation hydrodynamique de systèmes multiphasiques mentionnés ci-dessus ont été obtenus en grande partie à l'aide de techniques de mesure intrusives telles que l'utilisation de sondes à fibres optiques ou de sondes de pression statique, ce qui présente plusieurs limitations liées notamment à la perturbation locale de l'écoulement gaz-solide par la sonde (G. Q. Liu, Li, Zhao, & Yao, 2008). Cependant, il serait possible d'évaluer et d'améliorer les modèles et corrélations ainsi développés pour les CSB en utilisant des techniques de vélocimétrie ou de tomographie non-intrusives (Chaouki, Larachi, & Dudukovic, 1997) comme la poursuite de particules radioactives déjà utilisée pour étudier le comportement du solide dans un lit à jet cylindro-conique (Cassanello, Larachi, Legros, & Chaouki, 1999; Larachi, Grandjean, & Chaouki, 2003; Roy, Larachi, Legros, & Chaouki, 1994) et dans un lit fluidisé conique (Khanna, Pugsley, Tanfara, & Dumont, 2008), ou la mesure de distribution de temps de séjour du gaz par l'injection d'un traceur radioactif gazeux déjà appliquée pour une colonne à bulle (Hyndman & Guy, 1995) et un lit fluidisé (Foka, Chaouki, Guy, & Klvana, 1996).

Le lit à jet est souvent utilisé comme séchoir et une revue exhaustive de la littérature liée à cette application a récemment été publiée (Norman Epstein & Grace, 2011). Afin de bâtir un modèle du séchage en lit à jet qui permet de rendre compte de l'effet de changement de conditions opératoires, il est toujours nécessaire d'y incorporer un modèle de l'écoulement gaz-solide ainsi qu'un modèle du taux de séchage du produit à sécher. Les coefficients de transfert de matière externe entre le solide et l'air ( $k_e$ ) intervenant dans la plupart des modèles de séchage sont déduits de corrélations prédisant l'évolution du nombre de Sherwood (Sh) en fonction des conditions opératoires dans le séchoir (vitesse du gaz, géométrie du lit à jet, nombre d'Archimède) (Norman Epstein & Grace, 2011). Aucune corrélation n'est publiée spécifiquement pour les lits à jet coniques mais leur forme devrait être similaire à ce qui a été publié pour les lit à jet cylindro-coniques. Les corrélations les plus simples lient directement Sh au nombre de Reynolds dans le lit à jet conique (El-Naas, Rognon, Legros, & Mayer, 2000) :

$$\text{Sh} = \frac{k_e d_p}{\delta_i} = 0,00258 \text{Re}_{\text{cyl}}^{1,66} \quad (1.4)$$

où  $\delta_i$  est le coefficient de diffusion moléculaire de l'eau dans l'air et  $\text{Re}_{\text{cyl}}$  est le nombre de Reynolds défini comme

$$\text{Re} = \frac{U_{\text{cyl}} d_p \rho}{\mu} \quad (1.5)$$

où  $U_{\text{cyl}}$  est la vitesse superficielle de l'air calculée sur la base du diamètre de la partie cylindrique du lit à jet cylindro-conique.

## 1.5 Conclusion de la revue de la littérature

Le séchage thermique consomme trop d'énergie et est souvent la cause de la détérioration des produits, particulièrement dans le cas des denrées alimentaires. En effet, celles-ci sont en général très sensibles à la chaleur. Cependant, l'amélioration et le contrôle de leur séchage sont difficiles car elles démontrent un comportement de séchage complexe à cause de leur structure poreuse et de l'évolution de leur géométrie au cours de la déshydratation.

La levure est un produit alimentaire pour lequel le séchage est une étape indispensable afin de permettre une conservation supérieure à quelques jours. Étant donné qu'il s'agit d'un organisme vivant, le contrôle et l'amélioration du séchage sont délicats et requièrent une étude fine des conditions de séchage et le développement d'un procédé adapté. Puisqu'une partie du séchage est gouverné par le transport externe de l'humidité et que la dégradation de la levure semble être très sensible au taux de séchage, l'utilisation d'un contacteur gaz-solide intrinsèquement intermittent du style lit à jet conique constitue un choix approprié. En effet, le CSB permet de mettre relativement facilement en mouvement ce type de produit collant, à fournir des échanges de matière et de chaleur efficaces et d'offrir aux cellules de levure un certain répit entre chaque cycle, réduisant ainsi les risques de dégradation.

Pour maximiser la vitesse de séchage tout en minimisant la consommation énergétique, il faut adapter les modèles de séchage de levure existants pour qu'ils prennent en compte le rétrécissement matriciel, les phénomènes physiques provoquant le changement de régime de séchage, l'évolution de la température du solide et la dégradation durant le séchage. Pourtant, jusqu'ici aucune étude du rétrécissement de la levure au cours du séchage n'a été publiée, ni aucun modèle de séchage phénoménologique prédisant ces changements de régime. Par ailleurs, les modèles existants ne considèrent pas les variations de température du solide au cours du séchage alors que c'est un paramètre crucial pour la dégradation, et cette variable ne semble jamais avoir été caractérisée expérimentalement. Enfin, les modèles prédisant la dégradation de la

levure ne se basent aucunement sur les phénomènes physiques se déroulant pendant le séchage alors qu'il semble clair que cette diminution de la qualité est liée de près à comment le séchage est opéré et donc vécu par la levure.

De même, l'hydrodynamique dans le lit à jet conique doit être maîtrisée et reliée à la cinétique de séchage. Cependant, la littérature ne fournit actuellement ni les données expérimentales ni les corrélations permettant de prédire, en fonction des conditions opératoires, les valeurs des paramètres clés pour le séchage en CSB caractérisant l'écoulement gaz-solide tels que les temps de séjours moyens du solide dans le jet et l'anneau, le temps de cycle moyen du solide dans le lit, ou les vitesses moyennes du solide et du gaz dans l'anneau et le jet. Il existe un certain nombre de résultats publiés mais soit ils sont déduits indirectement à partir de mesures locales intrusives de la vitesse du solide, soit il n'y a pas de variation dans les conditions expérimentales. Il n'existe pas non plus de corrélation développée spécifiquement pour la prédiction de  $Sh$  dans le cas d'un lit à jet conique.

## **CHAPITRE 2 DÉMARCHE DE L'ENSEMBLE DU TRAVAIL DE RECHERCHE ET ORGANISATION GÉNÉRALE DU DOCUMENT INDIQUANT LA COHÉRENCE DES CHAPITRES PAR RAPPORT AUX OBJECTIFS DE LA RECHERCHE**

Dans ce chapitre, nous présentons les objectifs spécifiques de la thèse, la méthodologie ainsi que le lien avec/entre les chapitres qui suivent.

L'objectif principal de cette thèse est de contribuer à mieux comprendre et modéliser le séchage de levures en lit à jet conique en utilisant une approche multi-échelles.

### **2.1 Objectifs spécifiques**

Les objectifs spécifiques de cette thèse sont :

- caractériser expérimentalement et modéliser le séchage d'un grain de levure afin de déterminer et prévoir l'influence des propriétés du gaz entourant le grain sur la cinétique de séchage de ce grain et sur l'évolution de la qualité de ce grain en cours de séchage;
- caractériser expérimentalement l'écoulement solide dans un lit à jet conique afin de déterminer, dans le cas de billes de verre de 3 mm, quelle est l'influence des conditions opératoires sur la distribution des temps de séjour de ces billes dans les différentes zones composant ce lit
- caractériser expérimentalement l'écoulement gazeux dans un lit à jet conique afin de déterminer, dans le cas de billes de verre de 3 mm, quelle est l'influence des conditions opératoires sur la vitesse du gaz dans le jet et sur la répartition du gaz entre le jet et l'anneau;
- caractériser expérimentalement et modéliser le séchage de levure en lit à jet conique en se basant sur les résultats des trois objectifs précédents.

### **2.2 Méthodologie expérimentale**

Pour atteindre le premier objectif spécifique, le séchage d'un grain de levure isolé est étudié dans un montage de thermogravimétrie couplant la pesée du grain à son observation à l'aide d'un

microscope ou d'une caméra infrarouge, selon que l'on veut mesurer l'évolution de ses dimensions ou de sa température de surface au cours du séchage. La qualité de la levure au cours du séchage est également caractérisée par la mesure de l'activité de fermentation.

Pour atteindre le second objectif, une série d'essais de poursuite d'une particule radioactive (RPT) est menée dans un lit à jet conique disponible à Polytechnique Montréal opéré avec des billes de verre de 3 mm.

Pour atteindre le troisième objectif, une série d'essais de caractérisation de la distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique opéré avec des billes de verre de 3 mm est réalisée par l'injection d'un pulse d'argon radioactif dans la conduite d'injection de l'air dans le lit et par la mesure de la concentration de rayons gamma à la surface du lit.

Enfin, pour atteindre le quatrième objectif, des essais de séchage de levure dans le lit à jet conique sont réalisés pour différentes conditions opératoires. La température du gaz avant, dans et après le lit à jet est mesurée, ainsi que son contenu en eau à l'entrée et à la sortie du lit. Le contenu en eau, la température de surface et la qualité de la levure au cours du séchage sont également mesurés.

## **2.3 Articulation des chapitres**

Le Chapitre 3 est constitué du premier article publié dans le cadre de cette thèse et présente les résultats de la caractérisation et de la modélisation du séchage d'un grain de levure.

Le Chapitre 4 présente les résultats expérimentaux de la caractérisation de l'écoulement solide dans le lit à jet pour des billes de verre de 3 mm, les corrélations ayant été déduites par analyse dimensionnelle pour la prédiction des temps de séjour moyens dans le jet et l'anneau et du temps de cycle moyen en fonction des conditions opératoires, ainsi qu'une discussion générale sur l'écoulement solide moyen en lit à jet conique.

Le Chapitre 5 présente les résultats expérimentaux de la caractérisation de l'écoulement gazeux dans le lit à jet conique pour des billes de verre de 3 mm et les corrélations ayant été déduites pour la prédiction de la vitesse moyenne du gaz dans le jet et l'anneau, et de la répartition du gaz entre ces deux régions en fonction des conditions opératoires, ainsi qu'une discussion générale sur l'écoulement gazeux en lit à jet conique.



Le Chapitre 6 présente les résultats expérimentaux de la caractérisation du séchage de levure en lit à jet conique ainsi qu'un modèle du séchage de levure en lit à jet conique construit à partir du modèle présenté dans le Chapitre 3 pour le séchage d'un grain de levure isolé, et intégrant les résultats acquis aux chapitres 4 et 5, concernant les dynamiques des phases gazeuses et solides dans un lit à jet conique.

Le Chapitre 7 présente une discussion générale sur la validité et l'intérêt d'une telle étude multi-échelles, sur la validité d'utiliser des données d'écoulement gaz-solide obtenue pour des billes de verre de 3 mm pour prédire le comportement de la levure, et sur l'implication des résultats sur l'optimisation de l'opération d'un tel séchage en termes d'énergie consommée, de temps de séchage et de qualité de produit.

### **CHAPITRE 3     ARTICLE 1 : EXPERIMENTAL CHARACTERIZATION AND MODELING OF BAKER'S YEAST PELLETS DRYING**

Spreutels, L.; Debaste, F.; Legros, R.; Haut, B. Food Research International, v 52, n 1, p 275-287, June 2013

Abstract:

A contribution to a better understanding and modeling of the drying of a Baker's yeast rod-shaped pellet is proposed. An original experimental set up is developed allowing the characterization of the drying of a Baker's yeast pellet by using a precision balance, a microscope and an infrared camera. Using this experimental set up, the time evolution of the pellets moisture content, dimensions and surface temperature can be obtained in a large set of operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter). The evolution of the fermentative activity of the Baker's yeast during drying as a function of its moisture content can also be investigated through the measurement of its gassing power. In this study, a set of drying experiments of Baker's yeast pellets in this original set up and with a data treatment procedure is presented.

A new phenomenological model of the drying of a cylindrical Baker's yeast pellet is built on the basis of heat and mass transfer laws. It includes a description of the shrinkage of the material and it provides a link between the initial drying rate and the Baker's yeast activity at the end of the drying. The unknown parameters are identified by a comparison with experimental results. The combined use of the model and the experimental results leads to four main conclusions: three types of water exists in Baker's yeast pellets (a residual water, a water whose extraction is limited by mass transport phenomena in gas phase inside or outside the pellet, and a third type of water whose extraction is significantly slower); there is an isotropic linear shrinkage during drying which has no significant influence on the drying rate but which appears to be drying rate dependent as, at a same moisture content, a larger drying rate leads to a smaller shrinkage; the time evolution of the pellets surface temperature presents a change of regime at a moisture content of about 0.6 (d.b.); the Baker's yeast activity remains high when its moisture content is larger than 0.75 (d.b.) and the activity at the end of the drying is directly related to the initial Baker's yeast drying rate.

### 3.1 Introduction

Granular food drying is extensively operated for a large variety of products with preservation and weight reduction purposes. Final quality is a very important parameter to be controlled and maximized. Since most food products are extremely sensitive to the drying conditions, a very good understanding of the phenomena occurring during drying is needed in order to predict adequately the influence of operating conditions on the evolution of product properties such as moisture content, temperature, dimensions and quality (A. S. Mujumdar & Huang, 2007; A. S. Mujumdar & Zhonghua, 2008). This knowledge is a prerequisite to the judicious choice of a drying technology (see the recent review by Jangam (Jangam, 2011)). For instance, very heat-sensitive food products which drying is limited by mass transport at their external surfaces might be preferably dried at low temperature and high velocity (LTHV) (Kilic, 2009).

Baker's yeast is industrially dried to extend the shelf life from weeks to years. It is a living microorganism that requires deactivation while being maintained alive during the drying process, in order to enable future rehydration during usage and to keep the fermentative abilities. Baker's yeast is usually produced as cylindrical rod-shaped pellets of agglomerated cells forming a quite regular porous network. These pellets shrink about 50% (in volume) during drying (Grabowski et al., 1997).

In the last decades, several studies have been published about the modeling of Baker's yeast drying (Koni, Turker, Yuzgec, Dincer, & Kapucu, 2009; Turker et al., 2006; Yuzgec et al., 2008). Debaste *et al.* (2008) have proposed a new model based on the classical phenomenological theories of porous media drying, instead of the traditional empirical approach of the isotherm sorption used in food drying. This new model led to better and more widely applicable predictions of the moisture content evolution than the empirical ones since it is built on physical phenomena.

Nevertheless, the accuracy and prediction capacity of the models reported in the literature are limited due to at least one or more of the three following factors. First, some models do not take into account significant phenomena such as heat exchange between the pellet and the gas or shrinkage. Second, most of these models are developed based on macroscopic experimental data obtained in complex dryers such as fluidized beds. Third, those data do not usually cover a wide range of experimental conditions.

Shrinkage is often experienced during drying, especially food drying; Mayor and Sereno published a literature review of the models existing for shrinkage during drying of food stuffs (Mayor & Sereno, 2004). No models are reported for the case of the Baker's yeast. Furthermore, there is no reference in the literature about direct characterization of a Baker's yeast pellet shrinkage during drying.

Only few drying models include the product temperature time evolution. Most of the reported studies assumed a direct equilibrium between drying air and product, which may be not correct. To our knowledge, there is no report of experimental characterization of product temperature evolution during drying.

Finally, quality of Baker's yeast drying has been studied by different groups (Alpas et al., 1996; Bayrock & Ingledew, 1997a, 1997b; Fujii et al., 2011; Grabowski et al., 1997; X. D. Liu, 1999; Mille et al., 2005; Simonin et al., 2007; Yuzgec et al., 2008), but what really happens during drying remains unclear. Most of the models considered a first order degradation kinetics depending on the temperature and moisture content. The drying history of the product is not taken into account, even though it has been shown to have a great influence (Bayrock & Ingledew, 1997a; Fu & Chen, 2011; Mille et al., 2005).

There is a need for experimental results in controlled and various conditions to better understand and model the phenomena during continuous drying of Baker's yeast.

The general objective of this work is to contribute to a better understanding and modeling of Baker's yeast drying. For this purpose, an original experimental set up, using a microscope and an infrared camera, is developed. It allows the continuous measurement of mass, dimensions, surface temperature and quality factors of Baker's yeast pellet in various and controlled conditions. Data collected from this set up are processed and analyzed in order to build an original model of the Baker's yeast pellets drying, including the time evolution of their moisture content, dimensions and temperature. This model and the experimental data are used to highlight the significant physical phenomena occurring during the process and to determine how they are affected by operating conditions. A model is also proposed in order to predict the activity of the Baker's yeast at the end of the drying.

## 3.2 Materials and methods

### 3.2.1 Experimental setup

The experimental set up is presented schematically in Figure 3-1. A holder (mainly composed of a plastic plate painted black), on which Baker's yeast pellets are spread, is placed inside a pipe where air is blown. The pipe has a square cross-section of  $110.25 \text{ cm}^2$ . Velocity and temperature of this airflow are measured and controlled using a rotameter and a heating element regulated using a Pt 100 resistor placed in the flow just before the holder. The moisture content of the air is measured ahead of the holder using a hygrometer probe (Testo 445 from Testo S.A., Ternat, Belgium).

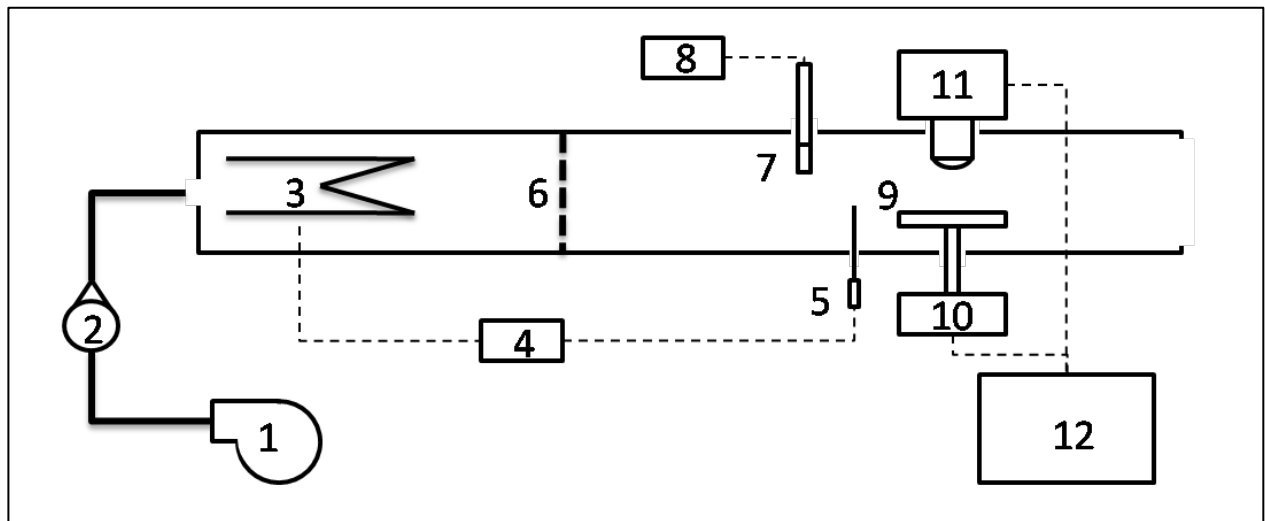


Figure 3-1 : Experimental set up: (1) blower; (2) rotameter; (3) heating device; (4) heating regulator; (5) control thermocouple; (6) gas diffuser; (7) hygrometer probe; (8) hygrometer acquisition; (9) sample holder; (10) weighting device; (11) imaging device (stereomicroscope or infrared camera); (12) acquisition computer

The Baker's yeast pellets spread on the holder are continuously weighted with a precision balance (0.01 g) Sartorius CPA22025 (S.A. Sartorius Mechatronics, Vilvoorde, Belgium) and can be observed with a stereomicroscope Olympus SZX16 (Olympus Belgium N.V., Aartselaar, Belgium) coupled to a digital camera or with an infrared camera Xenics Gobi 384 (Xenics N.V., Leuven, Belgium), both being linked to a computer. The images acquired with the cameras may

be post-treated in order to obtain the time evolution of the dimensions and of the surface temperature of the Baker's yeast pellets during drying.

## **3.2.2 Experimental procedure**

### **3.2.2.1 Yeast preparation**

The drying experiments were carried out with Baker's yeast pellets of varying diameter and of about 3 cm length. Those were produced with a common kitchen hand extruder from fresh Bruggeman blocks (Algist Bruggeman N.V., Gand, Belgium) purchased on the local market.

Before each experiment, a sample of pellets obtained from the same block is placed for 24h at 105°C in an oven for desiccation. This sample is weighted before and after desiccation in order to determine the initial moisture content of the pellets. The initial moisture content is approximately 2.3 on a dry basis (d.b.).

### **3.2.2.2 Gassing power**

The activity of Baker's yeast pellets is measured by a gassing power test. A certain amount of Baker's yeast (0.5 g for fresh yeast, 0.3 g for dried yeast) is mixed in a 125 mL Erlenmeyer with 15 mL of saline solution (32g of NaCl per liter of distilled water). The solution is agitated during 1 minute in order to fully disperse the Baker's yeast cells. Then, 10 g of white wheat flour and 0.6 g of crystallized sugar are added to the solution and mixed during 1 minute in order to obtain bread dough. The Erlenmeyer is closed with a rubber cap and sealed with a paraffin film. The Erlenmeyer is put in a thermostatic bath at 30°C. A one meter tube is then connected to the Erlenmeyer through a rod crossing the rubber cap. The tube is ended by a valve and a rod. The valve is opened after 1 minute 30 seconds following the end of mixing and the end of the rod is then placed under a 100 mL tube full of water put upside-down in a water bath. The volume of gas produced during one hour is measured. Each test is done three times.

### **3.2.2.3 Drying experiments and data acquisition**

Each drying experiment consists of the following successive steps:

1. Chamber heating: the airflow and the heater are switched on before placing the Baker's yeast pellets in order to get steady-state conditions in the dryer. The blower and the heater are switched off while placing the Baker's yeast pellets in the chamber.
2. Pellets preparation and positioning: the fresh Baker's yeast is extruded and about 2.5-4.0 g (15-30 pellets) is placed on the holder taking care to separate the pellets from each other.
3. When using the stereomicroscope: a random pellet on the holder is isolated in the stereomicroscope observation window and adjusted to cross the observation window from side to side. The focus is adjusted to clearly see the pellet lateral borders. The exposure is set to obtain an adequate balance between contrast, luminosity and resolution.

When using the infrared camera: the pellets are placed on the sample-holder in order to have at least five pellets crossing the observation window.

4. Start of the convective flux with the desired velocity and temperature.
5. Simultaneous start of the image recording and the pellets weighting.
6. End of the measurements, shut down heating resistance and airflow, remove pellets.

The experiments last between 60 to 180 minutes, depending on the operating conditions. The experiments are ended when the Baker's yeast pellets on the holder reach a constant mass, as measured by the precision balance.

For all the drying experiments, the weight of the Baker's yeast pellets spread on the holder is recorded each 30 seconds. When the time evolution of the pellet diameter or surface temperature is studied, the microscope or the infrared camera is used to record images at fixed intervals (0.5-1 image per minute for the microscope, 1 image per second for the IR camera).

When using the stereomicroscope, images are recorded in RGB multichannel mode and are saved in TIFF format without compression with a 2080 x 1544 resolution. The sampling time is 1 or 2 minutes, depending on the operating conditions. Calibration of the observation field is done with a micrometric Olympus plate (Olympus Belgium N.V., Aartselaar, Belgium) graduated to the hundredth of millimeter.

When using the infrared camera, the calibration was done between  $-20^{\circ}\text{C}$  and  $+120^{\circ}\text{C}$ . The emissivity of the Baker's yeast pellets is considered as constant and equal to 1.

When the evolution of the Baker's yeast activity as a function of the moisture content is studied, a drying experiment leads to the evaluation of this activity at a desired moisture content, for given operating conditions. The drying experiment is stopped when this moisture content is reached. One part of the pellets is used to accurately measure its dry weight by desiccation during 24 hours in an oven at  $105^{\circ}\text{C}$ . The rest of the pellets is used for the gassing power test described previously.

### 3.2.3 Data treatment

#### 3.2.3.1 Moisture content

The time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets spread on the holder is derived from the measurement of their weight.

For each experiment, the dry mass of the Baker's yeast pellets spread on the holder ( $M_s$ ) can be calculated from their initial mass ( $M_0$ ) and their initial moisture content ( $X_0$ ) (d.b.) obtained by desiccation during 24h in an oven at  $105^{\circ}\text{C}$ :

$$M_s = \frac{M_0}{1 + X_0} \quad (3.1)$$

The moisture content ( $X$ ) (d.b.) of the Baker's yeast pellets spread on the holder can then be obtained, at any time, from the measurement of their mass ( $M$ ) at this time:

$$X = \frac{M}{M_s} - 1 \quad (3.2)$$

#### 3.2.3.2 Diameter

The time evolution of the diameter of the observed Baker's yeast pellet on the holder is derived from the images acquired with the stereomicroscope. The treatment has been described in details elsewhere (Spreutels et al., 2010) and only a summary is presented here. It is divided in six successive steps, schematically illustrated in Figure 3-2:



1. RGB image decomposition in three monochannel images;
2. channel and threshold level selection;
3. threshold application to obtain a binary image;
4. removal of noise consisting of stains due to undesired reflections or micro-samples present in the observation field. These cause errors in the next steps of the treatment and must be removed. This step is performed by scanning the image and suppressing every object smaller than a certain limit size, which is chosen approximately as half of the expected diameter of the studied pellet;
5. pellet edges detection;
6. pellet mean diameter determination.

### **3.2.3.3 Surface temperature**

The time evolution of the surface temperature of the Baker's yeast pellets spread on the holder is extracted from the infrared images using the software Xeneth v2.2.0.240- radiometry (Xenics N.V., Leuven, Belgium). On each image, the zones corresponding to the Baker's yeast pellets are detected and the surface temperature is then defined as the maximum temperature recorded in these zones.

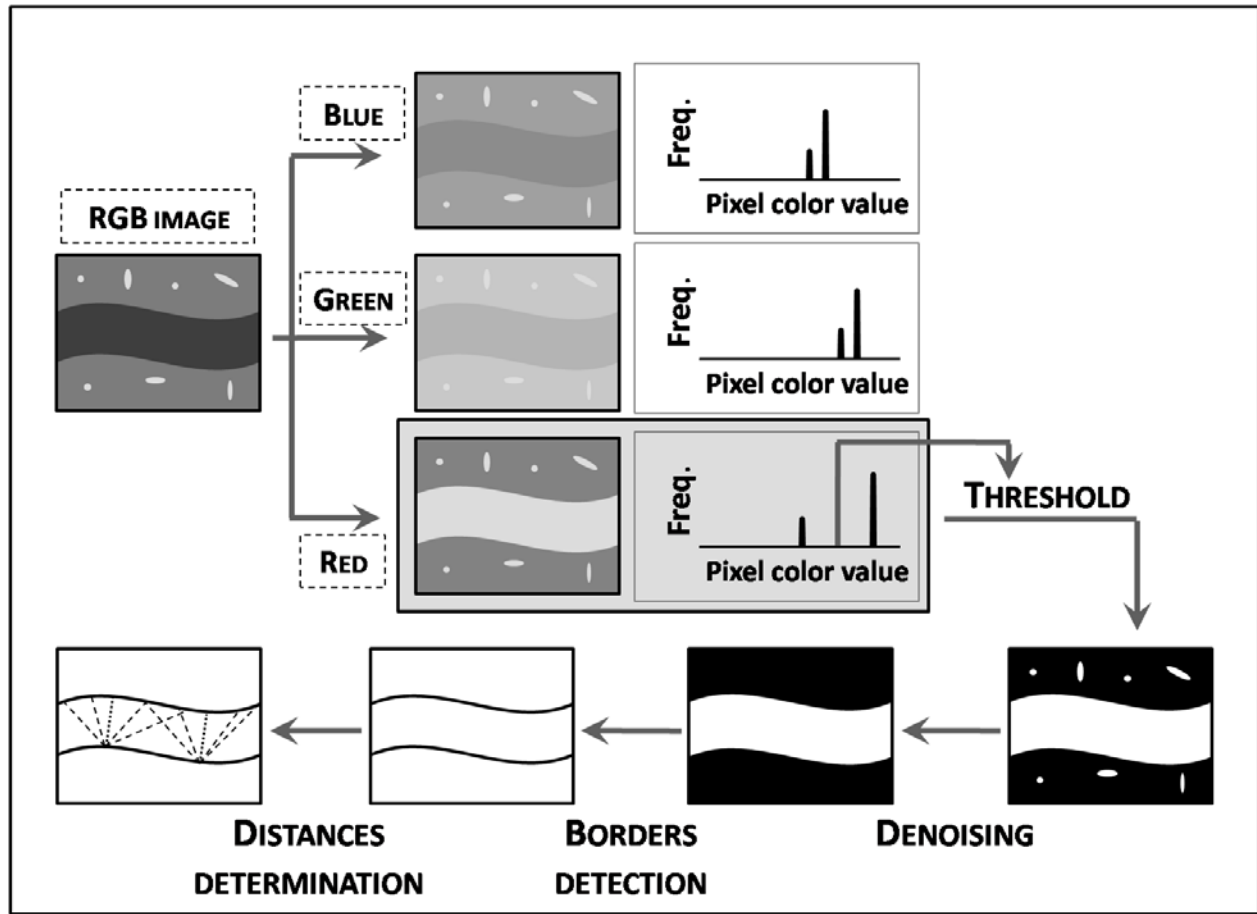


Figure 3-2 : Step sequence of stereomicroscope image treatment procedure consisting on: monochannel decomposition, threshold application, noise removal, pellet borders detection, distances determination

### 3.2.3.4 Activity

The gassing power of a sample of Baker's yeast ( $G$ ) is defined as the volume of gas produced during 60 minutes ( $v$ ) normalized by the dried mass of the sample ( $M_s^*$ ):

$$G = \frac{v}{M_s^*} \quad (3.3)$$

The activity of a sample of Baker's yeast ( $Q$ ) is defined as the ratio of the gassing power of the sample to the gassing power of a fresh sample of Baker's yeast ( $G^*$ ) expressed in percent:

$$Q = \frac{G}{G^*} \times 100 \% \quad (3.4)$$

Table 3-1 : Experimental plan with three parameters (air velocity, air temperature and initial pellet diameter) and three different types of measurement (microscope, IR camera and quality test)

Air velocity $u$ (m/s)		0.13		0.25		0.38		0.5		0.58		0.63	
Air temperature $T_g$ (°C)	30		•	•	•		•		◇	•#	•		•
	40	#			◇		◇	◇	◇	#	•	◇	
	50			•				◇	◇	•	•		
	60								◇	#	•		
Initial fiber diameter $D_o$ (mm)		1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
• = Microscope      ◇ = IR camera      # = Quality test													

### 3.2.4 Experimental plan

Over 20 drying experiments are carried out in order to study the effect of three operating parameters (air velocity, air temperature and initial diameter of the Baker's yeast pellets) on the time evolution of the moisture content, the pellet dimensions, the surface temperature and the quality of Baker's yeast during continuous drying. The range investigated for each parameter and the experimental plan are presented in Tableau 3-1. The air velocity, expressed as normal velocity at 20°C and 1 atm in the dryer, is between 0.13 and 0.63 m/s, providing the widest possible range, with the lower limit imposed by the rotameter and the upper limit selected as the entrainment velocity of the pellets from the holder. The inlet air temperature is between 30 and 60°C. It leads to a maximum pellet surface temperatures around 40°C; this temperature is the maximum temperature over which Baker's yeast degradation begins to significantly increase (Bayrock & Ingledew, 1997a). The initial diameter of the pellets is 1 mm or 2 mm, which are close to the dimensions of the industrially dried Baker's yeast. In Tableau 3-1, it is also presented whether the microscope (•) or the IR camera (◇) is used. It is also mentioned for which operating conditions the quality of Baker's yeast was investigated (#).

### 3.3 Experimental results

#### 3.3.1 Moisture content and drying rate

The time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets spread on the holder and the evolution of their drying rate with respect to their moisture content for different operating conditions are presented in Figure 3-3 and in Figure 3-4. The drying rate ( $J$ ) is defined as the time derivative of the moisture content smoothed by a local regression using weighted linear least squares and a 2nd degree polynomial model.

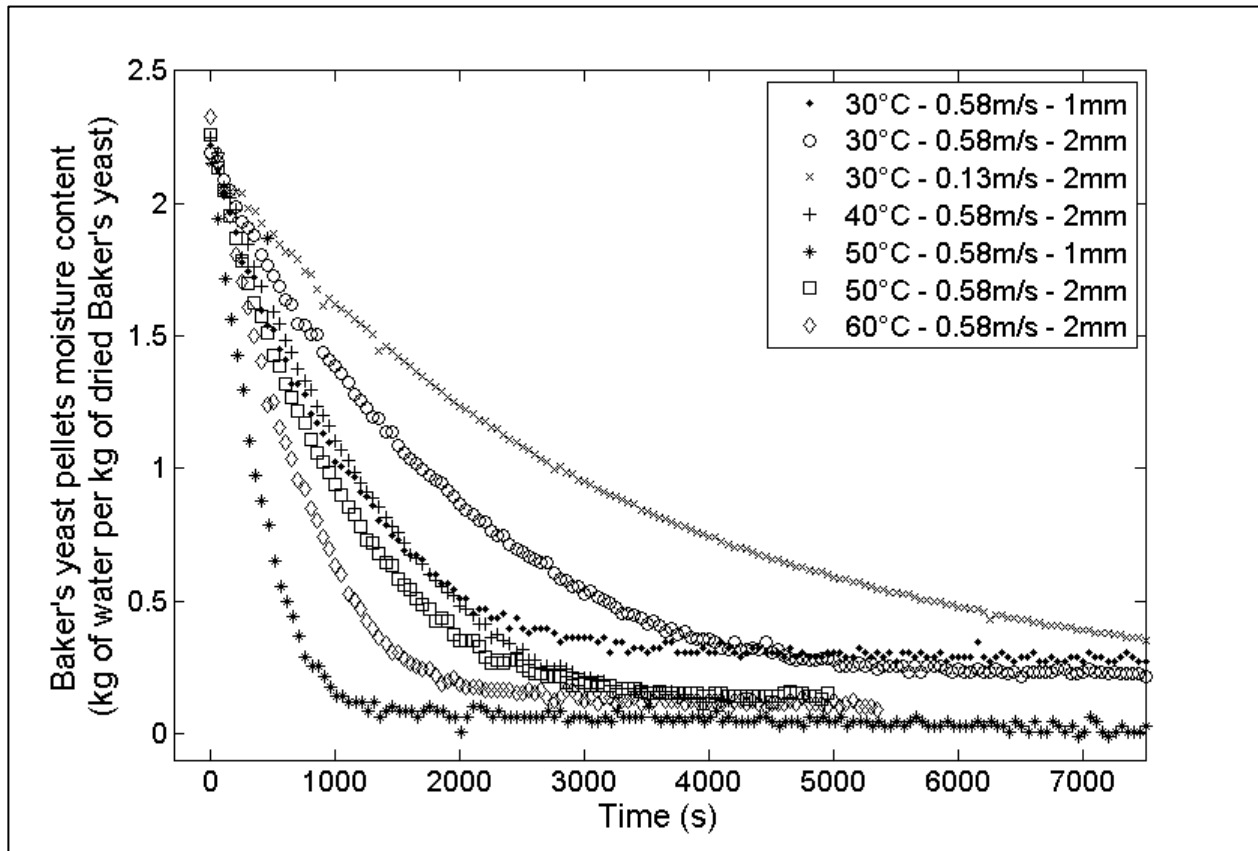


Figure 3-3 : Time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter)

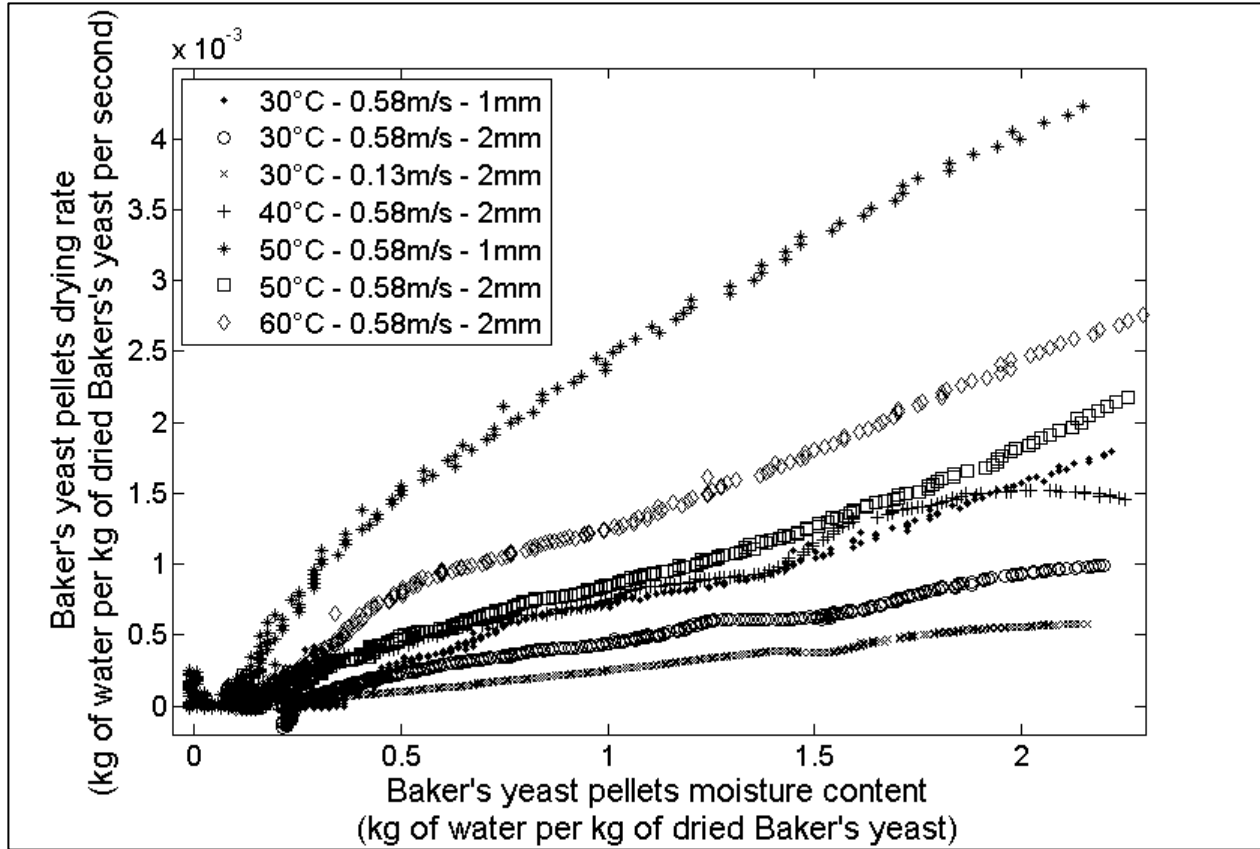


Figure 3-4 : Evolution of the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter)

In Figure 3-3 and in Figure 3-4, it can be observed that the influence of the operating conditions (air temperature and velocity, pellet diameter) on the drying rate is totally coherent with what would be expected.

In Figure 3-3 and in Figure 3-4, it can also be observed that  $J$  has its maximal value at time  $t = 0$ . Therefore, the usual initial transitory phase of drying where there is a steep rise of the drying rate from zero to its maximal value cannot be observed on the experimental data, as the duration of this phase is probably extremely short. The analysis of Figure 3-3 and Figure 3-4 also demonstrates that there is a strong influence of the air velocity on  $J$  at time  $t = 0$  and that there is a varying residual moisture content ( $X_r$ ) at the end of the drying.

### 3.3.2 Surface temperature

In order to compare the different experiments, a normalized Baker's yeast pellets surface temperature ( $T_{\text{norm}}$ ) is defined:

$$T_{\text{norm}} = \left( \frac{T_s - T_{s,0}}{T_g - T_{s,0}} \right) \quad (3.5)$$

where  $T_s$ ,  $T_{s,0}$  and  $T_g$  are the pellets surface temperature, the initial pellets surface temperature and the gas temperature, respectively.

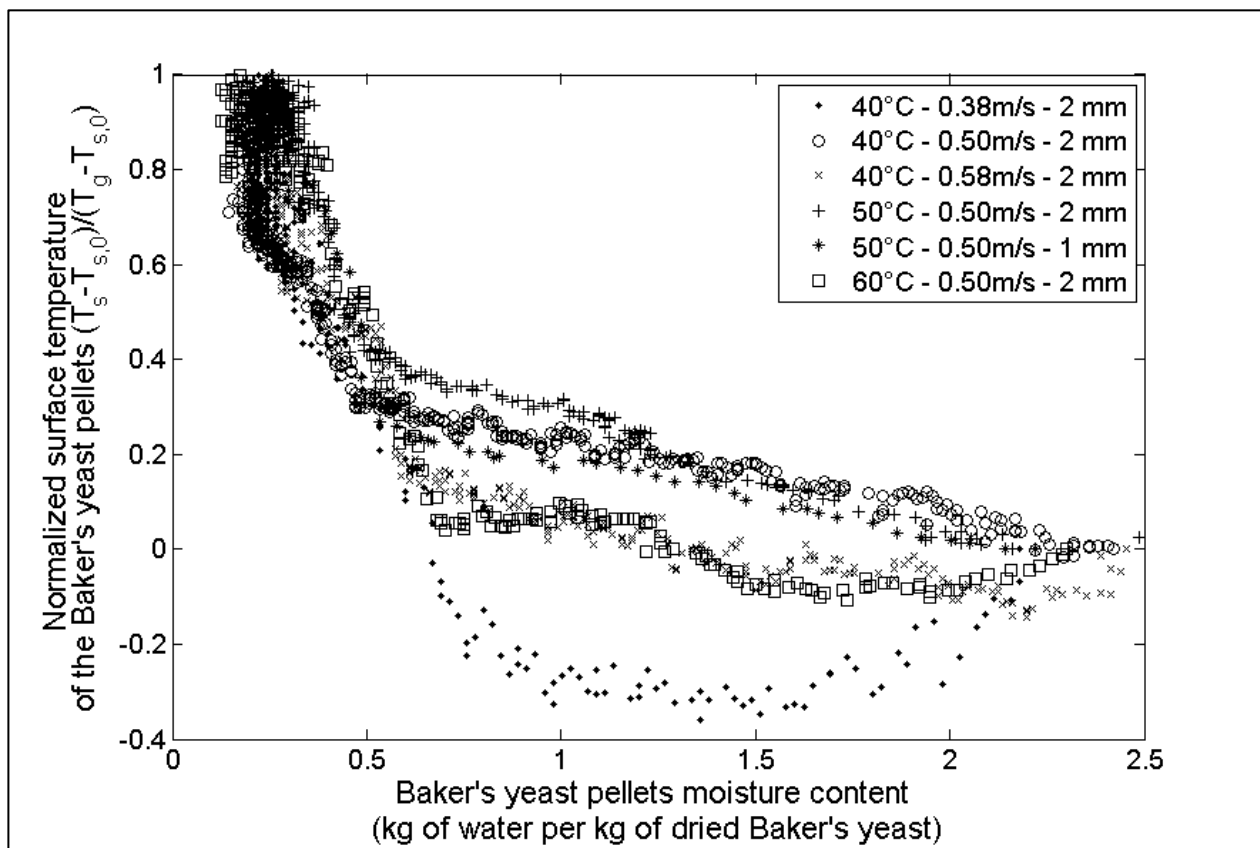


Figure 3-5 : Evolution of the normalized surface temperature of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter)

The evolution of the normalized Baker's yeast pellets surface temperature for the different operating conditions with respect to their moisture contents is presented in Figure 3-5. On this figure, it can be observed that the Baker's yeast pellets surface temperature is not constant during

the drying and that the heating rate of the Baker's yeast pellets exhibits an abrupt change of regime when their moisture content becomes smaller than approximately 0.5-0.7 (d.b.).

It seems that the pellets surface temperature is sensitive to the ratio of the heat consumed for the evaporation of the water removed from the pellets to the heat transferred from the air to the pellet (first curve in Figure 3-5).

Considering the results presented in Figure 3-5, it is clear that there are at least two different types of water that are removed by two different mechanisms. Indeed, the abrupt change of the pellets heating rate can only be linked to an abrupt change in the drying rate.

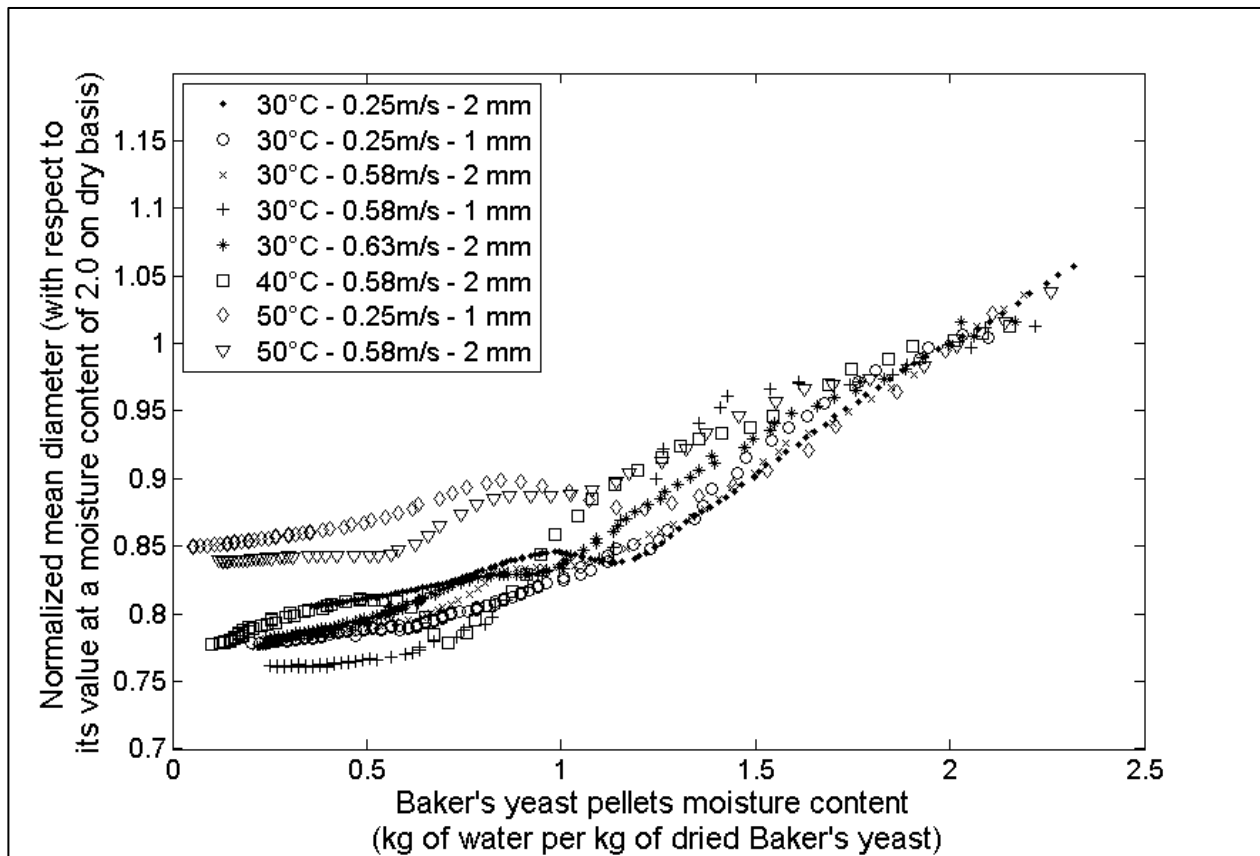


Figure 3-6 : Evolution of the normalized diameter of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity, initial pellet diameter)

### 3.3.3 Pellet diameter

For each drying experiment, the measurements of the observed Baker's yeast pellet mean diameter are normalized with respect to the mean diameter value at a moisture content of 2.0 (d.b.) in order to allow the comparison between the different experiments.

The evolution of the normalized mean diameter with respect to the pellet moisture content is presented in Figure 3-6 for the different experiments. It seems that the diameter of the observed pellet shrinks roughly linearly to about 75 % of the initial diameter during drying no matter the conditions except for those leading to the highest drying rates. Measurements of the length of the observed pellet before and after drying show that the shrinkage of the length is also close to 75 % and therefore it can be considered that the shrinkage is isotropic.

The fluctuations present on some of the curves in Figure 3-6 can be attributed to the movement of the observed pellet in the observation window. Most of the time, the observed pellet twists as it shrinks, leading to perturbation in the measurement of its diameter.

### 3.3.4 Activity

The activity of Baker's yeast pellets dried under four different operating conditions is presented in Figure 3-7 as a function of their moisture content (d.b.).

The activity is reduced by 25 to 80 % during drying, depending on the operating conditions. In the conditions leading to the highest drying rates, it appears that the final activity of the Baker's yeast pellets is the lowest. Furthermore, the activity of the Baker's yeast pellets seems to remain constant and equal to 100 % when the moisture contents is kept over 0.5 to 0.9 (d.b.).

The final activity of Baker's yeast pellets with a moisture content of around 0.1 (d.b.) with respect to their initial drying rate is presented for four different operating conditions in Figure 3-8. The initial drying rate relates to the highest drying intensity experienced by the yeast pellets, which results from the combined effect of air velocity and temperature.



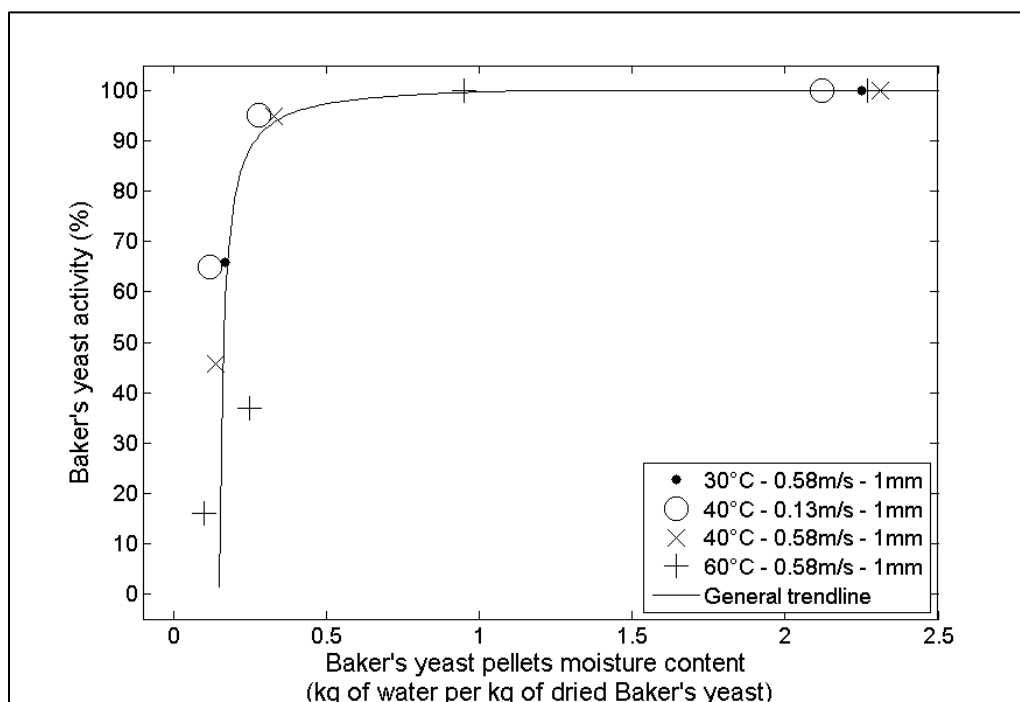


Figure 3-7 : Activity of the Baker's yeast pellets as a function of their moisture content (d.b.) for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter)

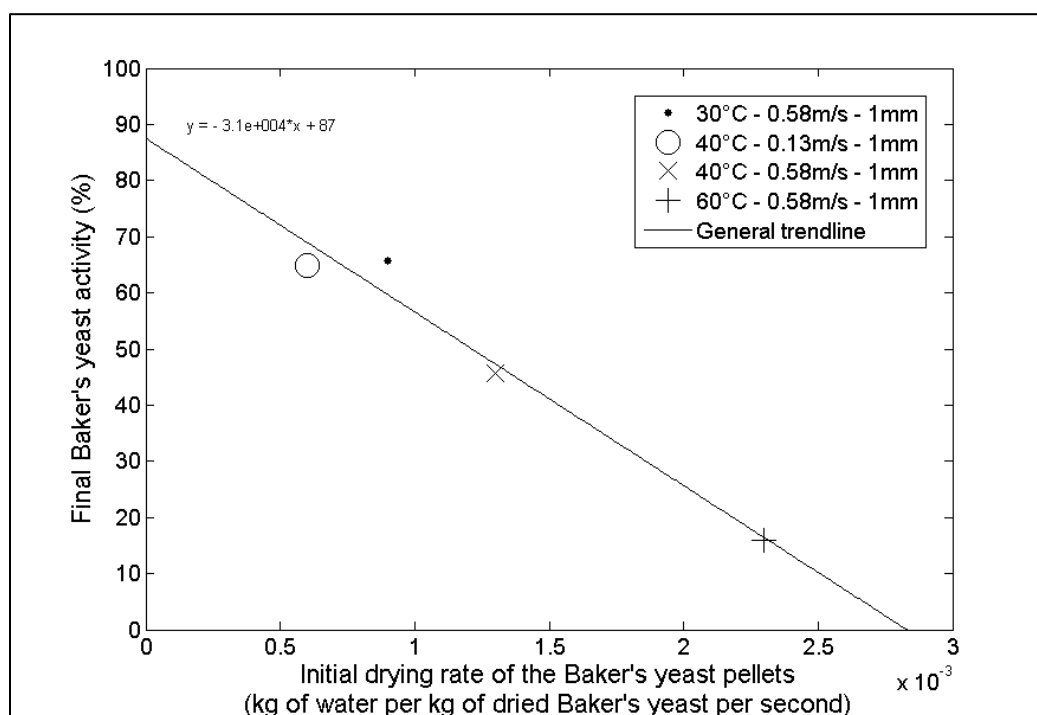


Figure 3-8 : Final activity of the Baker's yeast pellets as a function of the initial drying rate for the different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter)

It appears from Figure 3-8 that the final activity of Baker's yeast is directly related to the initial drying rate. When the initial drying rate increases, the final activity decreases. Moreover, this relationship seems to be linear.

### 3.4 Modeling

Information revealed from the experimental results analysis is used to develop a new phenomenological model for the drying of a cylindrical Baker's yeast pellet. The model is presented in this section. It is based on the experimental results and has a limited number of assumptions that are discussed. The model takes the shrinkage and the surface temperature evolution of the pellet into account. A model predicting the final activity of Baker's yeast is also presented.

Table 3-2 : Characteristic times involved in the drying of a Baker's yeast cylindrical pellet

Characteristic time	Notation	Order of magnitude
Drying time	$t_{dr}$	$t_{dr} \approx 3600 \text{ s}$
Contact time between the airflow and the pellet	$t_c$	$t_c \cong \frac{2R}{u} \approx 0.001 \text{ s}$
Water vapor diffusion time inside the pellet	$t_{md}$	$t_{md} \cong \frac{R^2}{\delta_i} \approx 0.01 \text{ s}$
Heat diffusion time inside the pellet	$t_{hd}$	$t_{hd} \cong \frac{R^2}{K_{wl}} \approx 2 \text{ s}$
Heating time for a pellet in the airflow	$t_h$	$t_h \cong \frac{(1+X)c_{p,wl}}{ah} \approx 30 \text{ s}$

#### 3.4.1 Assumptions

Some characteristic times of the drying experiments are first defined (Tableau 3-2). They are evaluated considering typical values for the following parameters: a drying time of about 3600 s, a pellet radius  $R$  of 0.5 mm, a diffusion coefficient for water in air  $\delta_i$  of  $2.5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ , an air velocity around the pellet  $u$  of 1 m/s, a liquid water thermal diffusivity  $K_{wl}$  of  $1.25 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ , an

intermediate moisture content for the pellet  $X$  of 1.5 (d.b.), a heat transfer coefficient between the gas and the pellet  $h$  of 30 W/m<sup>2</sup>.K, a specific area of pellet  $a$  of 10 m<sup>2</sup>/kg of dry solid, a liquid water density  $\rho_{wl}$  of 1000 kg/m<sup>3</sup> and a liquid water heat capacity  $c_{p,wl}$  of 4185 J/kg.K. These values are either literature data, obtained from the analysis of the experimental results, or given by the operating conditions of the experiments, as detailed in Tableau 3-3.

Combining the comparison of these times and the experimental observations, the following hypotheses are proposed.

- a) As observed previously, Figure 3-3, Figure 3-4 and Figure 3-5, it can be assumed that a Baker's yeast pellet contains three types of water: type E, type D and residual water. The residual water is the water that cannot be extracted from the pellet during drying. The amount of residual water depends on the drying conditions, as shown in Figure 3-3.

The water of type E is defined as the water whose extraction from the Baker's yeast pellet is limited by mass transport phenomena in gas phase (inside or outside the pellet). The presence of such a type of water is shown on both Figure 3-4 and Figure 3-5. Indeed, it can be observed on these figures that there is a strong influence of the air velocity on the drying rate at the time  $t = 0$ . Since the drying rate is maximum at the time  $t = 0$  and decreases monotonically, it is considered that the removal of the water of type E results from the combination in series of two transport phenomena: diffusion-convection inside the boundary layer in the gas phase around the pellet; and water vapor diffusion inside the porous dried part of the pellet from the evaporation surfaces to the external surface of the pellet. This latest diffusion is modeled assuming the existence of a cylindrical "shrinking humid core", where all the water of type E is concentrated. The evaporated water of type E is transported from the surface of this "humid core" to the external surface of the pellet through a dry shell with homogeneous and constant porosity and tortuosity. This transport is assumed to occur only in the radial direction since the length of the pellet is far bigger than its radius. The mass transports outside and inside the pellet are in a quasi-steady-state since  $t_{md}$  and  $t_c$  are far smaller than  $t_{dr}$ .

The water of type D is the water that is neither water of type E nor residual and its removal is limited by phenomena that are different and slower than those controlling the removal of the water of type E, as shown in Figure 3-4 and Figure 3-5.

- b) Since the radius of the pores is around  $10\text{ }\mu\text{m}$ , a capillary effect on the vapor saturation pressure in the pores of the pellet may be neglected.
- c) Since  $t_c$  is far smaller than  $t_{dr}$ , quasi steady-state for heat transfer in the gas phase around the pellet is assumed.
- d) Since  $t_{hd}$  is far smaller than  $t_{dr}$ , it can be assumed that the temperature inside the pellet is homogeneous.
- e) Since  $t_{dr}$  and  $t_h$  are of the same order of magnitude, it can be assumed that the heating of a pellet last the entire drying period, and that the pellet surface temperature is not constant and not equal to the air temperature.
- f) As shown in Figure 3-6, the shrinkage of the pellets is linear with respect to the pellet moisture content and isotropic.
- g) As shown in Figure 3-8, the activity of the Baker's yeast at the end of the drying, around moisture content of 0.1 (d.b.), is linear with respect to the initial drying rate of the Baker's yeast.

Based on these hypotheses, the following equations may be written to describe the drying of the Baker's yeast pellets spread on the holder during a drying experiment and to predict the activity of Baker's yeast at the end of the drying.

### 3.4.2 Model equations

#### 3.4.2.1 Shrinkage model

Based on the experimental results, the diameter and the length of a Baker's yeast pellet are considered as linear functions of the pellet water content. The diameter ( $D$ ) and length ( $L$ ) of the pellet at time  $t$  are expressed considering isotropic shrinkage as a function of its initial diameter ( $D_0$ ) and length ( $L_0$ ), initial moisture content on a dry basis ( $X_0$ ), and moisture content on a dry basis at a time  $t$  ( $X$ ):

$$\frac{D}{D_0} = \frac{L}{L_0} = \left(1 - \kappa \frac{X_0 - X}{X_0}\right) \quad (3.6)$$

where  $\kappa$  is called the shrinkage coefficient.

The specific surface of a Baker's yeast pellet ( $a$ ) is defined as the ratio of the pellet lateral external surface to its dry mass. Expressing a cylindrical pellet lateral surface in function of  $D$  and  $L$ , and expressing its dried mass in function of the pellet density ( $\rho_{wl}$ ), assumed to be equal to the liquid water density, its porosity ( $\varepsilon$ ) and its initial volume ( $V_0$ ), considering that, initially, the pellet pore network is full of water,  $a$  is:

$$a = \frac{\pi DL}{\rho_{wl}(1 - \varepsilon)V_0} = \frac{4 \left(1 - \kappa \frac{X_0 - X}{X_0}\right)^2}{D_0 \rho_{wl}(1 - \varepsilon)} \quad (3.7)$$

### 3.4.2.2 Mass exchange between a pellet and the airflow

$X$  is the sum of the water of type E content on a dry basis ( $X_e$ ), the water of type D content on a dry basis ( $X_d$ ) and the residual water content on a dry basis ( $X_r$ ). The following mass balances can be expressed for  $X$ ,  $X_e$ ,  $X_d$ , and  $X_r$ :

$$X = X_e + X_d + X_r \quad (3.8)$$

$$\frac{dX_e}{dt} = -J_e \quad (3.9)$$

$$\frac{dX_d}{dt} = -J_d \quad (3.10)$$

$$\frac{dX_r}{dt} = 0 \quad (3.11)$$

where  $J_e$  and  $J_d$  are the evaporation rates of the water of type E and the water of type D of the pellet, respectively.

#### 3.4.2.2.1 Water of type E

$J_e$  can be expressed considering two transport phenomena in series: vapor diffusion through the dry zone of the pellet (characterized by an internal mass transfer coefficient  $k_i$ ) and vapor diffusion-convection through the boundary layer around the pellet (characterized by an external mass transfer coefficient  $k_e$ ):

$$J_e = aM_w \frac{1}{\frac{1}{k_e} + \frac{1}{k_i}} (C_{\text{sat}} - C_{\infty}) \quad (3.12)$$

where  $M_w$  is the molecular weight of water,  $C_{\text{sat}}$  is the saturation concentration of water in the air at the temperature  $T$  of the pellet and  $C_{\infty}$  is the water vapor concentration in the air far from the pellet (see Figure 3-9). Considering the ideal gas assumption, these concentrations can be expressed as follows:

$$C_{\infty} = \frac{P_{\text{tot}}}{R_g T} \frac{Y}{\frac{M_a}{M_w} + Y} \quad (3.13)$$

$$C_{\text{sat}} = \frac{P_{\text{sat}}}{R_g T} \quad (3.14)$$

where  $P_{\text{tot}}$  is the total pressure in the dryer,  $R_g$  is the universal gas constant,  $Y$  is the air moisture content (d.b.),  $M_a$  is the molecular weight of air and  $P_{\text{sat}}$  is the water saturation pressure expressed as a function of  $T$  with the Clausius-Clapeyron law:

$$P_{\text{sat}} = P_{\text{sat}}^{\text{ref}} \exp \left( -\frac{L_k M_w}{R_g} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{\text{ref}}} \right) \right) \quad (3.15)$$

where  $P_{\text{sat}}^{\text{ref}}$  is the vapor saturation pressure at a reference temperature  $T_{\text{ref}}$  and  $L_k$  is the latent heat of vaporization of water expressed per unit of mass.

The external mass transfer coefficient ( $k_e$ ) can be expressed from a correlation giving the Sherwood number (Sh) for fluid flow around a cylinder (Lienhard, 2003). This correlation is modified to take into account the fact that not the entire external surface of the pellet is exposed to the flow since the pellets are on a plate. This is expressed by an adjustable parameter  $c_1$ :

$$\text{Sh} = \frac{k_e D}{\delta_i} = c_1 (2 + 0.6 \text{Re}^{1/2} \text{Sc}^{1/3}) \quad (3.16)$$

where Re and Sc are the Reynolds and Schmidt numbers of the flow around the pellet, defined as:

$$Sc = \frac{\nu}{\delta_i} \quad (3.17)$$

$$Re = \frac{uD}{\nu} \quad (3.18)$$

where  $\nu$  is the kinematic viscosity of the air,  $\delta_i$  is the diffusion coefficient of water in air and  $u$  the air velocity in the dryer.

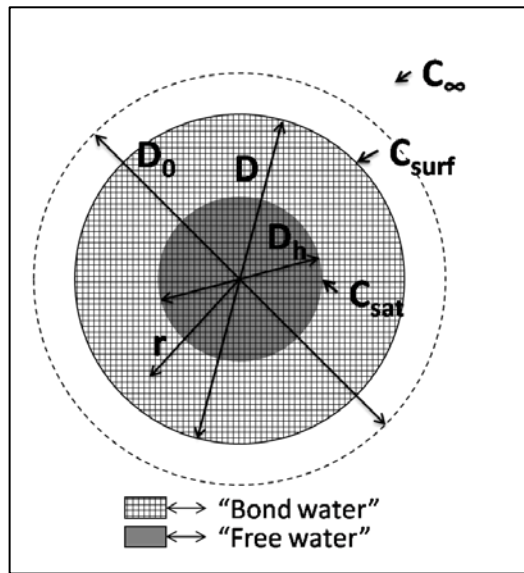


Figure 3-9 : Notation for the drying model of a shrinking cylindrical Baker's yeast pellet

$k_i$  can be expressed from a mass balance for the water vapor inside the dried zone of the cylindrical pellet. Under a quasi-steady-state assumption, this balance equation can be written:

$$\frac{d}{dt} \left( r \frac{dC}{dr} \right) = 0 \quad (3.19)$$

where  $r$  is the distance from the center of the pellet and  $C$  is the vapor concentration in the dry porous shell (Figure 3-9). Considering that all the water of type E is concentrated in a humid shrinking core of diameter  $D_h$  surrounded by a dry porous shell, the following boundary conditions can be written:

$$C|_{r=\frac{D_h}{2}} = C_{sat} \quad (3.20)$$

$$C|_{r=\frac{D}{2}} = C_{\text{surf}} \quad (3.21)$$

where  $D_h$  is the diameter of the humid core and  $C_{\text{surf}}$  is the water vapor concentration in the air in contact with the external surface of the pellet (Figure 3-9).

$j$ , the mass flux of vapor leaving the pellet, per unit of area of the pellet external surface, can be expressed as (Bird, Stewart, & Lightfoot, 2007):

$$j = -\frac{\varepsilon\delta_i}{\tau} \frac{dC}{dr} \Big|_{r=D_h/2} \quad (3.22)$$

where  $\tau$  is the tortuosity of the dry porous shell.

Integrating equation (19) with the boundary conditions (20) and (21) leads to the following equation:

$$\begin{aligned} -\frac{\varepsilon\delta_i}{\tau} \frac{dC}{dr} \Big|_{r=D/2} &= \frac{\varepsilon\delta_i}{\tau} \frac{2}{D} \frac{1}{\ln\left(\frac{D}{D_h}\right)} (C_{\text{sat}}|_T - C_{\text{surf}}) \\ &= k_i (C_{\text{sat}}|_T - C_{\text{surf}}) \end{aligned} \quad (3.23)$$

Therefore,  $k_i$  is given by:

$$k_i = \frac{\varepsilon\delta_i}{\tau} \frac{2}{D} \frac{1}{\ln\left(\frac{D}{D_h}\right)} \quad (3.24)$$

Since all the water of type E is assumed to be concentrated in the humid core, it can be considered that there is a direct proportionality between the volume of the humid core and the water of type E content. This proportionality relation can be expressed at the time  $t = 0$  and at a time  $t$ :

$$L_0 D_0^2 = \alpha X_{e0} \quad (3.25)$$

$$L D_h^2 = \alpha X_e \quad (3.26)$$



where  $X_{e0}$  is the initial water of type E content and  $\alpha$  is a proportionality coefficient. Dividing the equation (26) by equation (25) and rearranging using equation (6) leads to the expression of  $D_h$ :

$$D_h = D_0 \left[ \frac{X_e}{X_{e0}} \left( 1 - \kappa \frac{X_0 - X}{X_0} \right)^{-1} \right]^{1/2} \quad (3.27)$$

#### 3.4.2.2.2 Water of type D

It is assumed that  $J_d$  may be modeled by a first order kinetics:

$$J_d = k_d \left( X_d - X_{d0} \frac{X_e}{X_{e0}} \right) \quad (3.28)$$

where  $X_{d0}$  is the initial water of type D content and  $k_d$  is a kinetics constant that is assumed to be depending on the air temperature.

The last term of equation (28) involving  $X_{d0}$ ,  $X_e$  and  $X_{e0}$  reflects the fact that it is assumed that the removal of the water of type D starts only when a significant amount of water of type E has already been removed, corresponding to  $X_e/X_{e0} \ll 1$ . While this ratio is close to one,  $J_d$  remains close to zero.

#### 3.4.2.3 Heat exchange between a pellet and the airflow

The following macroscopic heat balance equation on a pellet can be written:

$$ah(T_g - T) = (J_e + J_d)L_k + (1 + X)c_{p,wt} \frac{dT}{dt} \quad (3.29)$$

where  $h$  is the heat transfer coefficient between the pellet and the surrounding air and  $T_g$  is the air temperature.

This equation can be rearranged as follows:

$$\frac{dT}{dt} = -\frac{1}{t_h^*} T + \frac{1}{t_h^*} \left( T_g - \frac{(J_e + J_d)L_k}{ah} \right) \quad (3.30)$$

where  $t_h^*$  is the relaxation time for the heating of a pellet:

$$t_h^* = \left( \frac{ah}{(1+X)c_{p,wl}} \right)^{-1} \quad (3.31)$$

The external heat transfer coefficient can be expressed from a correlation giving the Nusselt number (Nu) for fluid flow around a cylinder, considering once again an adjustable parameter  $c_2$  to represent the fact that the pellet is on a plate (Lienhard, 2003):

$$\text{Nu} = \frac{hD}{\lambda_a} = c_2 \left( 0.3 + \frac{0.62\text{Re}^{1/2}\text{Pr}^{1/3}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.4}{\text{Pr}} \right)^{2/3} \right]^{1/4}} \right) \quad (3.32)$$

Where  $\lambda_a$  is the air heat conductivity and Pr is the Prandtl number defined as:

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_{p,a}}{\lambda_a} \quad (3.33)$$

where  $c_{p,a}$  is the air heat capacity and  $\mu$  is the air dynamic viscosity.

#### 3.4.2.4 Degradation model

Based on the experimental results, the Baker's yeast activity at the end of the drying ( $Q_f$ ) is considered as linear function of the Baker's yeast drying rate at time  $t = 0$  ( $J_0$ ):

$$Q_f = c_3 - c_4 J_0 \quad (3.34)$$

where  $c_3$  and  $c_4$  are adjustable parameters.

#### 3.4.2.5 Initial conditions

The initial conditions are expressed as follows:

$$D(t = 0) = D_0 \quad (3.35)$$

$$T(t = 0) = T_0 \quad (3.36)$$

$$X(t = 0) = X_0 \quad (3.37)$$

$$X_e(t = 0) = X_{e0} \quad (3.38)$$

$$X_d(t = 0) = X_{d0} \quad (3.39)$$

### 3.4.3 Model summary

Equations (3.6)-(3.18), (3.24), (3.27)-(3.29) and (3.32)-(3.34) together with initial condition equations (3.35)-(3.39) form a model that may be used to simulate the drying of Baker's yeast pellets in the experimental set up and predicts their final activity. This model has 31 parameters presented in Tableau 3-3. They are of three different types: physical properties of air and water that have known values, operating parameters which range of values is also known and phenomenological parameters which values are *a priori* unknown.

$\kappa$  can be evaluated from the curves on Figure 3-6 to have a value of about 0.2-0.25; in the simulations, a value of 0.25 is used.  $\varepsilon$  can be evaluated from the study of Debaste *et al.* (F. Debaste, Léonard, Halluin, & Haut, 2010) who reported  $\varepsilon = 0.58$  for Baker's yeast.

$c_3$  and  $c_4$  can be evaluated on Figure 3-8 from the general trend line obtained by a linear fitting of the experimental results to have values of 87 and  $3.1 \cdot 10^4$ .

Since the coefficients  $c_1$  and  $c_2$  are introduced to decrease the values predicted by the classical correlations for Sherwood and Nusselt numbers respectively, in order to take into account the fact that only a fraction of the Baker's yeast pellet placed on the holder is exposed to the airflow, the value of those parameters should be close to 1 and smaller than 1. Furthermore, since those coefficients are related to the same phenomena, they should be equal:

$$c_2 = c_1 \quad (3.40)$$

As observed in Figure 3-3 and Figure 3-4,  $X_r$ , which depends on the operating conditions, and  $X_{d0}$  can be estimated to be around 0.05-0.30 (d.b.) and 0.5-0.75 (d.b) respectively.  $\tau$  should have a realistic physical value between 1 and 5. Finally,  $k_d$  should depend on the temperature.

Table 3-3 : Parameters of the model

Physical properties (Bird et al., 2007)		Operating and phenomenological parameters	
Parameter	Value	Parameter	Value
$\rho_{wl}$	1000 kg/m <sup>3</sup> (at 20°C)	$D_0$	1 – 2 mm
$\rho_a$	1.2 kg/m <sup>3</sup> (at 20°C)	$P_{tot}$	101 325Pa
$M_w$	1.8 10 <sup>-3</sup> kg/mol	$Y$	0.01 (d.b.)
$M_a$	2.8 10 <sup>-3</sup> kg/mol	$u_\infty$	0.5 – 1 m/s
$R_g$	8.314 J/(mol.K)	$X_0$	2 – 2.5 (d.b.)
$P_{Sat,Ref}$	4243 Pa	$T_g$	30 – 60 °C
$T_{ref}$	30°C	$T_0$	20°C
$L_k$	2 436 MJ/kg	$\kappa$	Unknown
$\delta_i$	2.5 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	$\varepsilon$	Unknown
$\nu$	1.7 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	$\tau$	Unknown
$\mu$	1.8 10 <sup>-5</sup> Pa.s	$c_1$	Unknown
$c_{p,wl}$	4185 J/(kg.K)	$c_2$	Unknown
$c_{p,a}$	1000 J/(kg.K)	$X_{d0}$	Unknown
$\lambda_a$	2.62 10 <sup>-2</sup> W/(m.K)	$X_r$	Unknown
		$k_d$	Unknown
		$c_3$	Unknown
		$c_4$	Unknown

### 3.4.4 Parameters Identification

The values for the five unknown parameters involved in the model  $c_1$ ,  $X_{d0}$ ,  $X_r$ ,  $k_d$  and  $\frac{\mu}{\lambda_a}$  are identified numerically by a comparison between the model and the experimental results.

Two different values of  $c_l$  are determined for Baker's yeast pellets with a diameter of 1 mm and 2 mm, respectively.

$X_r$  depends on the operating conditions and the following relation is proposed:

$$X_r = \gamma \frac{Y}{Y_{\text{sat}}|_{T_g}} \quad (3.41)$$

where  $Y_{\text{sat}}|_{T_g}$  is the saturation moisture content of the air (d.b.) at the temperature  $T_g$ .  $\gamma$  is assumed to be an intrinsic property of the Baker's yeast pellets and needs to be determined.

$k_d$  depends on the operating conditions and the following expression is proposed:

$$k_d = c_5 T_g - c_6 \quad (3.42)$$

Where  $c_5$  and  $c_6$  are assumed to be intrinsic properties of the Baker's yeast pellets and need to be determined.

$\tau$  and  $X_{d0}$  are assumed to be intrinsic properties of the Baker's yeast pellets and need to be determined.

#### 3.4.4.1 Identification procedure

$c_l$  is identified by a least square optimization between the model and the experiments, during the 500 first seconds, since the model presents a very low sensitivity towards the values of  $\tau$ ,  $X_r$ ,  $X_b$  and  $k_d$  during these 500 first seconds. Values of 0.49 and 0.25 are obtained for  $c_l$  for the 2 mm and 1 mm diameter pellets, respectively.

$\gamma$  is identified by a linear regression of  $X_r$ , determined as being the final value of  $X$  during an experiment, as a function of  $Y/Y_{\text{sat}}(T_g)$  for the corresponding experiment.  $Y$  and  $T_g$  are measured and  $Y_{\text{sat}}(T_g)$  is determined by the Clausius-Clapeyron equation (Equation 15). A value of 0.61 is obtained for  $\gamma$ .

$k_d$  is identified for each experiment by a linear regression of  $\ln(X - X_r)$ , obtained experimentally, as a function of  $t$ , for  $X < 0.5$ . Indeed, below this value, it can be assumed that  $J = J_d$  and that there are only water of type D and residual water remaining in the Baker's yeast pellets, so that  $X = X_r + X_d$ . The time evolution of  $X_d$  may be expressed from Eq. 28 as follows:

$$X_d = \exp(-k_d t) \quad (3.43)$$

Linearizing this expression for  $X < 0.5$  leads to the following equation:

$$\ln(X_d) = \ln(X - X_r) = -k_d t \quad (3.44)$$

From linear regressions,  $k_d$  is obtained as a function of  $T_g$ :

$$k_d = 3.8 \cdot 10^{-5} T_g - 1.1 \cdot 10^{-2} \quad (3.45)$$

$X_{d0}$  and  $\tau$  are identified by a least square optimization between the model and the experiments, for  $0.5 < X < 1.5$ , and using the previously obtained values of  $c_l$ ,  $\gamma$  and  $k_d$ . Values of 0.42 and 4.45 are obtained for  $X_{d0}$  and  $\tau$  respectively.

#### 3.4.4.2 Identification results

A comparison between the simulation and the experimental results of the time evolution of the Baker's yeast pellets moisture content and of their drying rate with respect to their moisture content is presented in Figure 3-10 – Figure 3-13 showing a good agreement between the model and the experiments for a wide range of operating conditions. The influence of the air temperature on the Baker's yeast pellets drying rate, presented in Figure 3-10 and Figure 3-12, is well predicted by the model. The effect of air velocity and initial pellet diameter on the Baker's yeast pellets drying rate, presented in Figure 3-11 and Figure 3-13, is also correctly predicted by the model, except on the experiment with the air velocity equal to 0.13 m/s where the drying rate is overestimated.

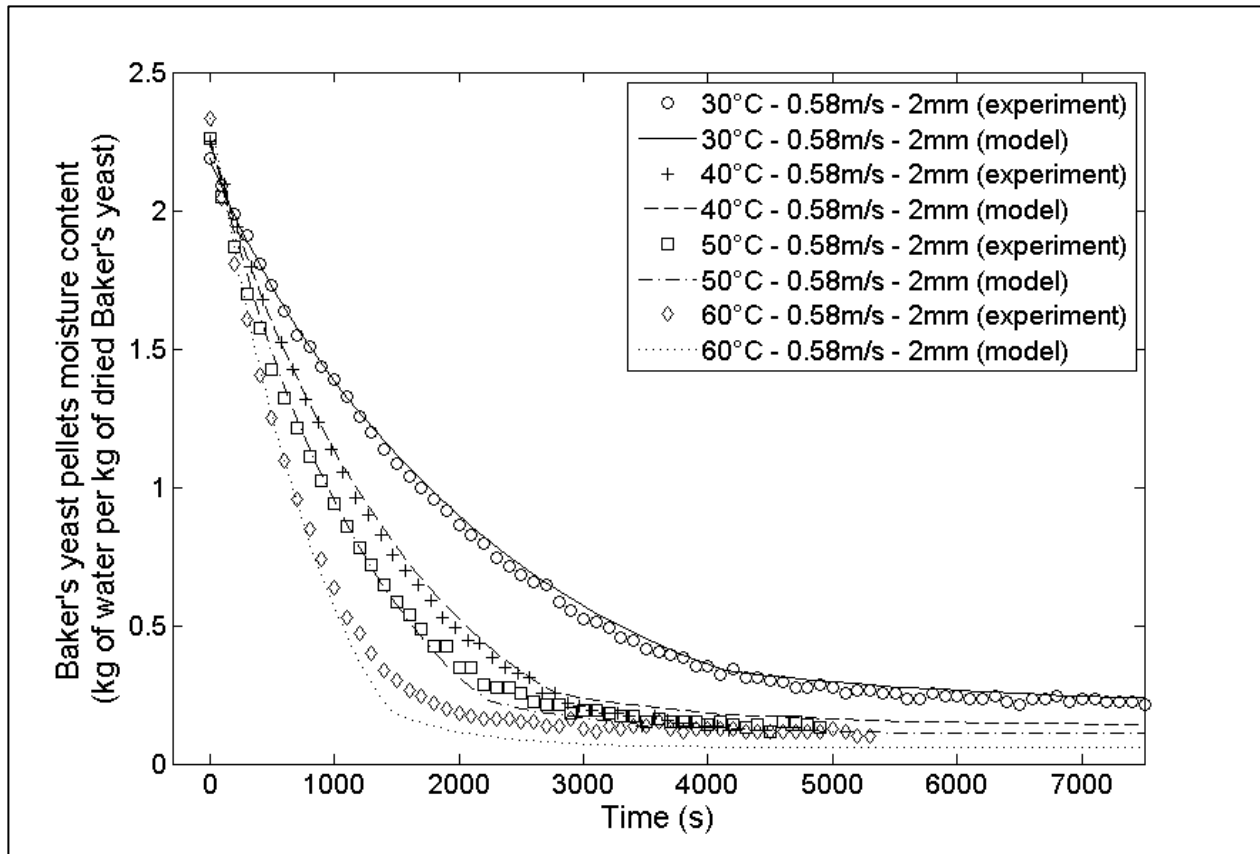


Figure 3-10 : Comparison between the model results expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air temperature

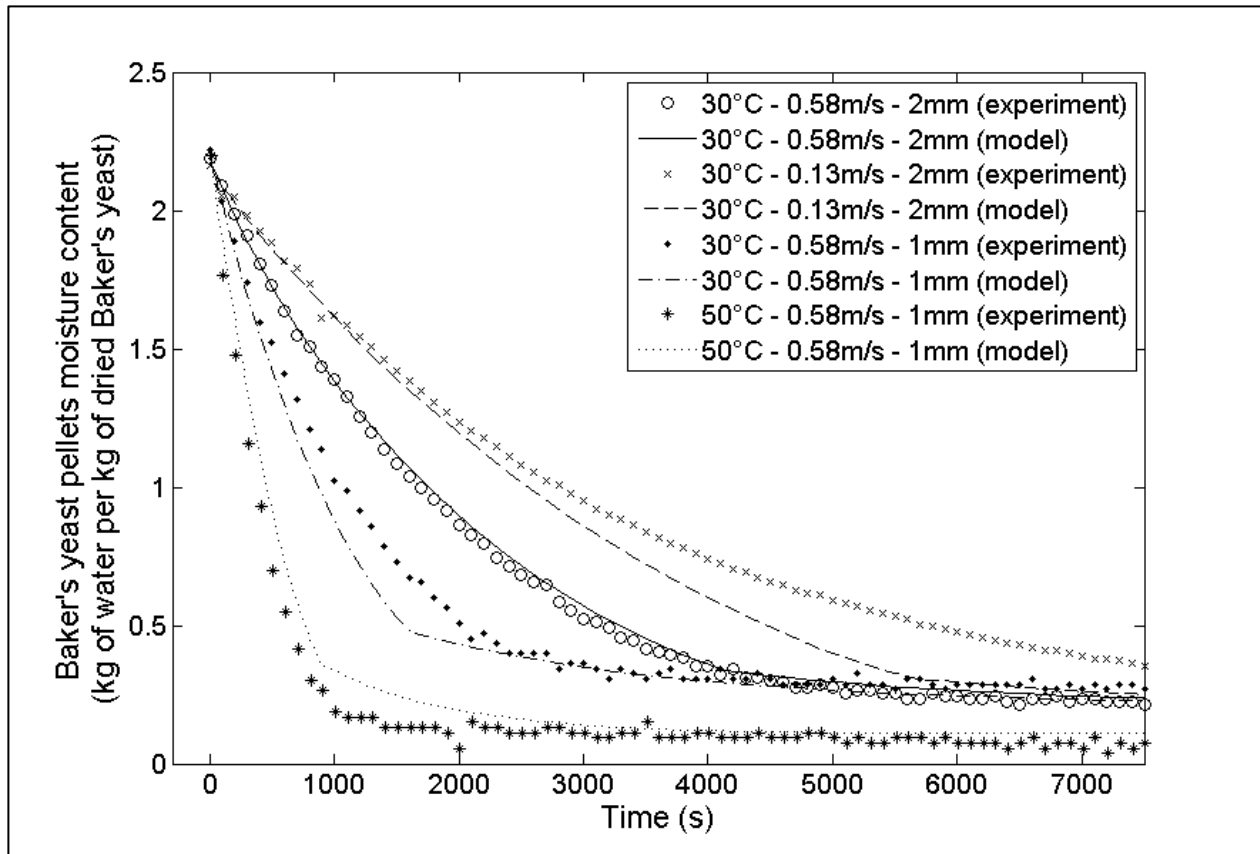


Figure 3-11 : Comparison between the model results expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air velocity and initial pellet diameter



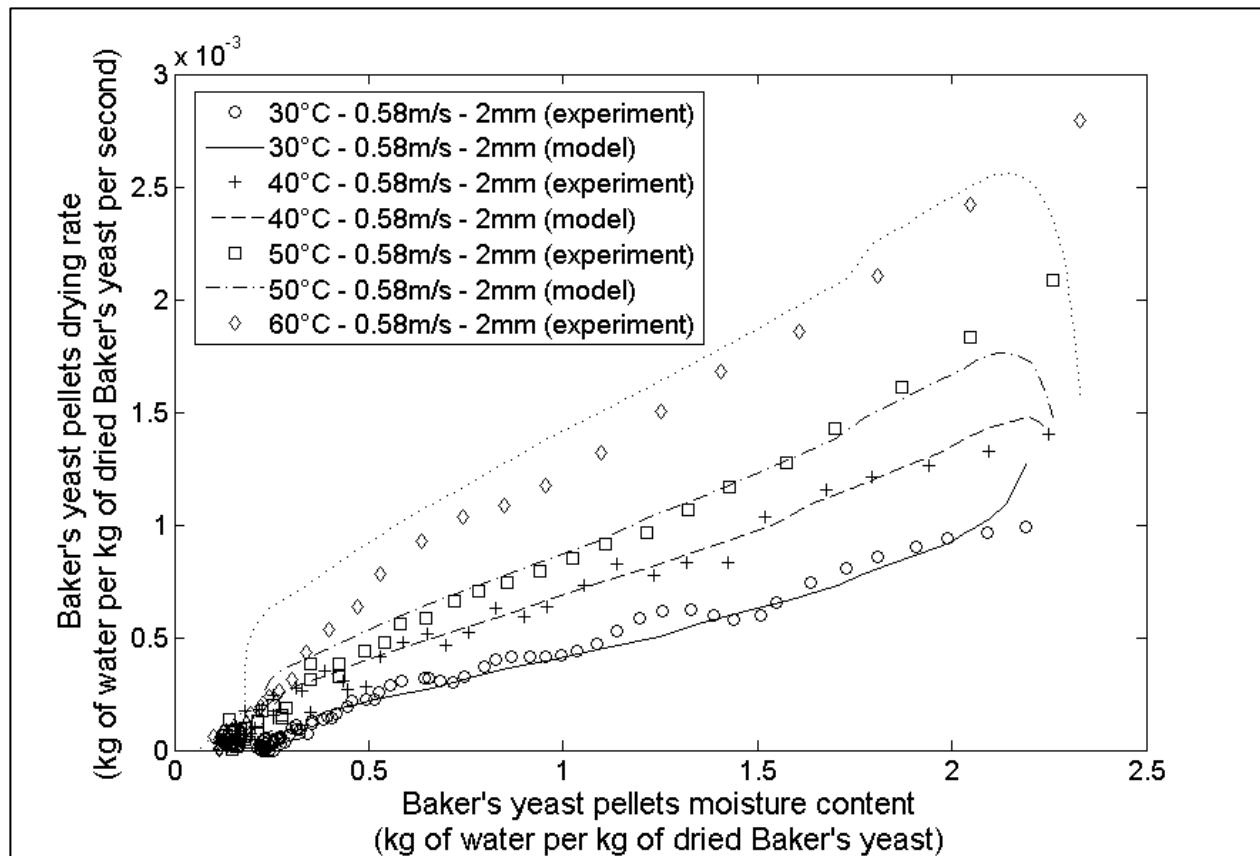


Figure 3-12 : Comparison between the model results expressed as the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air temperature

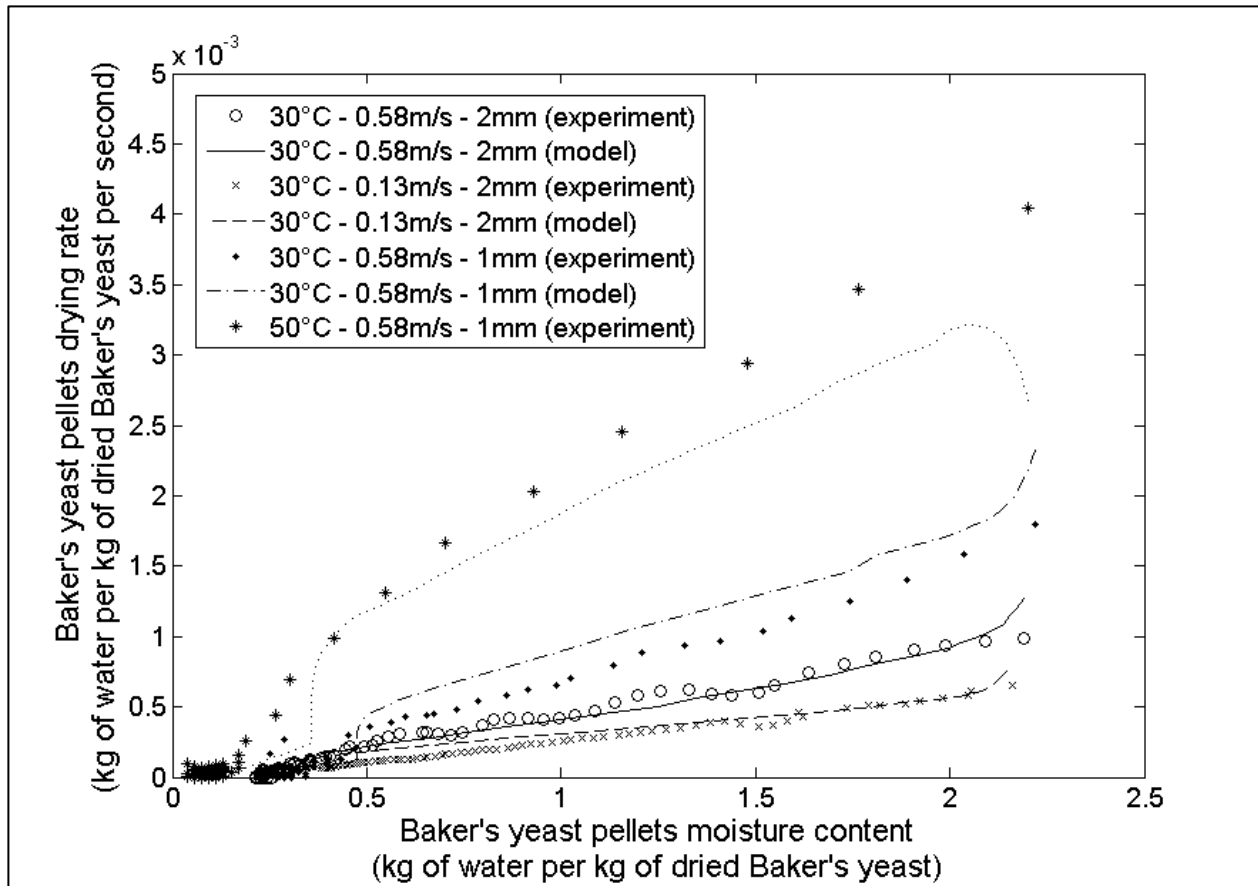


Figure 3-13 : Comparison between the model results expressed as the drying rate of the Baker's yeast pellets (d.b.) with respect to their moisture content and the corresponding experimental results for different operating conditions (air temperature, air velocity and initial pellet diameter): effect of air velocity and initial pellet diameter

### 3.5 Discussion

A comprehensive heat and mass transfer model is developed and used to predict the evolution of Baker's yeast pellets moisture content during continuous drying as shown in Figure 3-10 - Figure 3-13. Values for the model parameters are presented in Tableau 3-4.

The comparison between predicted and measured pellets temperature is difficult to make due to the fact that temperature experimental values obtained with the IR camera have to be considered carefully.

Table 3-4 : Values for the phenomenological parameters

Parameters	Value
$\kappa$	0.25
$\varepsilon$	0.58
$\tau$	4.45
$c_1$	$0.49 (D_0 = 2\text{mm}) - 0.28 (D_0 = 1 \text{ mm})$
$c_2$	$0.49 (D_0 = 2\text{mm}) - 0.28 (D_0 = 1 \text{ mm})$
$X_{d0}$	0.42
$\gamma$	0.61
$c_3$	87
$c_4$	$3.1 \cdot 10^4$
$c_5$	$3.8 \times 10^{-5}$
$c_6$	$1.1 \times 10^{-2}$

Three types of water are present in the Baker's yeast. The existence of residual water appears directly in Figure 3-3. The existence of an abrupt change in the drying rate appears in Figure 3-4 and in the sudden temperature increase shown in Figure 3-5. Water removed initially is water of type E whose removal is controlled by transport phenomena in the gas phase, inside and outside the pellet. Indeed, an influence of the air velocity on the drying rate at time  $t = 0$  is visible and the drying rate decreases monotonically from this time (Figure 3-4). Using the model, it is possible, for a typical experiment, to compare the values of  $k_e$  and  $k_i$  and identify the moment when the internal transport becomes limiting (Figure 3-14).

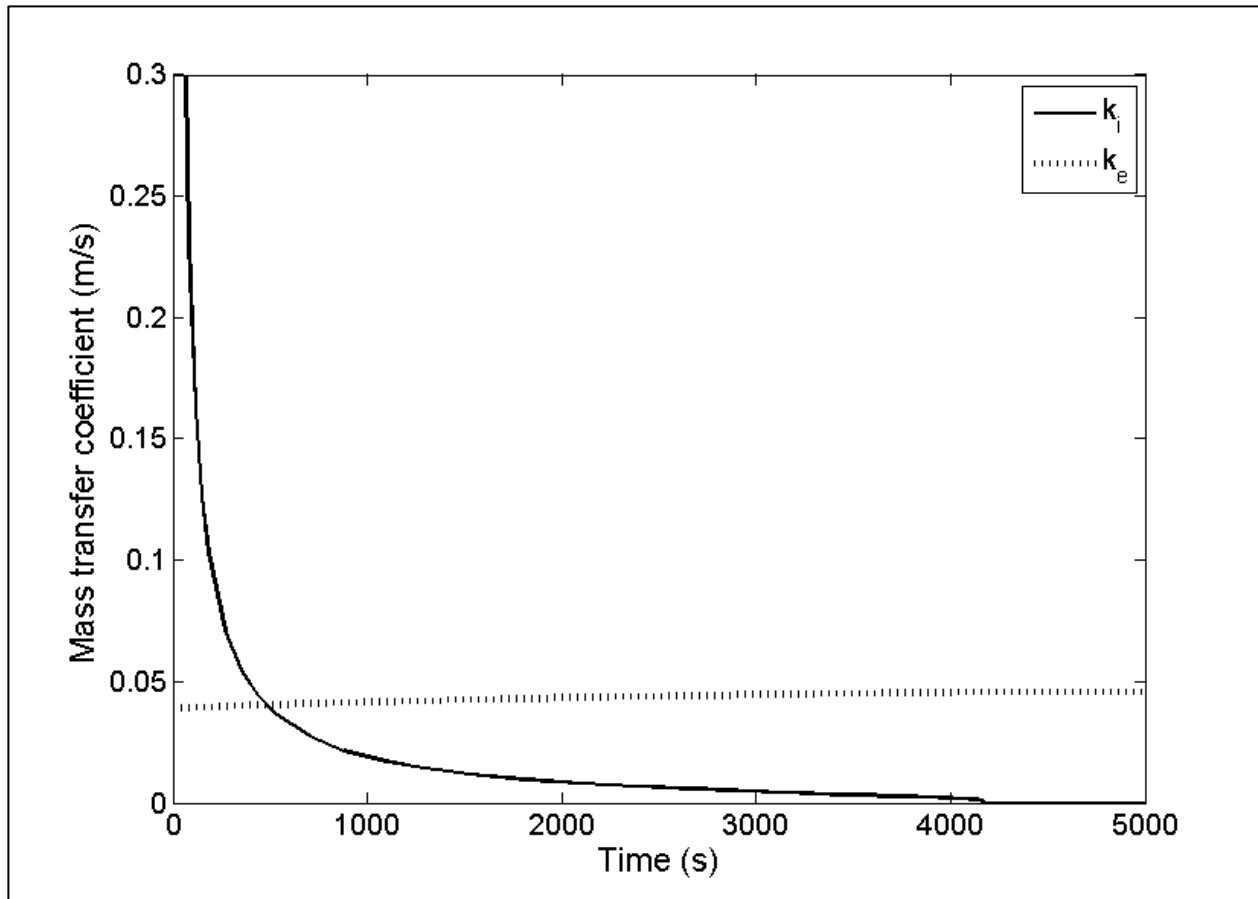


Figure 3-14 : Time evolution of the internal and external mass transfer coefficient  $k_i$  and  $k_e$  for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ ,  $u_\infty=0.58\text{m/s}$  and  $D_0=2\text{mm}$ )

The developed model takes into account the existence of these three types of water. The internal transport is modeled by using a shrinking core approach, where the produced water vapor diffuses through a porous media composed of dried Baker's yeast.

The nature of the water of type D, which initial amount is quantified by  $X_{d0}$  in the model, is difficult to identify. Its removal kinetics from the Baker's yeast pellet is far slower than the removal kinetics of the water of type E. It should be pointed that the sudden decrease of Baker's yeast activity and the change of slope in the relation between  $D$  and  $X$  both occur for values of  $X$  close to  $X_{d0} + X_r$ . This is an indication that this water of type D could be intracellular water (Mille et al., 2005). Furthermore, the identified value for  $X_{d0}$  tends to validate the assumption that water of type E is intercellular water present in the pore network formed by the Baker's yeast cells and that water of type D is rather intracellular water. Indeed, considering that the pore network is initially full of water and that dried Baker's yeast density is equal to liquid water

density, the initial water of type E content can be estimated as the ratio of the mass of water in the pores ( $\varepsilon V_0 \rho_{wl}$ ) to the mass of dried Baker's yeast ( $((1 - \varepsilon) V_0 \rho_{wl})$ ) and has an approximate value of 1.4 (d.b.). This parameter may also be estimated from equation (8) at time  $t = 0$  by using typical values for  $X_0$  and  $X_r$ , such as 2.2 and 0.3 (d.b.), respectively, and the identified value of  $X_{d0}$  of 0.42 (d.b), leading to a value of 1.48 (d.b.) for the initial water of type E content.

Neglecting in the model the presence of water of type D (setting  $X_{d0}=0$ ), thus considering only two types of water (residual water and water of type E), leads to an overestimation of the drying rate toward the end of the drying experiments (Figure 3-15).

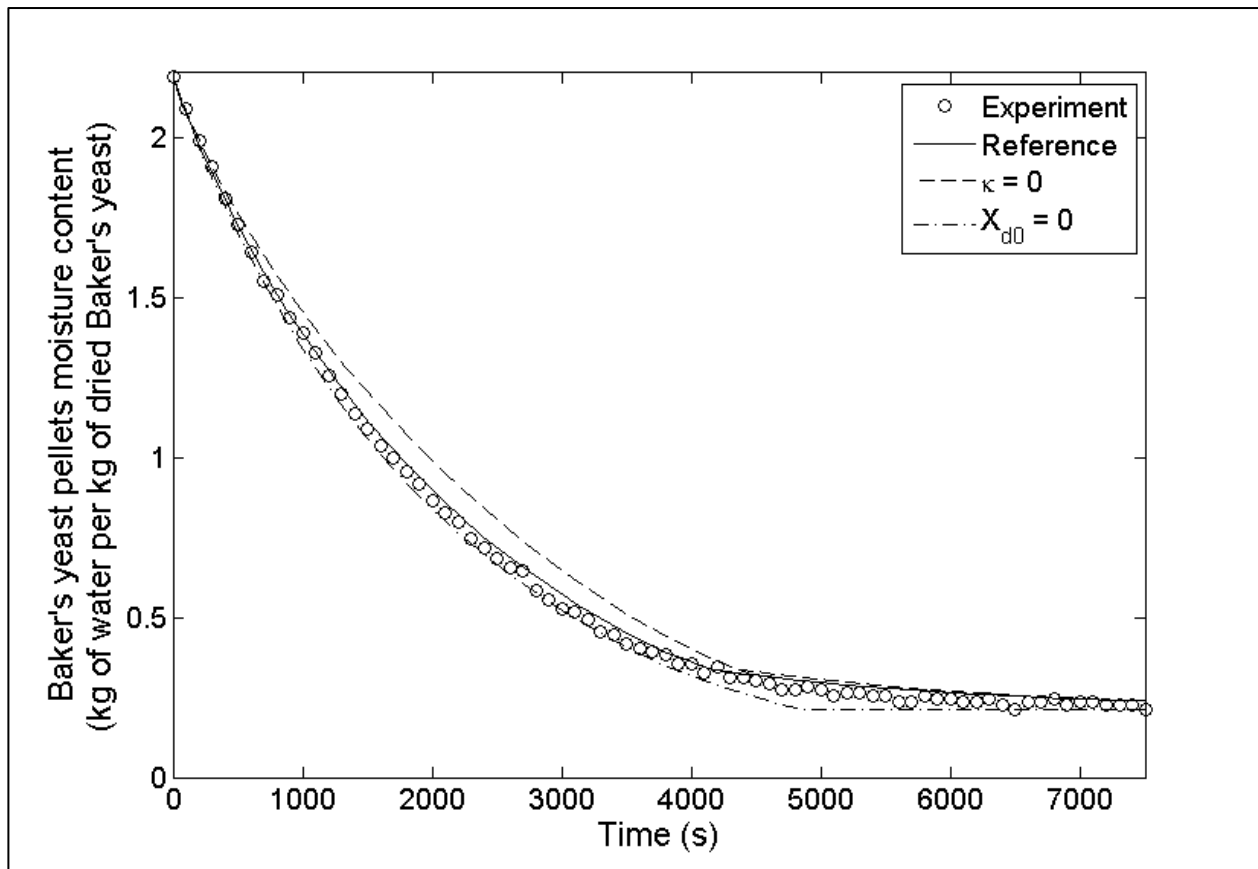


Figure 3-15 : Sensitivity of the model (reference curve representing the simulation of the time evolution of the moisture content in the conditions of the experiment using identified model parameters) to the shrinkage ( $\kappa=0$ ) and to the amount of "bond water" ( $X_{d0}=0$ ) expressed as the time evolution of the moisture content of the Baker's yeast pellets (d.b.) for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ ,  $u=0.58\text{m/s}$  and  $D_0=2\text{mm}$ )

The Baker's yeast pellet temperature is not constant as clearly shown in Figure 3-5. The simulations results of the time evolution of the pellets moisture content are presented in Figure 3-16 for typical experimental conditions and using three different models for the prediction of the pellets temperature: the model based on a heat balance on the pellets as expressed by Eq. 29, and two simplified models where the pellets temperature is considered constant and equal to the wet bulb temperature of the inlet air ( $T_{wb}$ ) or to  $T_g$ , respectively. The other model parameters are kept identical in the three cases. It appears that the simulation results are different and it can be concluded that the choice of the pellets temperature model has a significant influence on the prediction of the time evolution of the pellets moisture content. It seems then that it is important to adequately model the pellets temperature by using Eq. 29.

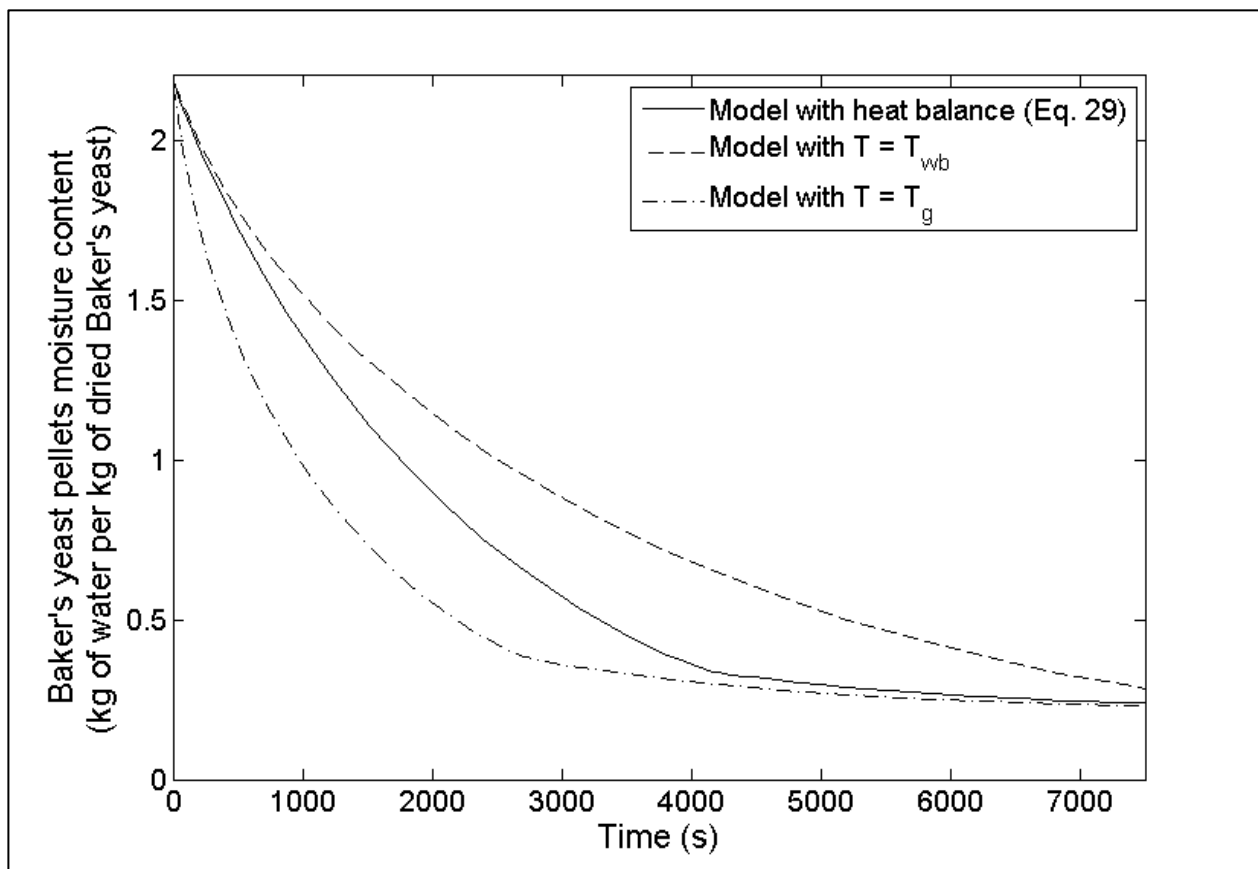


Figure 3-16 : Sensitivity of the prediction of the time evolution of the Baker's yeast pellets moisture content to the model used to predict the pellets temperature ( $T$  predicted from a heat balance as presented through Eq. 29;  $T$  considered constant and equal to the wet bulb temperature

of the air inlet  $T_{wb}$ ;  $T$  considered constant and equal to the dry air inlet temperature  $T_g$ ) for a typical experiment ( $T_g=30^\circ\text{C}$ ,  $u=0.58\text{m/s}$  and  $D_0=2\text{mm}$ )

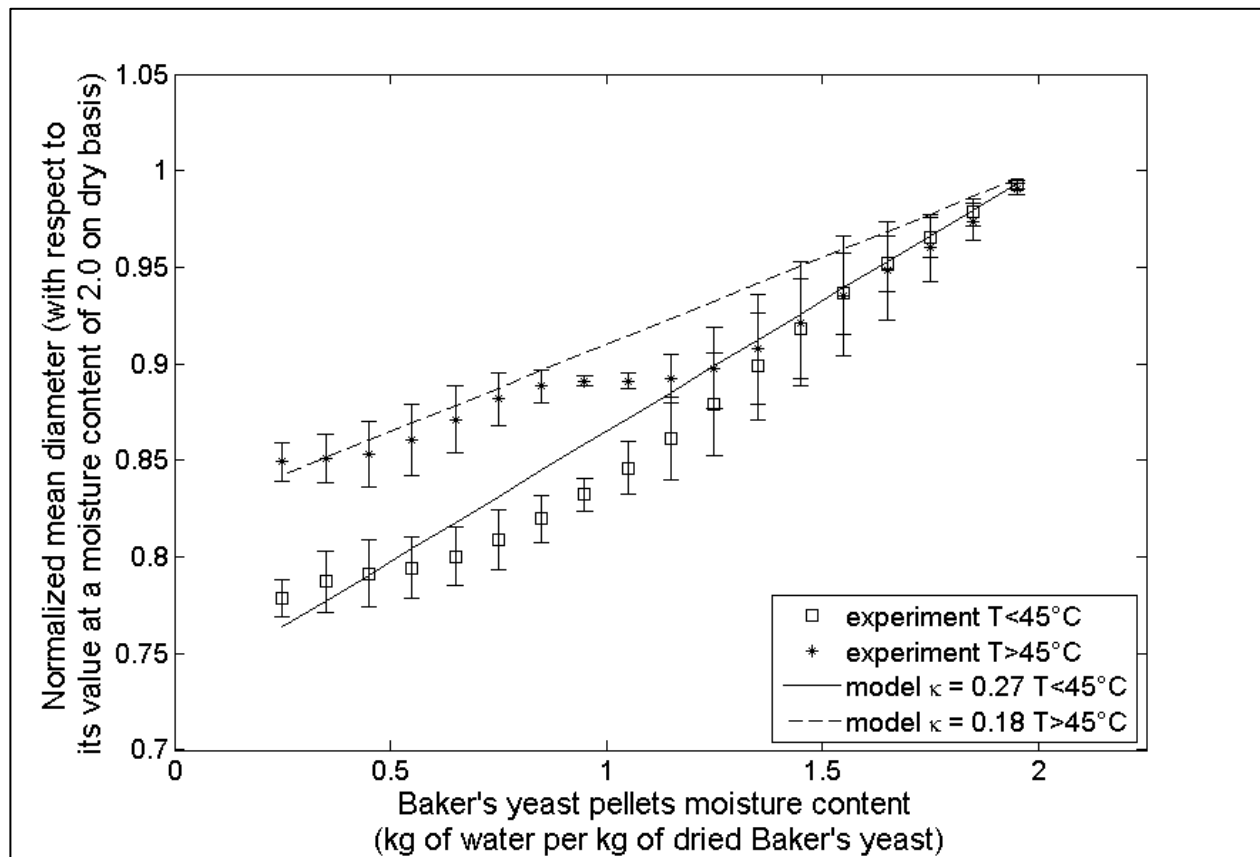


Figure 3-17 : Influence of the air temperature on shrinkage of the Baker's yeast pellet, dispersion bars representing the standard deviation between the diameter measured for each experiment with  $T < 45^\circ\text{C}$  and  $T > 45^\circ\text{C}$

Baker's yeast pellets shrinkage during drying leads to a 25 % reduction of the pellet diameter. The contraction is isotropic. In the model, a linear relation between  $D$  and  $X$  is assumed; such a behavior is very similar to what has been observed in the case of other food products (Mayor & Sereno, 2004). Actually, a deeper analysis of the results presented in Figure 3-6 shows that there could be two different linear relations between  $D$  and  $X$  for  $1 < X < 2.3$  and  $X < 1$ , respectively. However, taking into account the pellet contraction seems to have a negligible effect on the predicted drying rate as shown in Figure 3-15 (using  $\kappa = 0$ ). As a result, choosing a unique linear relation between  $D$  and  $X$  is acceptable for the modeling.

Drying experiments with operating conditions resulting in the highest drying rates (where gas inlet temperature was higher than 45°C) lead to lower contractions, which seem to be significantly different to those obtained in the other conditions (Figure 3-17). This could be explained by the difficulty of the pore network to rearrange under the action of a faster water removal rate (Kharaghani, Metzger, & Tsotsas, 2011).

The activity of the Baker's yeast is maintained close to 100 % until a critical moisture contents of about 0.75 (d.b.), and then decreases rapidly. This critical moisture content is close to the identified value of  $X_{d0} + X_r$ , and it could be a clue of the link between the decrease of the activity and the beginning of the water of type D removal. It should also be pointed that although the degradation kinetics is similar for all the experiments, operating conditions leading to higher drying rates (high air temperature or high air velocity) lead also to lower final activity. This could be related to the intracellular origin of the water of type D and to the fact that when it is removed faster, there are more damage made to the Baker's yeast cells, thus resulting in lower remaining activity (Simonin et al., 2007).

### 3.6 Conclusion

In this study, a set of drying experiments of Baker's yeast pellets in an original set up and with a data treatment procedure is presented.

A new phenomenological model of the drying of a cylindrical Baker's yeast pellet is built on the basis of heat and mass transfer laws. It includes a description of the shrinkage of the material and it provides a link between the initial drying rate and the Baker's yeast activity at the end of the drying. The unknown parameters are identified by a comparison with experimental results.

The combined use of the model and the experimental results leads to a better understanding of the underlying physicochemical phenomena. Four main conclusions may be drawn:

- three types of water exists in Baker's yeast pellets : a residual water, a water (type E) whose extraction is limited by mass transport phenomena in gas phase (inside or outside the pellet), and a third type of water (type D) whose extraction is significantly slower;
- there is an isotropic linear shrinkage during drying. This shrinkage has no significant influence on the drying rate. It appears that this shrinkage is drying rate dependent as, at a same moisture content, a larger drying rate leads to a smaller shrinkage;



- the time evolution of the pellets surface temperature presents a change of regime at a moisture content of about 0.6 (d.b.). It is important to model the evolution of this temperature during the drying in order to predict the time evolution of the pellets moisture content. Indeed, simplified models with a pellets temperature considered constant predict significantly different results;
- the Baker's yeast activity remains high when its moisture content is larger than 0.75 (d.b.). The activity at the end of the drying is directly related to the initial Baker's yeast drying rate.

## CHAPITRE 4 ÉCOULEMENT SOLIDE EN LIT À JET CONIQUE

Ce chapitre présente la procédure expérimentale et les résultats de la caractérisation de l'écoulement solide dans le lit à jet étudié. La technique utilisée est la poursuite d'un traceur : une particule radioactive (RPT). À partir des données de l'évolution temporelle de la position du traceur, plusieurs caractéristiques de l'écoulement solide (distribution des temps de séjour dans jet-fontaine-anneau, tailles des trois régions, écoulement transversal du solide à l'interface jet-anneau, taux d'occupation renseignant sur la distribution du gaz) ont été déduites et leurs variations en fonction de deux paramètres opératoires (hauteur du lit stagnant  $H_0$  et vitesse d'injection de l'air  $U$ ) ont été étudiées.

Pour le séchage, les caractéristiques principales à déduire en ce qui concerne l'écoulement du solide sont les rapport des temps de séjour moyen dans le jet et dans l'anneau sur le temps de cycle total. En effet, les conditions des écoulements solides et gazeux, et donc les conditions de séchage, sont différentes dans le jet et l'anneau; il est donc nécessaire de déterminer les portions de temps passées en moyenne dans chaque région.

Par ailleurs, les temps caractéristiques du séchage (ordre de l'heure, voir Chapitre 3) sont significativement plus grands que les temps caractéristiques liés à l'écoulement solide (ordre de 10 secondes, voir ce chapitre), les résultats peuvent donc être exprimés sous la forme de moyennes par cycle pour l'ensemble du lit.

Des corrélations construites par analyse dimensionnelle sont également présentées pour la prédiction des temps de séjour moyens dans le jet et l'anneau, pour le temps de cycle moyen, pour la vitesse moyenne du solide dans l'anneau et pour le débit moyen de solide passant d'une région à l'autre du lit.

### 4.1 Matériel et méthodes

#### 4.1.1 Solide utilisé

Le lit de solides modèles choisis pour étudier l'écoulement dans le lit à jet est constitué de billes de verre de 3 mm ayant une densité d'environ  $2500 \text{ kg/m}^3$ . Il s'agit du solide utilisé lors d'une étude antérieure réalisée dans un lit à jet cylindro-conique (Larachi et al., 2003) afin de permettre une éventuelle comparaison entre les résultats obtenus dans les deux types de lit à jet.

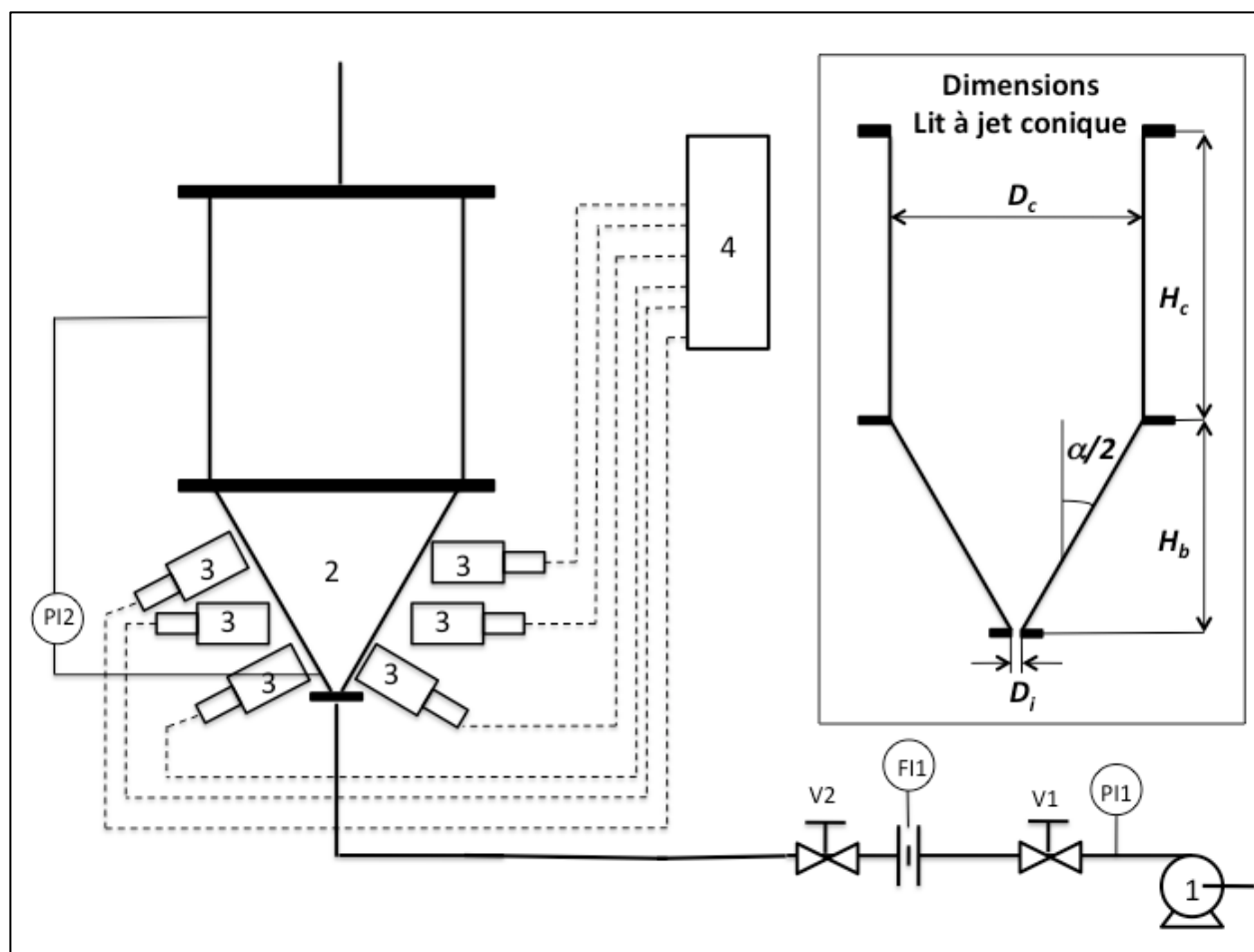


Figure 4-1 : Dispositif expérimental pour l'étude de l'écoulement solide en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 et V2), d'une plaque à orifice (FI1), du lit à jet conique (2), d'un manomètre en U (PI2), de neuf détecteurs à scintillation (3) et d'un système d'acquisition (4)

#### 4.1.2 Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental utilisé dans cette partie du projet est présenté schématiquement sur la Figure 4-1. Il est composé d'un lit à jet conique dans lequel de l'air est injecté. Le contacteur est composé d'une base inférieure en acier inoxydable (diamètre d'injection  $D_i$  de 2,8 cm, angle du cône  $\alpha$  de  $60^\circ$ , hauteur du cône  $H_b$  de 51 cm) et d'une partie cylindrique supérieure en acier inoxydable également (diamètre du cylindre  $D_c$  de 62 cm et hauteur du cylindre  $H_c$  de 72 cm). La partie cylindrique supérieure du lit n'influence pas l'écoulement car le solide demeure essentiellement dans la partie conique inférieure. Le débit d'air à l'entrée du lit est régulé

manuellement à l'aide d'un contrôleur de pression (0-100 psig) et d'une vanne, et en lisant la perte de charge à travers une plaque à orifice (orifice de 0,022 m, tuyaux de 0,041 m de diamètre) sur un manomètre en U à l'eau. La perte de charge dans le lit est mesurée à l'aide d'un second manomètre en U à l'eau. Neuf détecteurs à scintillation (cristal en NaI) sont installés autour de la partie conique du lit et sont reliés par des câbles coaxiaux à un système d'acquisition composé d'un amplificateur et d'un compteur haute-vitesse pour chaque détecteur et d'un ordinateur enregistrant le nombre de comptes mesurés par chaque détecteur à chaque pas de temps.

### 4.1.3 Technique RPT

Le traceur utilisé est une bille de verre dans laquelle un trou a été percé pour introduire une certaine masse de scandium. Ce trou a été par la suite scellé pour éviter tout risque de fuite de matériel radioactif. Le scandium ( $^{46}\text{Sc}$ ) est activé pendant environ 3h par irradiation dans le réacteur Slowpoke de Polytechnique Montréal afin d'atteindre une activité radioactive d'environ 2,6 MBq. La durée de demi-vie du scandium  $^{46}\text{Sc}$  est d'environ 83 jours, l'activité radioactive du traceur peut donc être considérée comme constante durant une expérience de 6h.

Le nombre de détecteurs est de neuf. Ils sont placés autour de la partie conique du lit et répartis de manière à couvrir de manière homogène la zone du cône qui sera remplie de billes (anneau). Ils sont orientés horizontalement ou de sorte que leur face soit parallèle à la paroi du lit, mais le vecteur normal de leur face pointe toujours vers l'axe de symétrie du cône. La position et l'orientation des détecteurs sont mesurées précisément (1 mm) avant chaque expérience.

Le temps d'échantillonnage est de 5 ms et permet d'avoir une bonne résolution de mesure même dans les zones où le traceur bouge vite. Les expériences ont une durée d'1 h pendant laquelle le traceur réalise plus de 500 cycles (jet-fontaine-anneau) et des moyennes des caractéristiques de l'écoulement du solide par cycle peuvent donc être déduites. La validité du choix de la durée des expériences est investiguée dans la section 4.2.1 en mesurant l'évolution de l'écart-type de la moyenne des mesures en fonction du nombre de cycles du solide considérés pour calculer la moyenne.

Le système RPT est calibré en enregistrant les comptes pour chaque détecteur dans le cas de plus de 100 points dont la position est précisément connue, et ceci avec le lit en mouvement dans les conditions de l'expérience pour laquelle la calibration est faite.

L'algorithme utilisé pour la reconstruction de la position du traceur est celui qui est disponible dans le groupe de recherche du Professeur Jamal Chaouki (Polytechnique Montréal) et dont les détails ont déjà été publiés dans le passé (Doucet, Bertrand, & Chaouki, 2008).

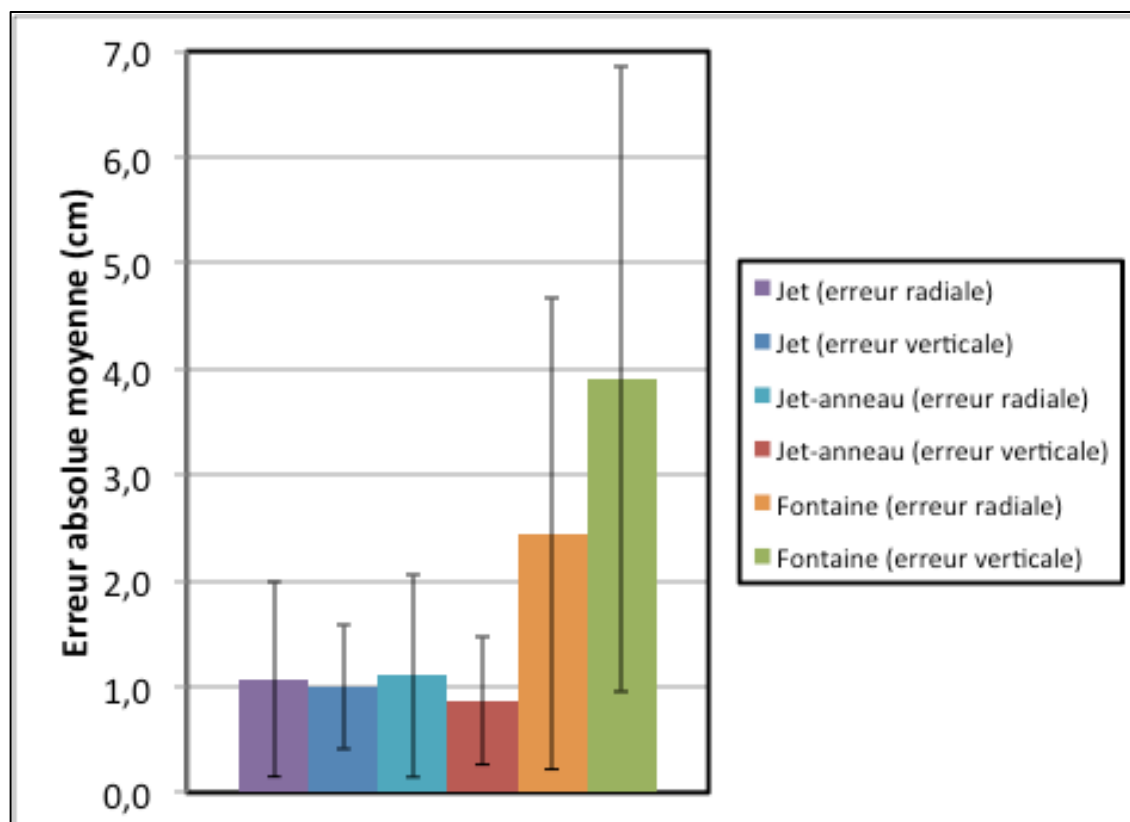


Figure 4-2 : Erreur absolue moyenne calculée à partir de tests de points fixes dans les différentes régions du lit à jet conique (les barres d'erreur représentent l'écart-type de l'erreur absolue)

L'erreur sur la mesure de la position est estimée par des expériences avec des points fixes. Le traceur est placé à des positions précises et différentes des points de calibration. La position obtenue par reconstruction à partir des comptes enregistrés par les détecteurs est comparée à la position réelle; la différence donne l'erreur. Les erreurs absolues moyennes calculées lors de ces expériences dans les différentes régions du lit à jet conique sont présentées à la Figure 4-2. L'erreur absolue moyenne sur les positions radiale et verticale est de l'ordre de 1 cm dans le jet et l'anneau, et de l'ordre de 2,5 à 4 cm dans la fontaine. Ceci démontre que l'erreur est significativement plus faible pour la position dans l'anneau et le jet que dans la fontaine. Ceci s'explique par la différence de densité de solide entre ces régions; en effet, dans la fontaine, la

densité est faible par rapport à l'anneau et l'atténuation des rayons gamma par le solide est donc très faible, ce qui rend difficile la mesure exacte de la position du traceur.

Étant donnée la nature statistique de l'émission de rayons gamma par le traceur, les données reconstruites de la position possèdent un certain bruit. Afin de l'atténuer, un filtre de type Savitzky-Golay est appliqué pour chaque composante de la position. Il s'agit d'une interpolation au sens des moindres carrés par un polynôme de degré 3 sur une étendue de 101 points.

Finalement, en profitant de la symétrie cylindrique du dispositif et afin d'augmenter l'occurrence en chaque position, les coordonnées cartésiennes de la position sont transformées en coordonnées cylindriques, et les résultats sont analysés dans le plan  $r$ - $z$ .

#### 4.1.4 Conditions expérimentales

Le même lit à jet conique est utilisé pour toutes les expériences. Les conditions opératoires dont l'effet sur la dynamique du solide dans le lit est étudié sont la hauteur de lit stagnant ( $H_0$ ) et la vitesse d'injection relative, c'est-à-dire la vitesse du gaz dans la tubulure d'injection ( $U$ ) divisée par la vitesse minimale de jaillissement ( $U_{ms}$ ). Celles-ci sont représentées à la Figure 4-3. Les combinaisons de valeurs étudiées sont présentées à la Figure 4-4. Les valeurs des vitesses relatives  $U/U_{ms}$  ont été choisies afin qu'elles soient comparables en fonction de  $H_0$ . Cependant, le paramètre opératoire contrôlé est  $U$ , ce qui explique qu'il y a une certaine variation des valeurs de  $U/U_{ms}$  en fonction de  $H_0$ .

La valeur de  $U_{ms}$  a été mesurée expérimentalement pour les conditions expérimentales investiguées.

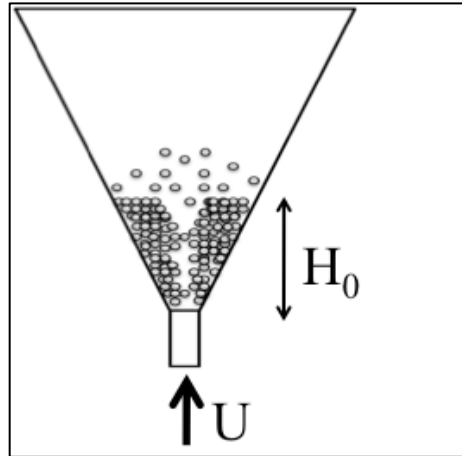


Figure 4-3 : Conditions opératoires dont l'influence sur l'écoulement solide dans le lit à jet conique est étudiée

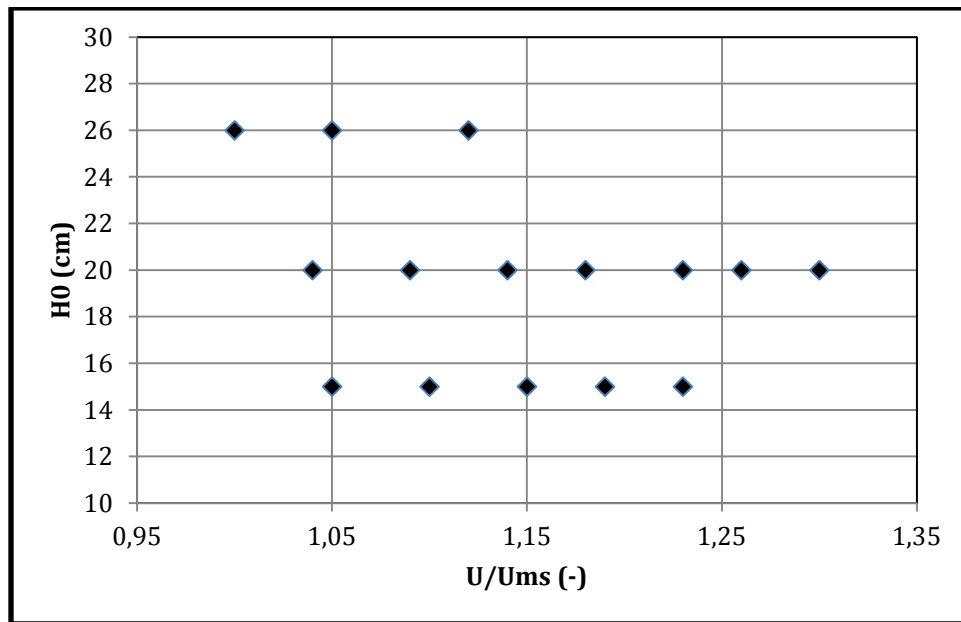


Figure 4-4 : Conditions opératoires étudiées pour la caractérisation de l'écoulement solide en lit à jet conique

## 4.2 Résultats et discussion

La mesure RPT permet de déterminer la position du traceur en fonction du temps. L'évolution temporelle de la coordonnée verticale de la position du traceur illustre clairement le caractère cyclique de l'écoulement solide dans un lit à jet (voir Figure 4-5). Les temps de passage

successifs du traceur d'une région à l'autre au cours de chaque cycle peuvent être déduits de cette donnée en définissant les critères suivants :

- Passage de l'anneau vers le jet : lorsque la position verticale passe par un minimum pour chaque cycle;
- Passage du jet vers la fontaine : lorsque la position verticale dans le jet dépasse la hauteur moyenne de l'anneau (moyenne, sur une expérience, des positions verticales de rentrée dans l'anneau);
- Passage de la fontaine vers l'anneau: lorsque la dérivée seconde par rapport au temps de la position verticale dans la fontaine change de signe pour la deuxième fois, ce qui correspond au rebond du traceur à la surface de l'anneau.

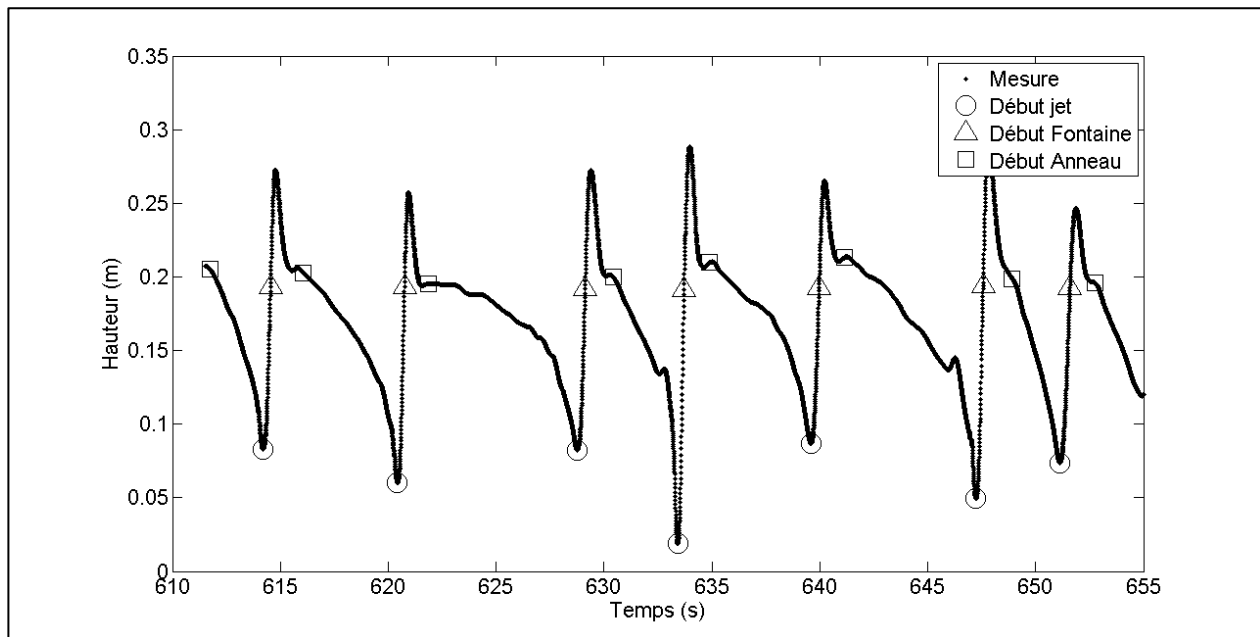


Figure 4-5 : Illustration de l'évolution temporelle de la position verticale du traceur pour un cas typique et pour une durée de sept cycles dans des conditions d'opération intermédiaires ( $H_0 = 20$  cm et  $U/U_{ms} = 1,18$ )

Sachant quand le traceur passe d'une région à l'autre, il est alors simple d'obtenir, pour chaque cycle d'une expérience, des informations sur la dynamique du traceur :

- la distribution verticale du rayon moyen de pénétration dans le jet
- la hauteur moyenne de l'anneau



- le rayon moyen du jet
- la hauteur moyenne de la fontaine et son écart type
- la distribution verticale de probabilité de pénétration dans le jet
- la hauteur moyenne de pénétration dans le jet
- la distance moyenne parcourue dans le jet
- la distribution radiale de la hauteur moyenne de pénétration dans l'anneau
- la distribution radiale de la probabilité de pénétration dans l'anneau
- la distance moyenne parcourue dans l'anneau
- l'angle moyen de la trajectoire du solide dans l'anneau par rapport à la verticale
- la distribution et la moyenne du temps de séjour du solide dans le jet
- la distribution et la moyenne du temps de séjour du solide dans l'anneau
- la distribution et la moyenne du temps de séjour du solide dans la fontaine
- la distribution et la moyenne du temps de cycle du solide
- les vitesses moyennes du solide dans l'anneau et le jet
- le taux de gaz moyen dans l'anneau et le jet
- le débit global de solide circulant dans le lit

L'influence des conditions opératoires sur l'ensemble de ces caractéristiques peut alors être discutée et quantifiée.

Afin de s'assurer que les moyennes réalisées soient représentatives, il a été vérifié que les moyennes cumulées des valeurs déduites convergent bien avant le dernier point de l'expérience, ce qui revient à vérifier que les écarts-types cumulés par rapport aux moyennes sur chaque essai tendent vers zéro ou soient inférieurs à 1 %. La Figure 4-6 illustre l'évolution de l'écart-type cumulé pour le temps de cycle moyen dans un essai typique d'une durée de 1h.

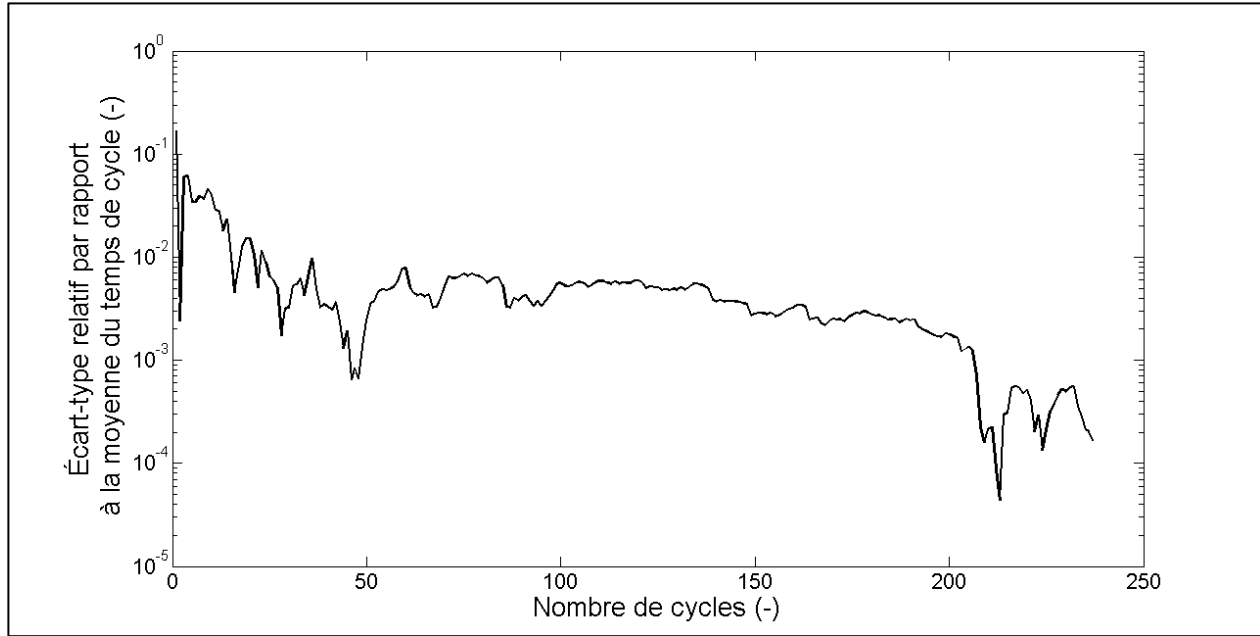


Figure 4-6 : Écart-type cumulé relatif calculé par rapport à la moyenne sur tout un essai pour le temps de cycle moyen ( $H_0 = 20$  cm et  $U/U_{ms} = 1,18$ )

L'écart type cumulé relatif atteint bien une valeur inférieure à 1% très vite et bien avant la fin de l'expérience. Il en est de même pour les différents paramètres étudiés et pour toutes les conditions opératoires. Les essais de 1h peuvent donc être considérés comme suffisamment longs pour déduire des valeurs moyennes à l'échelle du cycle.

#### 4.2.1 Distributions spatiales et géométrie du lit

La Figure 4-7 illustre les distributions verticales et radiales du rayon moyen et de la hauteur moyenne de pénétration dans le jet et l'anneau respectivement. Pour calculer ces distributions, le domaine  $r$ - $z$  du lit à jet a été discrétisé en carrés de 5 mm de côté auxquels un poids initial de zéro a été attribué. À chaque entrée du traceur dans le jet, le poids de l'élément du domaine où l'entrée a eu lieu a été incrémenté d'une unité. Pour chaque position verticale du domaine discrétisé, le rayon moyen de l'entrée du traceur dans le jet a ensuite été déterminé en calculant une moyenne pondérée par le poids de chaque élément correspondant à cette position verticale. Une approche similaire a été utilisée pour déterminer la distribution radiale de la hauteur d'entrée dans l'anneau.

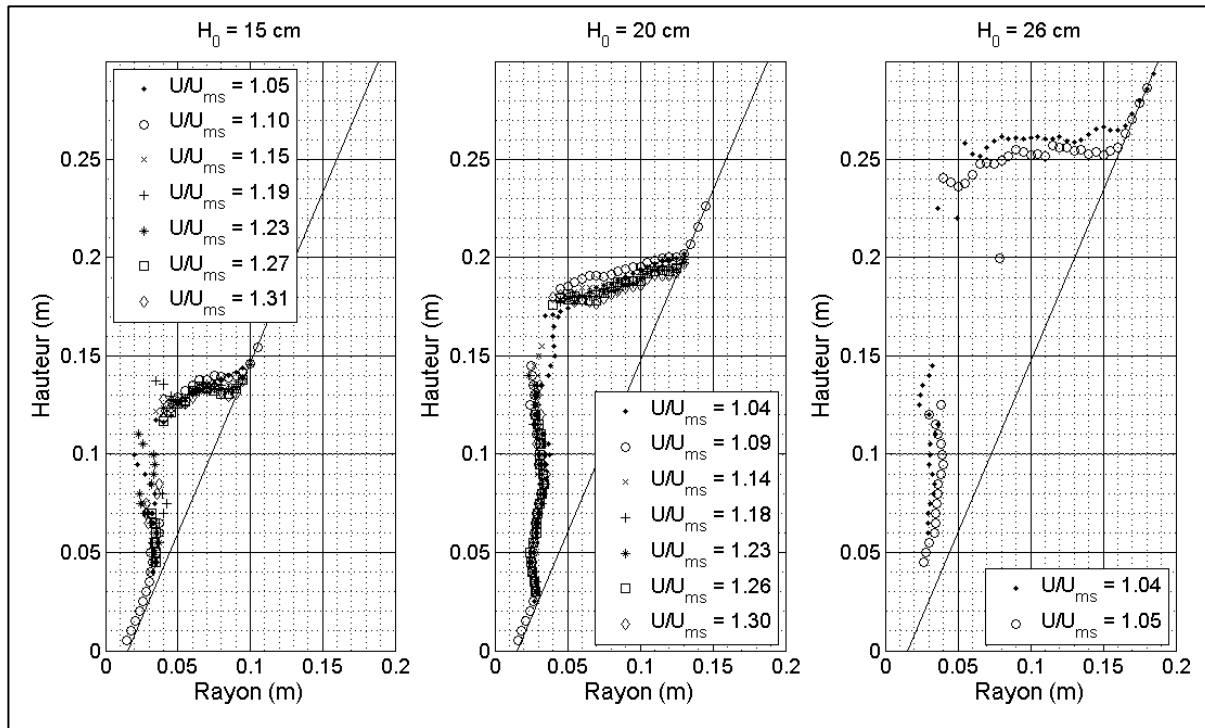


Figure 4-7 : Distribution verticale du rayon moyen de pénétration dans le jet et distribution radiale de la hauteur moyenne de pénétration dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

Le jet et l'anneau apparaissent clairement et il est possible de visualiser la forme de ces deux zones pour différentes conditions expérimentales. Il ressort de l'observation que celle-ci est peu influencée par les conditions opératoires. En effet, le rayon du jet est similaire dans tous les cas et la hauteur de l'anneau l'est également pour une hauteur de lit stagnant donnée. Il est à noter que le jet ne peut être visualisé jusqu'à la surface de l'anneau pour toutes les expériences, particulièrement dans les cas où  $H_0$  est grand car il n'y a pas de pénétration de l'anneau vers le jet dans la partie supérieure du jet.

La hauteur moyenne de l'anneau est définie comme la hauteur moyenne de pénétration du traceur dans l'anneau, calculée sur toute la durée d'une expérience. La Figure 4-8 présente la hauteur moyenne de l'anneau normalisée par  $H_0$  en fonction des conditions opératoires. Il y apparaît que plus  $H_0$  est grand plus la hauteur moyenne de l'anneau a une valeur proche de  $H_0$ . Pour les petits lits, la hauteur moyenne de l'anneau est relativement différente de la hauteur de  $H_0$  et ceci s'explique par le fait qu'une portion plus importante du lit stagnant est en mouvement dans le jet et la fontaine, et n'est donc pas dans l'anneau. Pour la même raison, la hauteur moyenne de

l'anneau diminue lorsque  $U/U_{ms}$  augmente. L'écart-type de la mesure de la hauteur de l'anneau a une valeur similaire pour toutes les conditions opératoires étudiées, soit environ 1,6 cm.

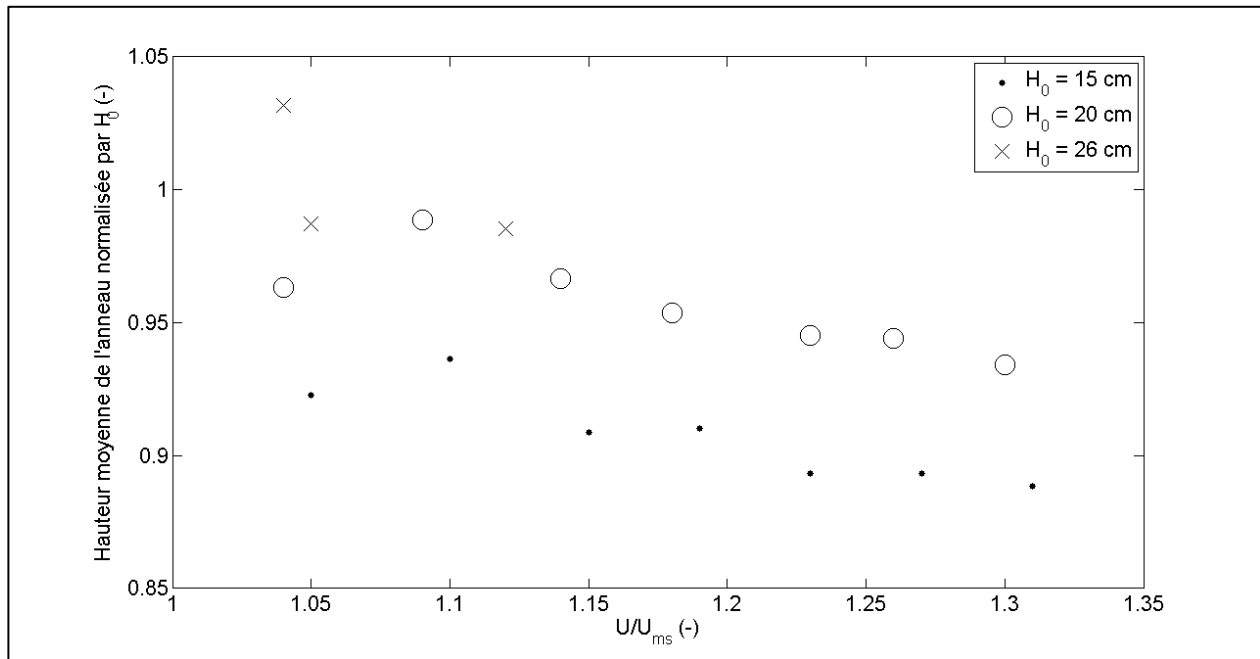


Figure 4-8 : Hauteur moyenne de l'anneau en fonction des conditions opératoires

Le rayon moyen du jet est défini comme le rayon moyen de pénétration du traceur dans le jet, calculée sur toute la durée d'une expérience. Ce paramètre ne tient donc pas compte du rayon du jet correspondant à des positions verticales où il n'y a pas d'écoulement transversal entre l'anneau et le jet; comme le jet a tendance à s'élargir en montant, cela peut donc mener à une sous-estimation de son rayon moyen, surtout dans le cas des lits plus hauts (ex :  $H_0 = 26 \text{ cm}$ ). La Figure 4-9 présente le rayon moyen du jet en fonction des conditions opératoires. Il semble que le rayon moyen du jet soit relativement constant en fonction de la vitesse d'injection de l'air et qu'il a une valeur proche de 3 cm, sauf pour le cas où  $H_0 = 26 \text{ cm}$  et où il vaut environ 4 cm.

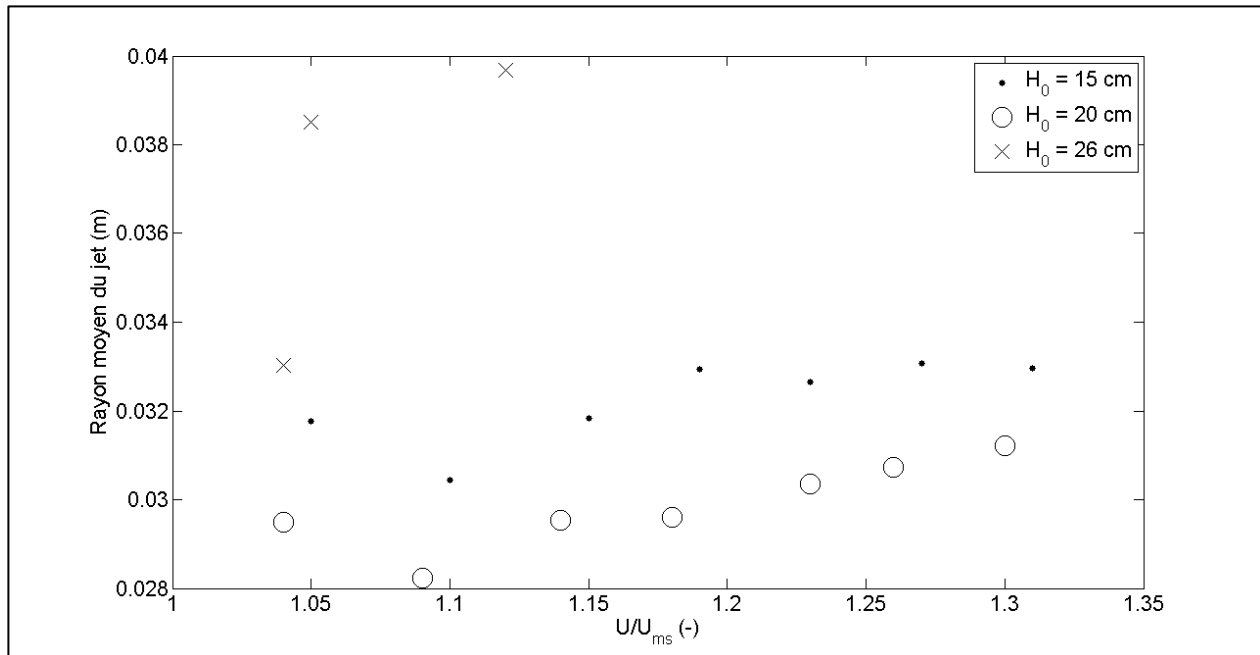


Figure 4-9 : Rayon moyen du jet en fonction des conditions opératoires

La hauteur moyenne de la fontaine est définie comme la différence entre la moyenne des hauteurs auxquelles le traceur cesse de monter pour commencer à descendre et la hauteur moyenne de l'anneau. La Figure 4-10 présente la hauteur moyenne de la fontaine normalisée par  $H_0$ . Il apparaît que cette valeur augmente lorsque  $U/U_{ms}$  augmente et aussi lorsque  $H_0$  augmente. La dispersion, représentée par les barres d'erreur et calculée comme l'écart-type de la mesure, augmente elle aussi avec  $U/U_{ms}$  et avec  $H_0$ . Pour des  $H_0$  de 15 cm et 20 cm, les courbes se superposent. La hauteur de la fontaine pourrait donc être directement proportionnelle à la hauteur du lit stagnant.

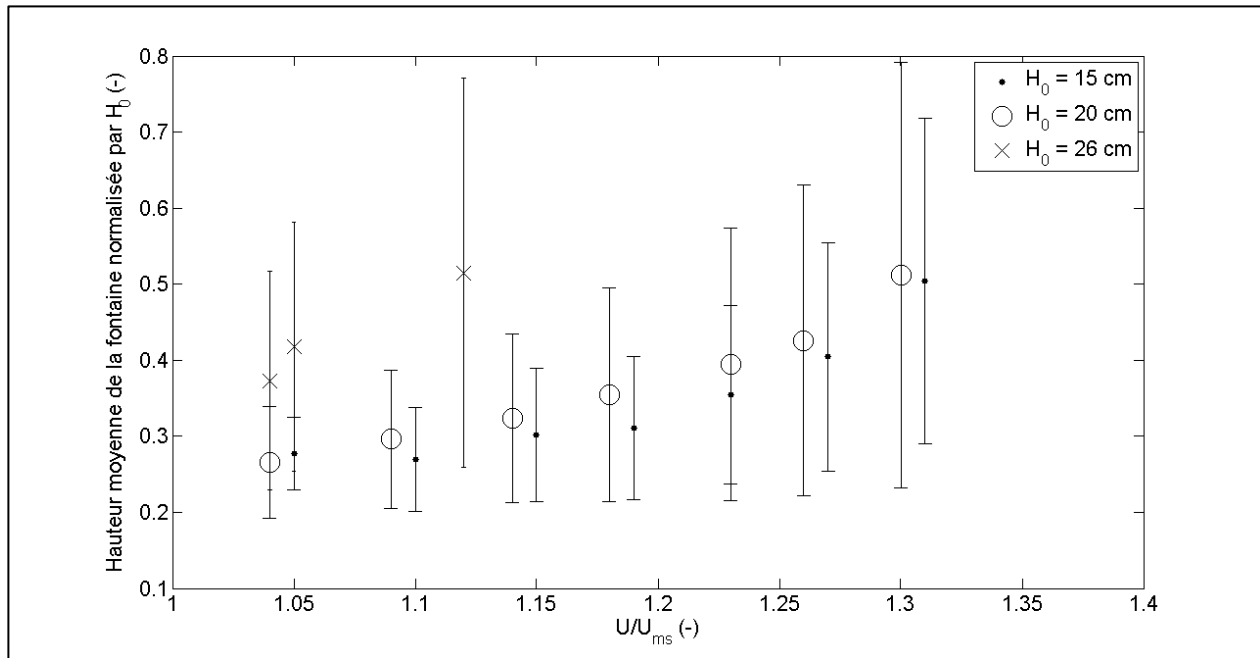


Figure 4-10 : Hauteur moyenne de la fontaine normalisée par  $H_0$  en fonction des conditions opératoires

À partir des données de l'évolution temporelle de la position, il est également possible de déduire les distributions verticales et radiales de probabilité de pénétration dans le jet et dans l'anneau respectivement (Figure 4-11 et Figure 4-15). La distribution verticale de probabilité de pénétration dans le jet est calculée en discrétisant le jet verticalement. La fréquence de pénétration dans le jet, pour un élément vertical donné, est définie comme la portion du nombre total de cycles effectués par le traceur durant une expérience pour laquelle la pénétration dans le jet a eu lieu à une hauteur comprise dans cet élément vertical. La distribution radiale de probabilité de pénétration dans l'anneau est définie de manière analogue. Les fréquences cumulées présentées aux Figure 4-11 et Figure 4-15 sont calculées en cumulant les fréquences entre la base du lit ( $z = 0$ ) et la hauteur maximale de pénétration pour le jet, et entre l'axe de symétrie du cône ( $r = 0$ ) et le rayon maximal de pénétration dans l'anneau.

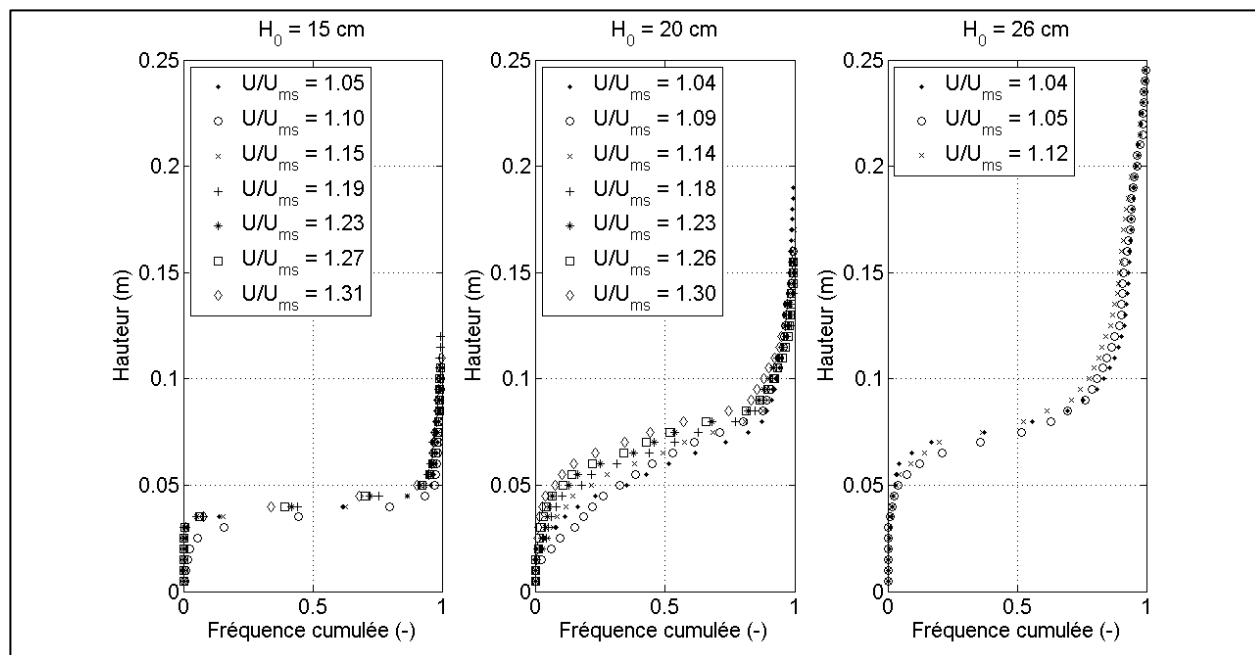


Figure 4-11 : Distribution verticale de probabilité de pénétration du solide dans le jet en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-11 présente la distribution verticale de la probabilité de pénétration du solide dans le jet à partir de l'anneau. La distribution dépend beaucoup plus de la hauteur du lit stagnant que de la vitesse d'injection, dans la plage de valeurs investiguées, ce qui peut être observé également sur la Figure 4-12. Cette dernière présente l'évolution de la hauteur moyenne de pénétration dans le jet en fonction des conditions opératoires. Lorsque  $U/U_{ms}$  augmente, le solide entre en moyenne de plus en plus haut dans le jet. Cet effet est particulièrement marqué pour les essais réalisés avec  $H_0 = 20$  cm. La dispersion de la mesure, calculée comme son écart-type et présentée dans le Tableau 4-1, augmente avec la hauteur du lit stagnant mais est relativement indépendante de  $U/U_{ms}$  pour une hauteur donnée.

Tableau 4-1 : Dispersion de la mesure de la hauteur moyenne de pénétration dans le jet

$H_0$	15 cm	20 cm	26 cm
Dispersion (écart-type)	1 cm	2-2,5 cm	3,5-4 cm

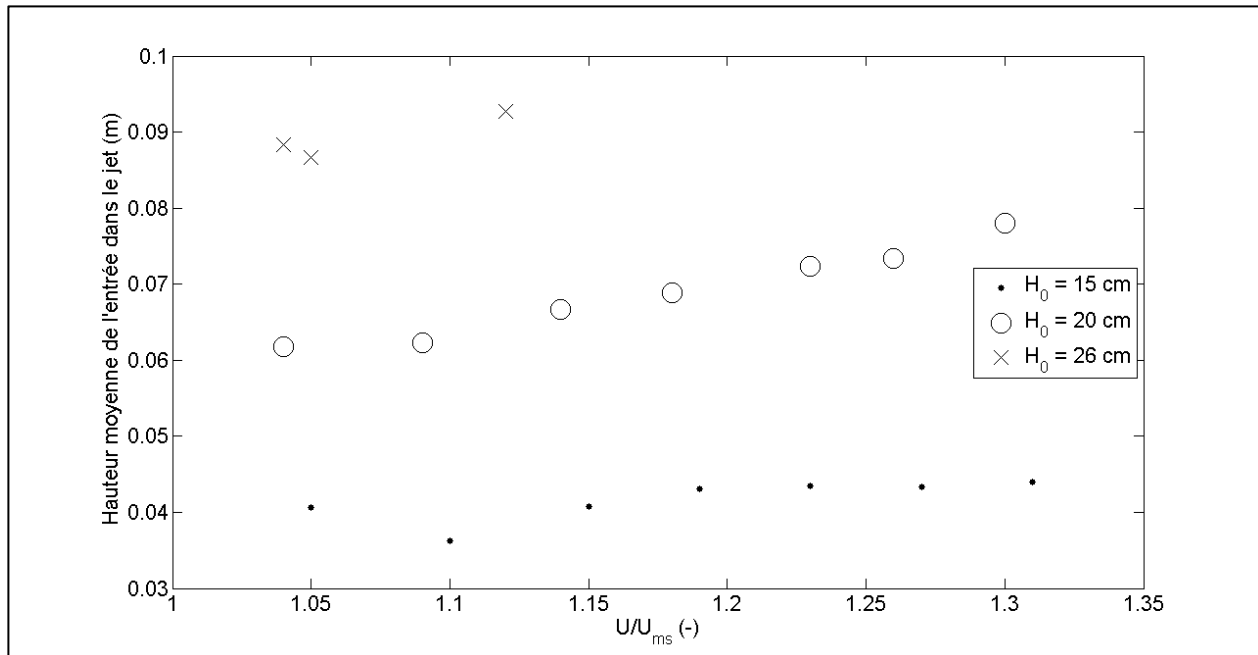


Figure 4-12 : Hauteur moyenne de pénétration dans le jet en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-13 présente la hauteur moyenne de pénétration dans le jet normalisée par  $H_0$ . À basse vitesse, cette valeur est proche de 30 % et, tel que mentionné ci-dessus, elle augmente lorsque la vitesse d'injection augmente. Par ailleurs, lors que  $H_0$  est plus grand, le solide entre proportionnellement plus haut dans le jet.

La distance moyenne parcourue par le solide dans le jet, considérée comme verticale et définie comme la différence entre la hauteur moyenne de l'anneau et la hauteur moyenne de pénétration dans le jet, est présentée à la Figure 4-14 en fonction des conditions opératoires. Il apparaît que cette distance décroît très légèrement lorsque la vitesse relative d'injection augmente.



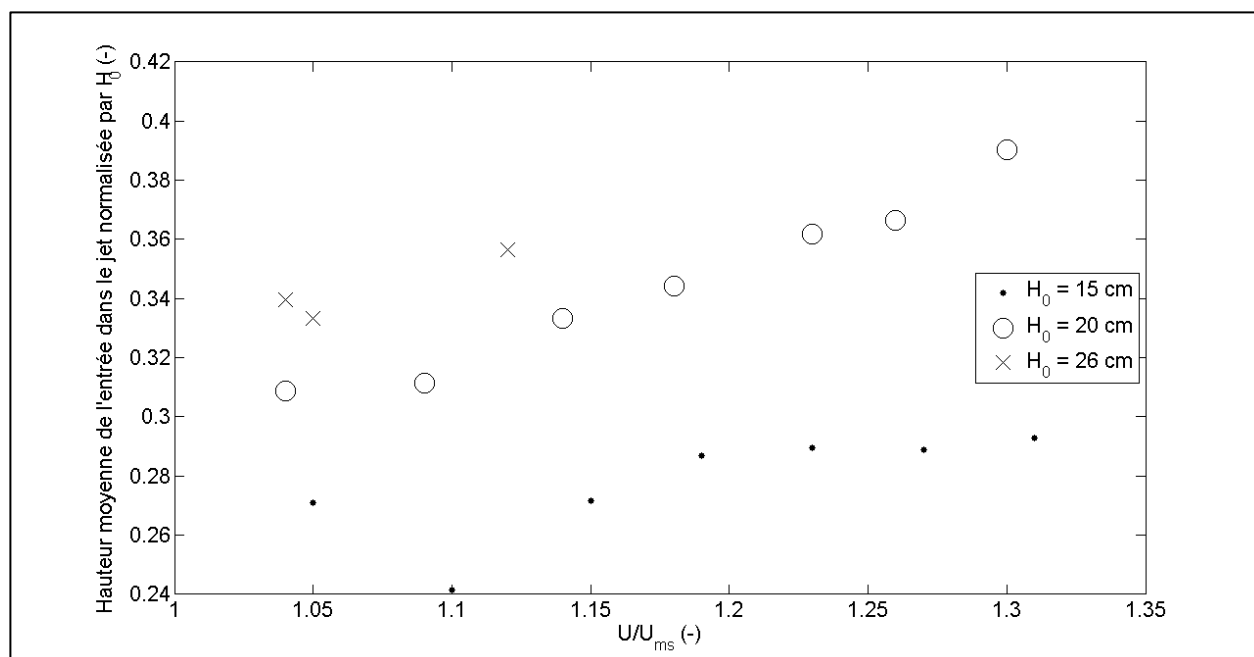


Figure 4-13 : Hauteur moyenne de pénétration dans le jet normalisée par  $H_0$

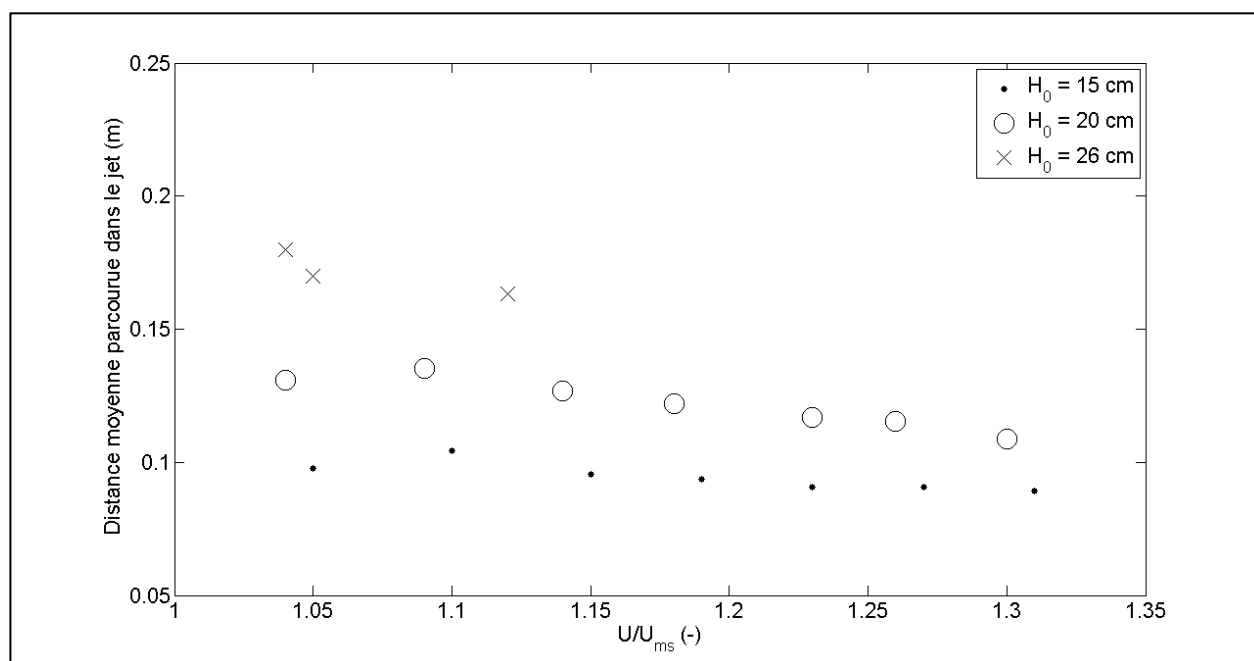


Figure 4-14 : Distance moyenne parcourue dans le jet calculée comme la distance verticale entre le point moyen d'entrée dans le jet et la hauteur moyenne de l'anneau en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-15 illustre la distribution radiale de la probabilité de pénétration dans l'anneau à partir de la fontaine. L'étendue radiale de la distribution augmente bien avec l'augmentation de  $H_0$ , ce qui est normal étant donné que la surface du lit solide augmente avec la hauteur de ce dernier de par sa forme conique. La distribution est ici encore peu affectée par la variation de la  $U/U_{ms}$ . Il y a un changement de pente clairement observable pour des hauteurs de 15 et 26 cm aux rayons de 10 et 15 cm respectivement; cette augmentation de fréquence de pénétration dans l'anneau, qui apparaît à proximité de la paroi, pourrait être expliquée par le rebond des solides sur les parois du lit.

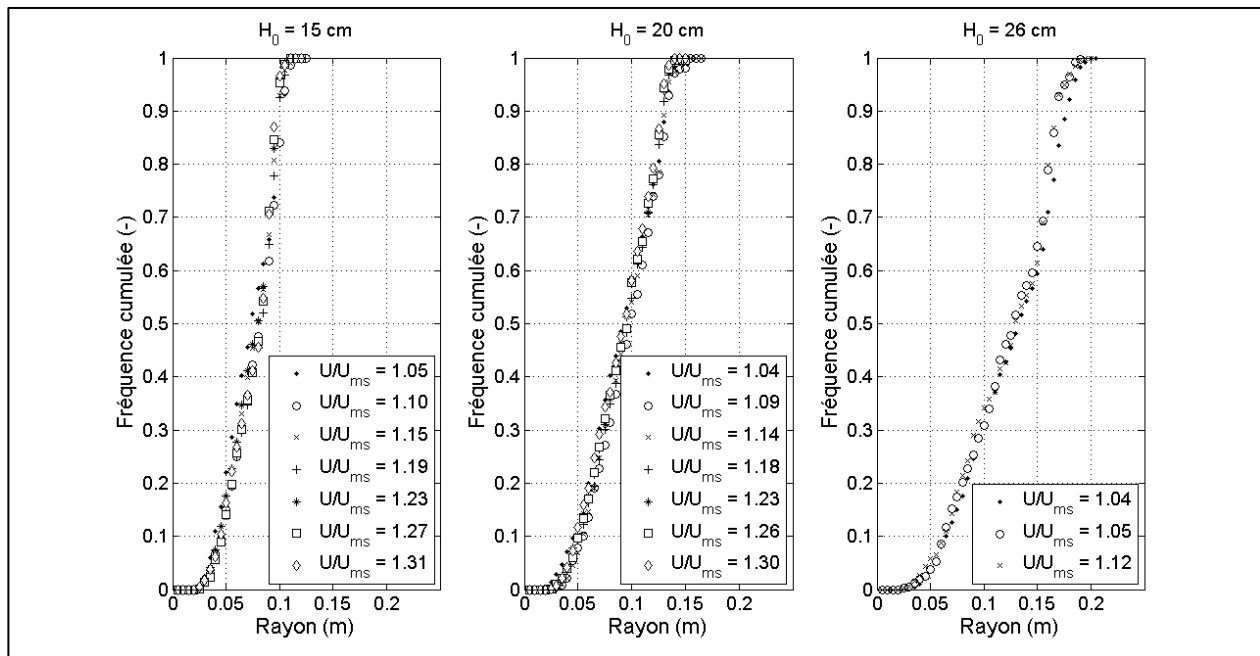


Figure 4-15 : Distribution radiale de la probabilité de pénétration dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-16 présente le rayon moyen de pénétration dans l'anneau normalisé par le rayon de la surface du lit au repos en fonction des conditions opératoires. Une absence d'influence de  $U/U_{ms}$  sur cette donnée est observée. Comme le rayon de la surface du lit au repos augmente lorsque  $H_0$  augmente, le rayon moyen de pénétration dans l'anneau ne dépend donc que de  $H_0$ . Il est égal en moyenne, en considérant tous les cas étudiés, à 75 % du rayon de la surface du lit stagnant.

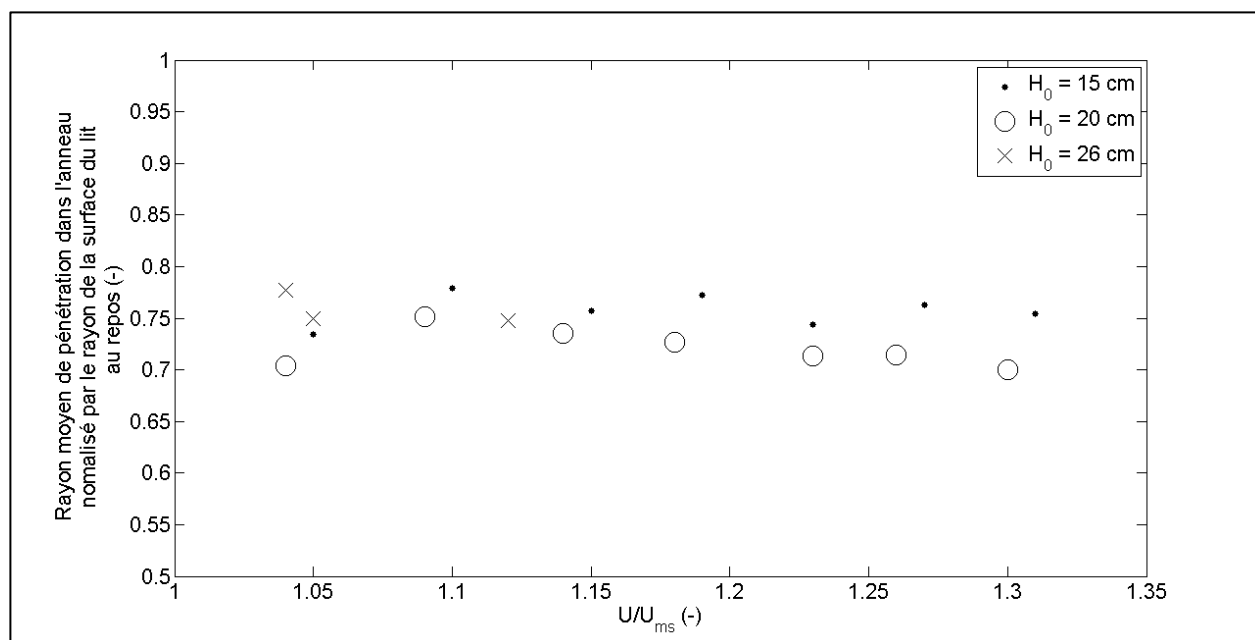


Figure 4-16 : Rayon moyen de pénétration dans l'anneau normalisé par le rayon de la surface du lit au repos en fonction des conditions opératoires

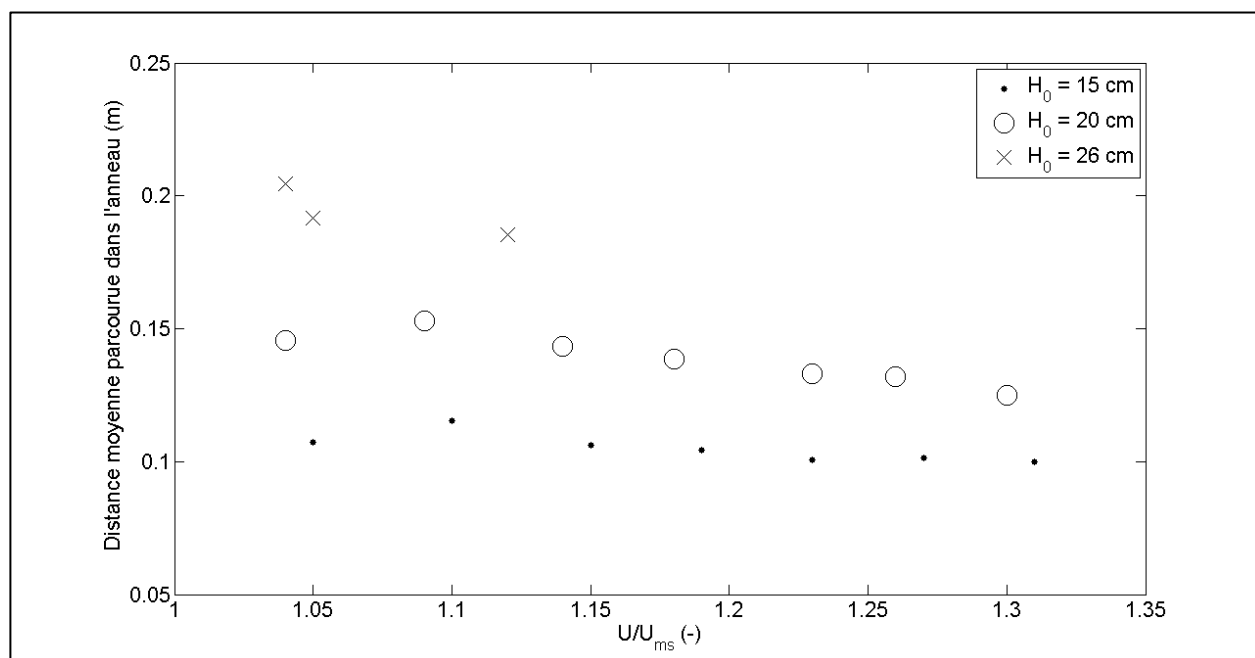


Figure 4-17 : Distance moyenne parcourue dans l'anneau calculée comme la distance entre le point moyen d'entrée dans l'anneau et le point moyen d'entrée dans le jet en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-17 présente la distance moyenne parcourue par le solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires. Cette distance est définie comme la distance entre les points moyens d'entrée dans l'anneau et dans le jet. Quand  $H_0$  augmente, cette distance augmente. Quand  $U/U_{ms}$  augmente, la distance diminue légèrement car le point moyen d'entrée dans le jet se trouve de plus en plus haut.

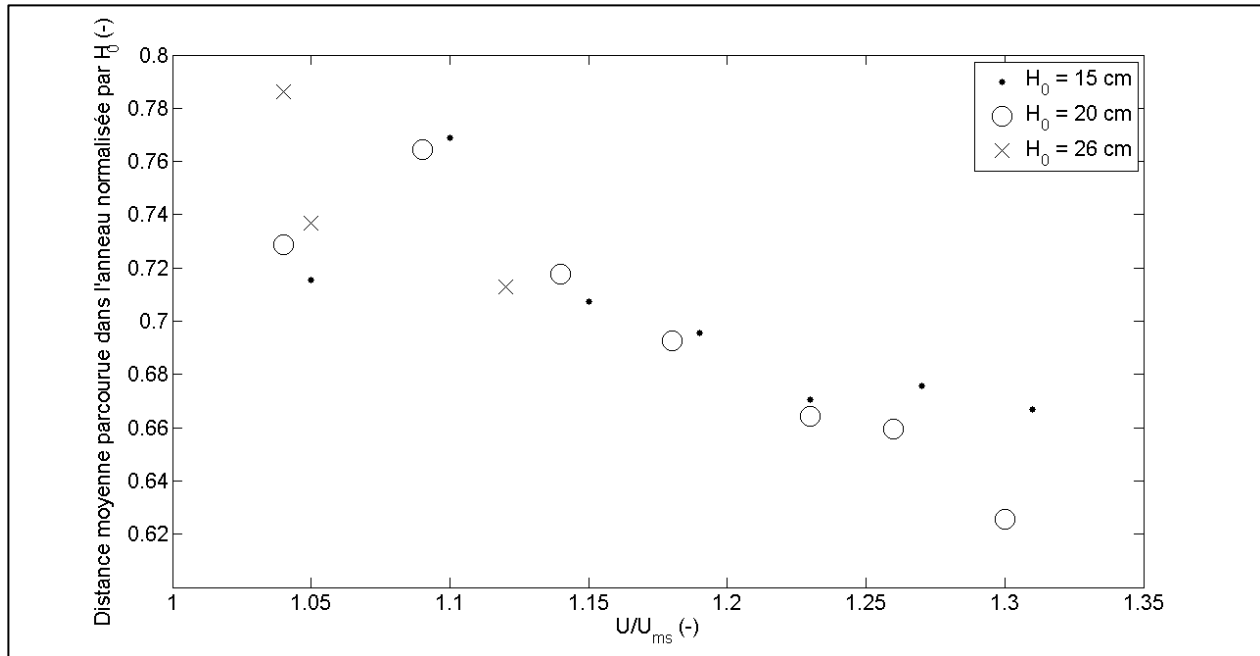


Figure 4-18 : Distance moyenne parcourue par le solide dans l'anneau normalisée par  $H_0$  en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-18 présente la distance moyenne parcourue par le solide dans l'anneau normalisée par  $H_0$  en fonction des conditions opératoires. Ce rapport est indépendant de  $H_0$  et décroît lorsque  $U/U_{ms}$  augmente.

L'angle moyen de la trajectoire du solide dans l'anneau est défini comme l'angle entre la verticale et le vecteur reliant les points moyens d'entrée dans l'anneau et dans le jet. Cet angle est présenté à la Figure 4-19 en fonction des conditions opératoires. L'angle augmente lorsque  $U/U_{ms}$  augmente, ce qui traduit bien le fait que le solide pénètre de plus en plus haut dans le jet. Cet angle augmente également lorsque la  $H_0$  passe de 15 à 20 cm. Cette tendance est cependant moins observée entre 20 et 26 cm. Finalement, cet angle a une valeur comprise entre  $20^\circ$  et  $29^\circ$ , pour les conditions opératoires investiguées, ce qui est proche du demi-angle du cône du lit qui

vaut  $30^\circ$ . La trajectoire moyenne du solide dans l'anneau est donc à peu près parallèle à la paroi du lit, et ceci est d'autant plus vrai que  $H_0$  et  $U/U_{ms}$  sont grands.

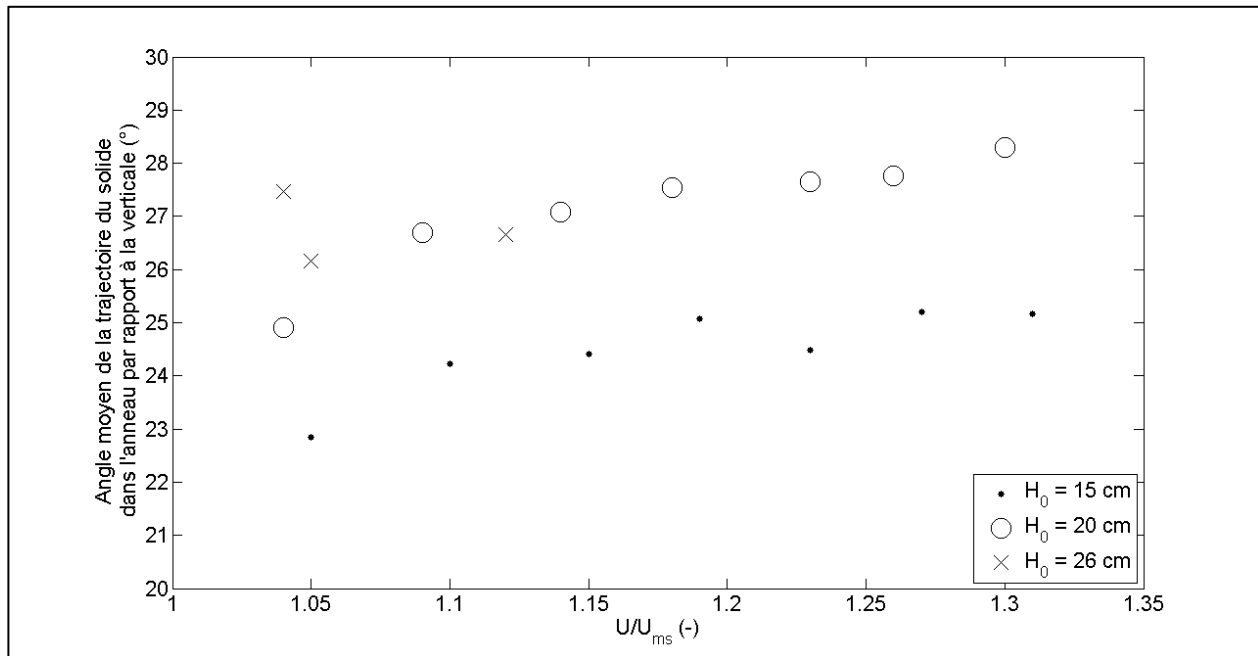


Figure 4-19 : Angle moyen de la trajectoire du solide dans l'anneau par rapport à la verticale en fonction des conditions opératoires

#### 4.2.2 Distributions temporelles et vitesse du solide

Les résultats précédents sont basés uniquement sur une analyse spatiale de la position. Il est cependant également possible de réaliser une analyse temporelle de l'évolution de la position. Quatre temps moyens sont définis pour chaque expérience. Les temps de séjour du solide dans le jet, l'anneau et la fontaine sont définis comme les temps entre les entrées successives du traceur dans le jet et la fontaine, dans l'anneau et le jet, ainsi que dans la fontaine et l'anneau, respectivement. Le temps de cycle total du solide est le temps moyen entre deux entrées successives du traceur dans le jet. Ce dernier temps représente également la somme du temps de séjour dans le jet, la fontaine et l'anneau pour un cycle donné. La Figure 4-20 présente, de manière qualitative pour ce qui est de la fréquence, les distributions des temps de séjour dans l'anneau, le jet et la fontaine, et du temps de cycle total pour une expérience typique ( $H_0 = 20$  cm et  $U/U_{ms} = 1,18$ ). Ces distributions sont obtenues en divisant le temps en 100 classes égales réparties entre 0 et 12 s et pour chacune desquelles la fréquence relative d'occurrence est

calculée. Les distributions pour le jet et la fontaine ont des formes similaires, de même que les distributions pour l'anneau et le cycle total.

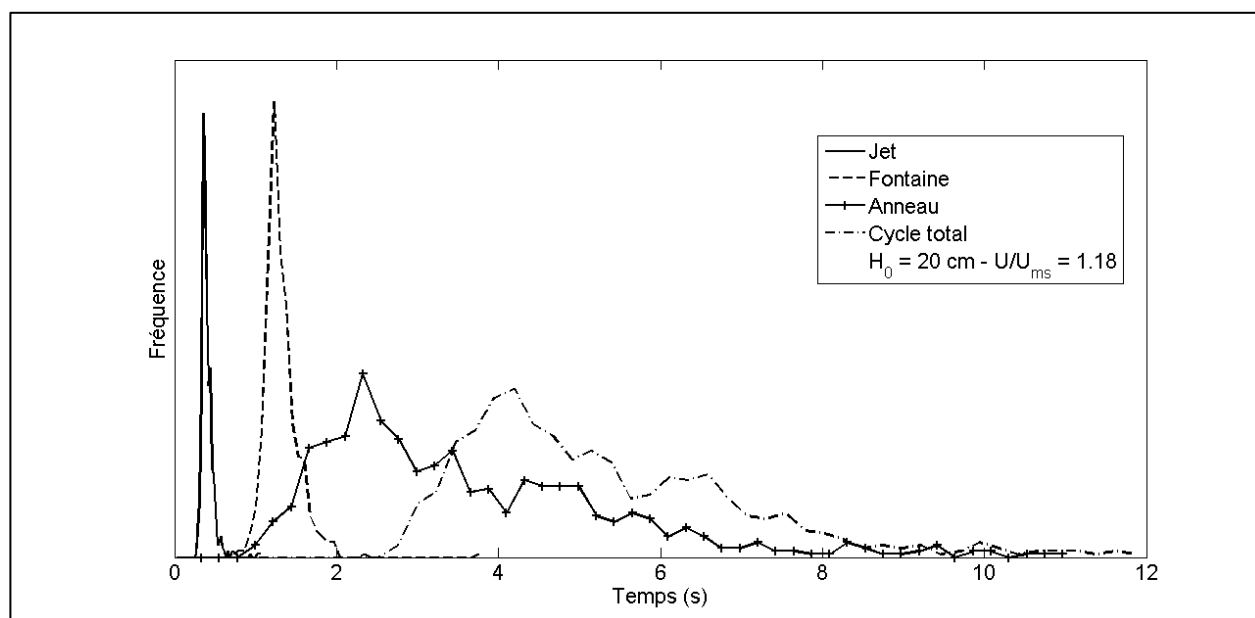


Figure 4-20 : Distribution des temps de séjour du solide dans le jet, la fontaine et l'anneau et du temps de cycle total du solide pour une expérience typique ( $H_0 = 20 \text{ cm}$ ,  $U/U_{ms} = 1,18$ )

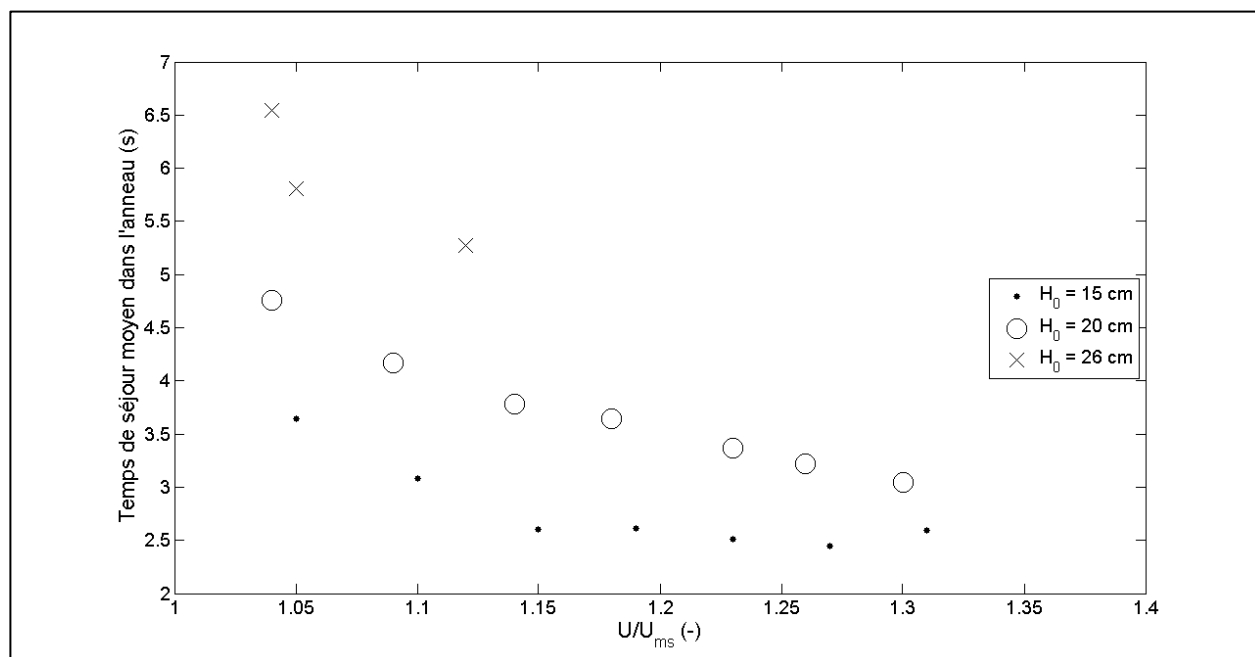


Figure 4-21 : Temps de séjour moyen du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

Dans le cas du temps de séjour dans l'anneau, il apparaît que la distribution est relativement large et s'étend sur 6 ou 7 secondes. La distribution est dissymétrique et présente une longue queue. Ceci signifie que beaucoup de solide passe moins de temps que le temps de séjour moyen dans l'anneau, mais qu'une certaine quantité présente un temps de séjour significativement plus long que la moyenne. Dans le cas du temps de séjour dans le jet, la distribution est beaucoup moins étendue et présente une certaine symétrie. Dans le cas du temps de séjour dans la fontaine, la distribution est presque symétrique par rapport à la moyenne et présente une faible étendue. Les valeurs moyennes des temps de séjour dans les trois régions, du temps de cycle total et des portions du temps de cycle total passées dans chaque région sont résumés dans le Tableau 4-2 pour le cas de l'essai typique présenté ci-dessus.

Tableau 4-2 : Temps de séjours moyens dans les trois régions du lit, temps de cycle total moyen et portions du temps de cycle total passé dans chaque région du lit à jet pour un essai typique ( $H_0 = 20$  cm,  $U/U_{ms} = 1,18$ )

Types de temps	Temps (s)	Portions du cycle total
<b>Séjour dans l'anneau</b>	3,6	68 %
<b>Séjour dans le jet</b>	0,4	7,5 %
<b>Séjour dans la fontaine</b>	1,3	24,5 %
<b>Cycle total</b>	5,3	-

Les Figure 4-21, Figure 4-23, Figure 4-25 et Figure 4-26 présentent respectivement les temps de séjour moyens dans l'anneau, le jet et la fontaine et le temps de cycle total moyen en fonction des conditions opératoires.

Plus  $H_0$  est grand, plus le temps de séjour dans l'anneau est long pour  $U/U_{ms}$  donné, et plus  $U/U_{ms}$  est élevé, plus le temps de séjour dans l'anneau diminue pour  $H_0$  donné. Il semble y avoir une valeur plancher autour de 2,5 s pour le temps de séjour moyen dans l'anneau dans le cas de la plus basse hauteur de lit.

La vitesse moyenne du solide dans l'anneau, définie comme le rapport de la distance moyenne parcourue par le solide dans l'anneau (voir Figure 4-17) et du temps de séjour moyen dans l'anneau, est présentée en fonction des conditions opératoires sur la Figure 4-22. La vitesse

moyenne dans l'anneau semble être indépendante de  $H_0$ . Ainsi, pour  $U/U_{ms}$  donné, le solide parcourt en moyenne l'anneau à la même vitesse, quelque soit la hauteur du lit.

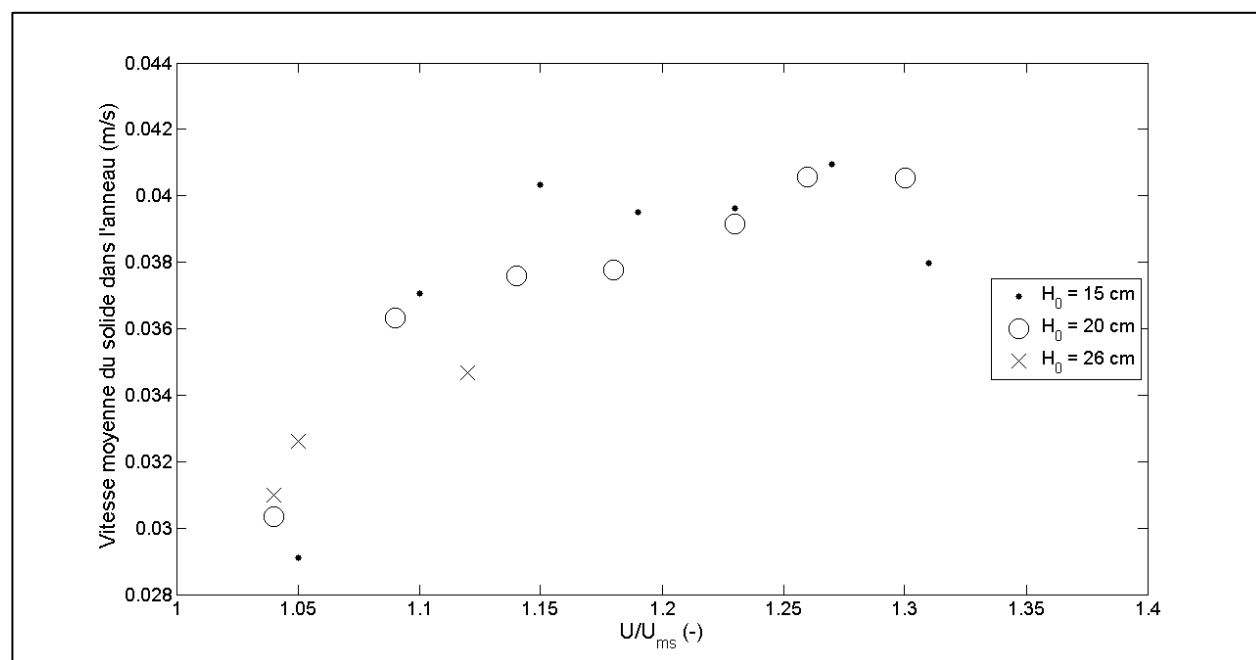


Figure 4-22 : Vitesse moyenne du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

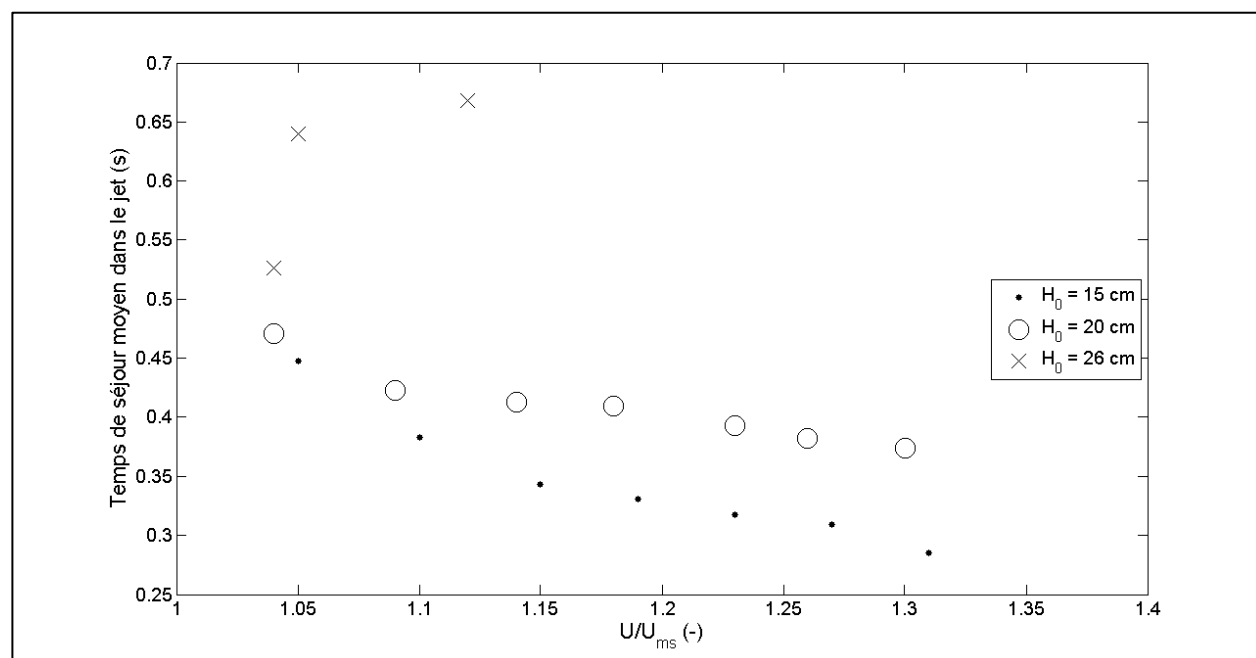


Figure 4-23 : Temps de séjour moyen du solide dans le jet en fonction des conditions opératoires



Le temps de séjour moyen dans le jet, présenté en fonction des conditions opératoires à la Figure 4-23, diminue lorsque la vitesse de l'air augmente. Bien entendu, plus le lit est haut, plus le temps de séjour est grand pour une vitesse d'injection donnée. Les données obtenues pour  $H_0$  égal 26 cm présentent un comportement différent sans raison évidente. La Figure 4-24 illustre l'effet des conditions opératoires sur la vitesse moyenne du solide dans le jet calculée comme le rapport de la distance verticale moyenne parcourue dans le jet (voir Figure 4-14) avec le temps de séjour moyen dans le jet.

Il semble que la vitesse moyenne dans le jet augmente globalement avec  $U/U_{ms}$  mais qu'elle soit relativement indépendante de  $H_0$ .

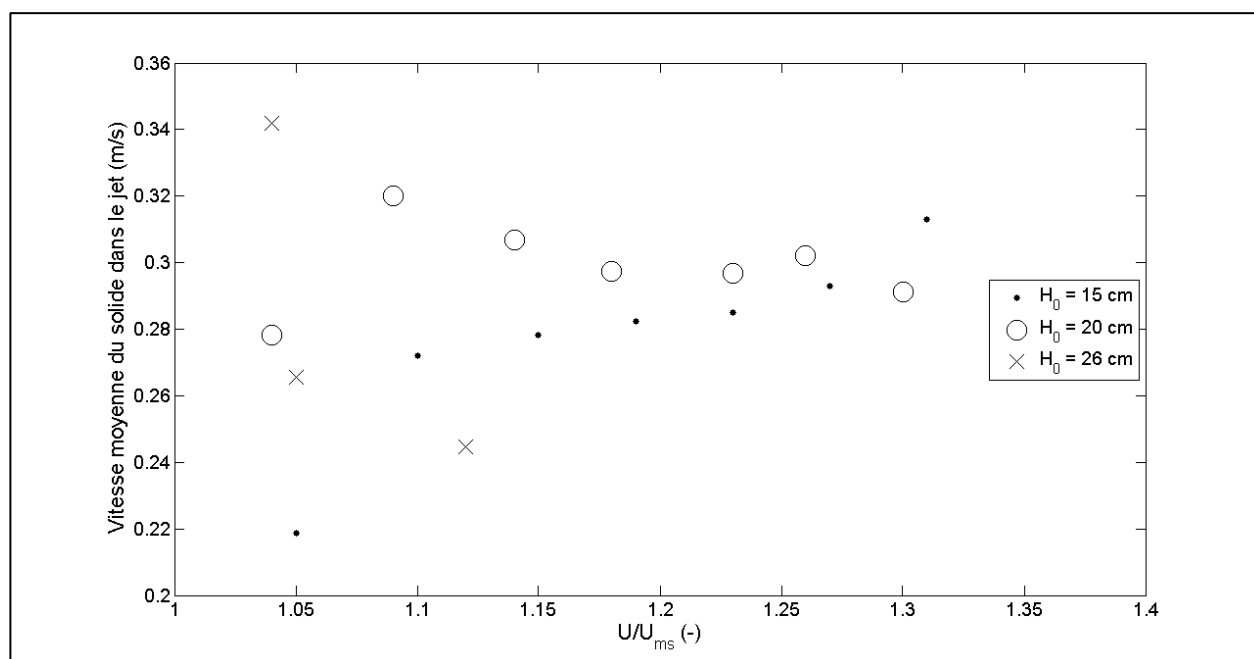


Figure 4-24 : Vitesse moyenne du solide dans le jet calculée comme le ratio de la distance moyenne parcourue dans le jet et du temps de séjour moyen dans le jet

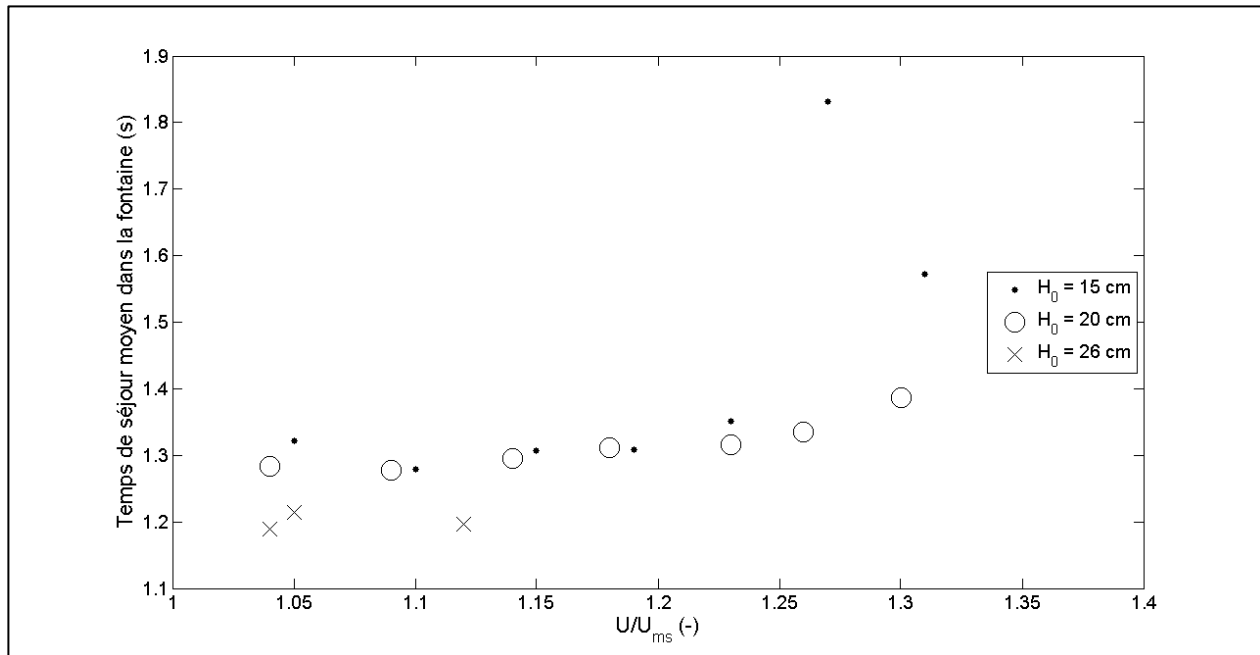


Figure 4-25 : Temps de séjour moyen du solide dans la fontaine en fonction des conditions opératoires

Le temps de séjour moyen du solide dans la fontaine (Figure 4-25) ne semble pas être influencé par  $H_0$  ni par  $U/U_{ms}$ . Une augmentation significative de ce temps de séjour est cependant observable pour les  $U/U_{ms}$  supérieurs à 1,25.

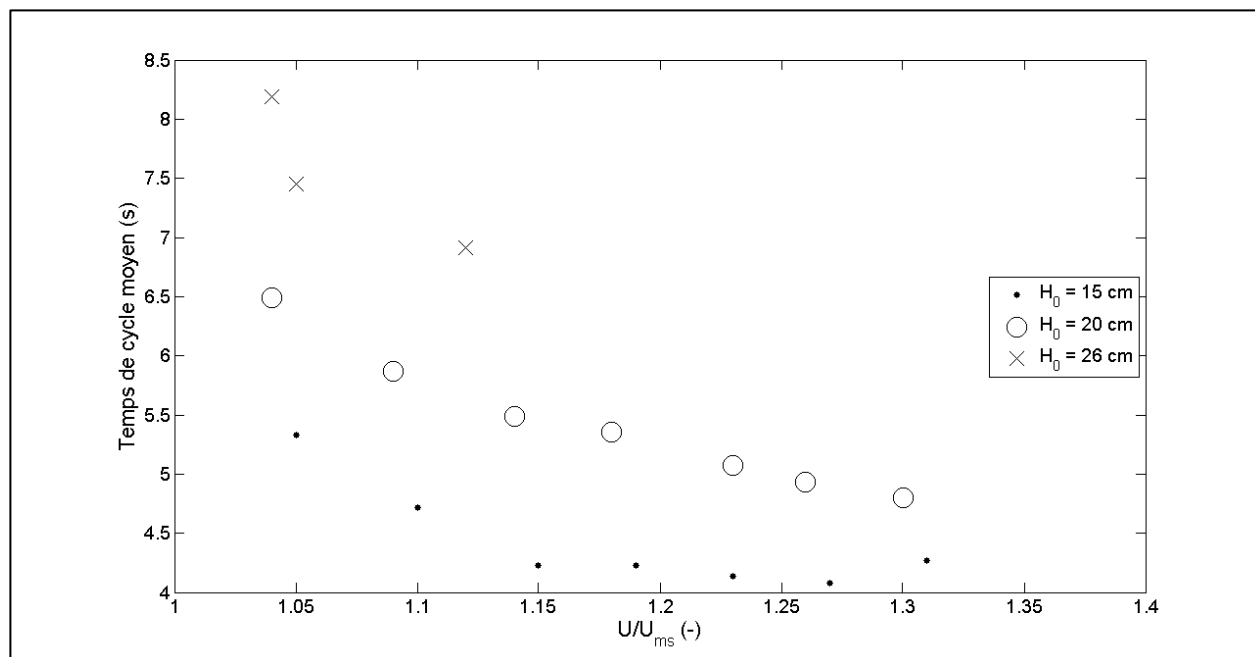


Figure 4-26 : Temps de cycle total moyen en fonction des conditions opératoires

Le temps de cycle total moyen du solide dans le lit, présenté à la Figure 4-26, dépend surtout du temps de séjour moyen dans l'anneau (voir Figure 4-27); la Figure 4-26 montre donc un profil très similaire à la Figure 4-21.

La Figure 4-27 présente la portion du temps de cycle total passée en moyenne dans chaque région (jet-anneau-fontaine) en fonction des conditions opératoires. La portion du temps de cycle total passée dans le jet semble être relativement constante pour toutes les expériences. Elle vaut environ 7,7 %. Pour le reste, il apparaît que plus  $U/U_{ms}$  augmente, plus la portion de temps passée dans la fontaine augmente, et plus celle passée dans l'anneau diminue. Ceci peut s'expliquer par le fait que la fontaine est alors de plus en plus haute et que le solide circule de plus en plus vite dans un anneau dont les dimensions changent peu avec  $U/U_{ms}$ .

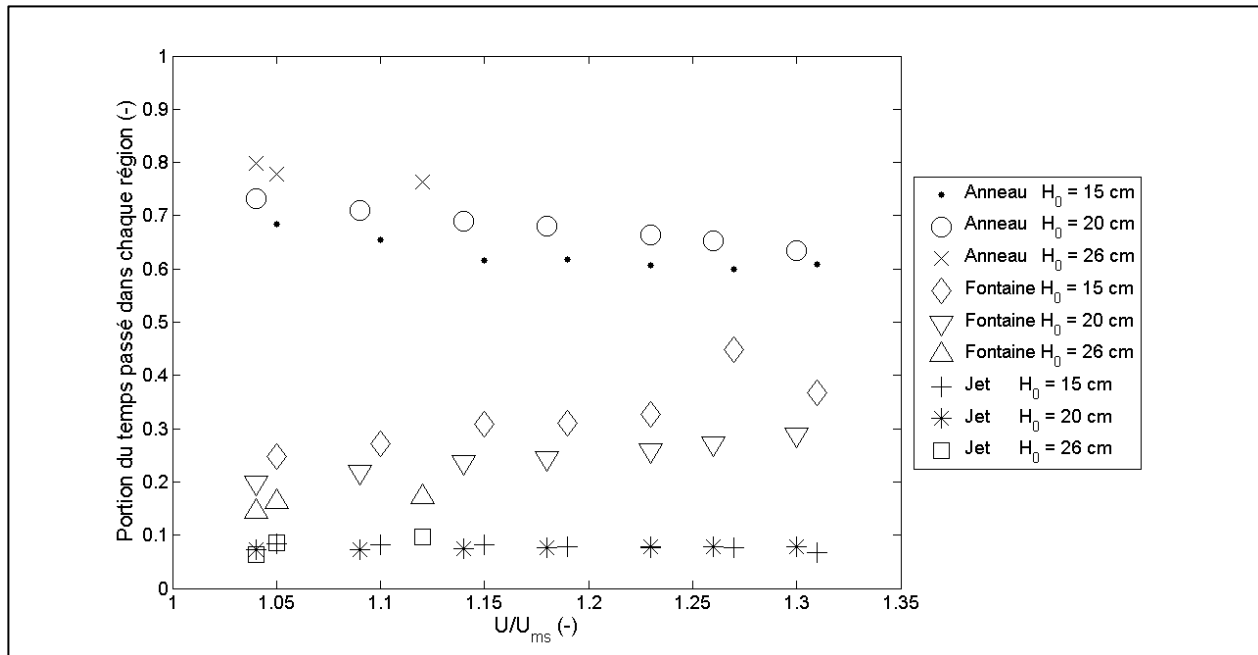


Figure 4-27 : Portions du temps de cycle total moyen passé dans chaque région en fonction des conditions opératoires

### 4.2.3 Taux de gaz dans l'anneau et le jet

Le taux de solide moyen dans l'anneau ( $a_{s,an}$ ) est défini comme le rapport du volume moyen de solide dans l'anneau ( $V_{s,an}$ ) et du volume de l'anneau ( $V_{an}$ ) :

$$a_{s,an} = \frac{V_{s,an}}{V_{an}} = \frac{\frac{t_{an}}{t_c} V_s}{V_{an}} \quad (4.1)$$

où  $t_{an}$  et  $t_c$  sont le temps de séjour moyen dans l'anneau et le temps de cycle total moyen, et où  $V_{an}$  est calculé à l'aide d'une discrétisation du lit dans le plan  $r$ - $z$  en carrés de 0,5 cm de côté, ayant donc une aire de  $2,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$ , et  $V_{an}$  est exprimé comme suit :

$$V_{an} = 2,5 \cdot 10^{-5} \sum_{i=1}^n 2\pi r_i \quad (4.2)$$

où  $n$  est le nombre d'éléments de discrétisation où le tr le traceur a été identifié comme étant dans l'anneau (donc entre une entrée dans l'anneau et une entrée dans le jet) et  $r_i$  est le rayon moyen de l'élément de discrétisation  $i$ .

Le taux de solide moyen dans le jet ( $a_{s,jet}$ ) est calculé de manière analogue à partir du volume moyen de solide dans le jet ( $V_{s,jet}$ ) et du volume du jet ( $V_{jet}$ ).

$$a_{s,jet} = \frac{V_{s,jet}}{V_{jet}} \quad (4.3)$$

Les taux de gaz dans ces deux régions,  $a_{g,an}$  et  $a_{g,jet}$  respectivement, sont alors définis suit :

$$a_{g,an} = 1 - a_{s,an} \quad (4.4)$$

$$a_{g,jet} = 1 - a_{s,jet} \quad (4.5)$$

Les taux de gaz dans ces deux régions sont présentés à la Figure 4-28 pour différentes expériences. Comme il ne s'agit plus ici de données moyennes par cycle mais bien de données moyennées par élément de discrétisation, nous ne présentons ici que les résultats obtenus avec des expériences ayant duré quatre heures.

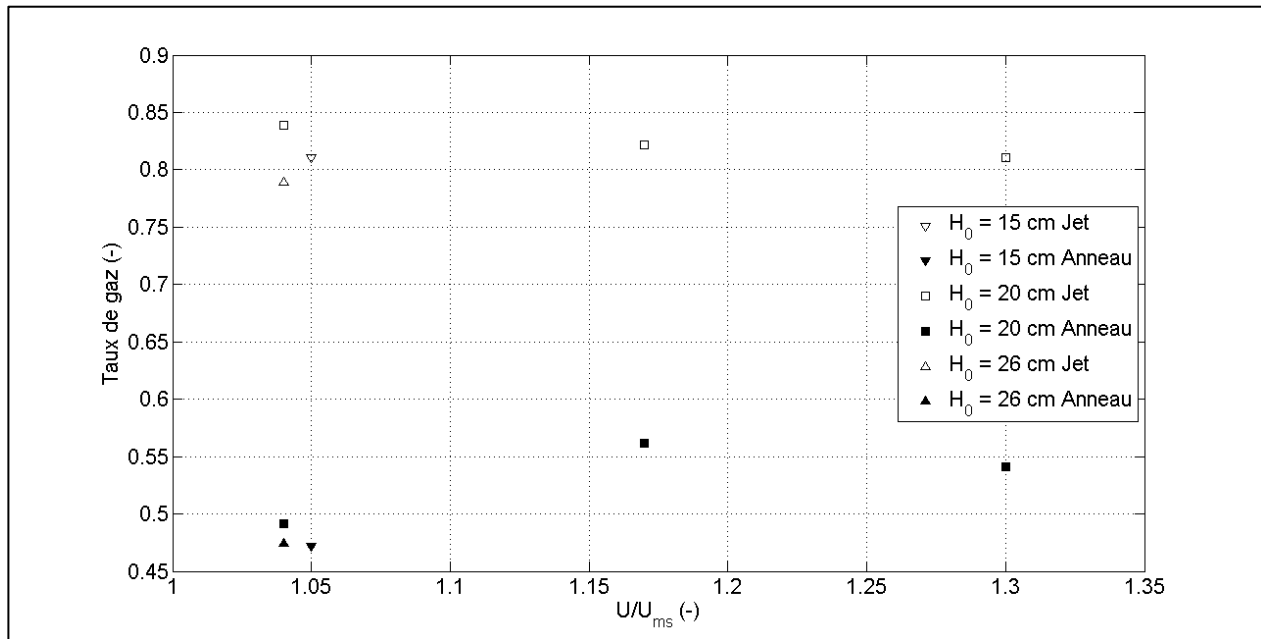


Figure 4-28 : Taux de gaz moyen dans le jet et dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

La Figure 4-28 illustre que le taux de gaz moyen dans l'anneau et dans le jet semblent peu affectés par les conditions opératoires, pour le domaine de conditions investigué. L'effet de  $H_0$

présentés par les trois points regroupés à basse vitesse est faible, tandis qu'il semble y avoir une augmentation du taux de gaz dans l'anneau lorsque la vitesse d'injection augmente, le taux de gaz passant d'une valeur de 0,47 environ à une valeur proche de 0,55. Cette observation traduirait donc un certain gonflement de l'anneau par aération à  $U/U_{ms}$  élevé. Une telle tendance n'est cependant pas observée pour le jet puisque le taux de gaz y reste relativement constant à une valeur proche de 0,8.

Le taux de gaz moyen dans la fontaine n'a pas été calculé car il s'agit d'une région étendue où la précision de la technique RPT est significativement moindre.

#### 4.2.4 Débits volumiques de solide

Le débit volumique de solide d'une région à l'autre ( $Q_v$ ) est défini comme:

$$Q_v = \frac{V_s}{t_c} \quad (4.6)$$

La Figure 4-29 présente le débit volumique en fonction de la vitesse d'injection de l'air dans le lit à jet conique  $U$  pour les trois  $H_0$ .  $U$  est exprimée pour des conditions normales de pression et température (Nm/s). Il y a une nette tendance à l'augmentation du débit de solide quand  $U$  augmente, et pour  $U/U_{ms}$  donné lorsque  $H_0$  augmente. Le lien entre le débit de solide et la vitesse d'injection de l'air est linéaire.

La Figure 4-30 présente le rapport entre le débit volumique de solide ( $Q_v$ ) et la vitesse moyenne du solide dans l'anneau ( $v_{an}$ , telle que présentée à la Figure 4-22) en fonction des conditions opératoires. Pour chaque  $H_0$ , ce rapport, qui a les unités d'une surface, est relativement constant. Cette surface peut être assimilée à la section moyenne de passage du débit de solide à la sortie de l'anneau, ce qui est défini comme la surface d'écoulement entre l'anneau et le jet (appelé *cross-flow* dans la littérature anglophone). La hauteur de la fenêtre de pénétration du solide de l'anneau vers le jet ( $H_{an-jet}$ ) peut être estimée en divisant ce rapport par le périmètre moyen du jet :

$$H_{an-jet} = \frac{Q_v}{v_{an}} \frac{1}{2\pi R_{jet}} \quad (4.1)$$

où  $R_{jet}$  est le rayon moyen du jet (tel que présenté à la Figure 4-9)

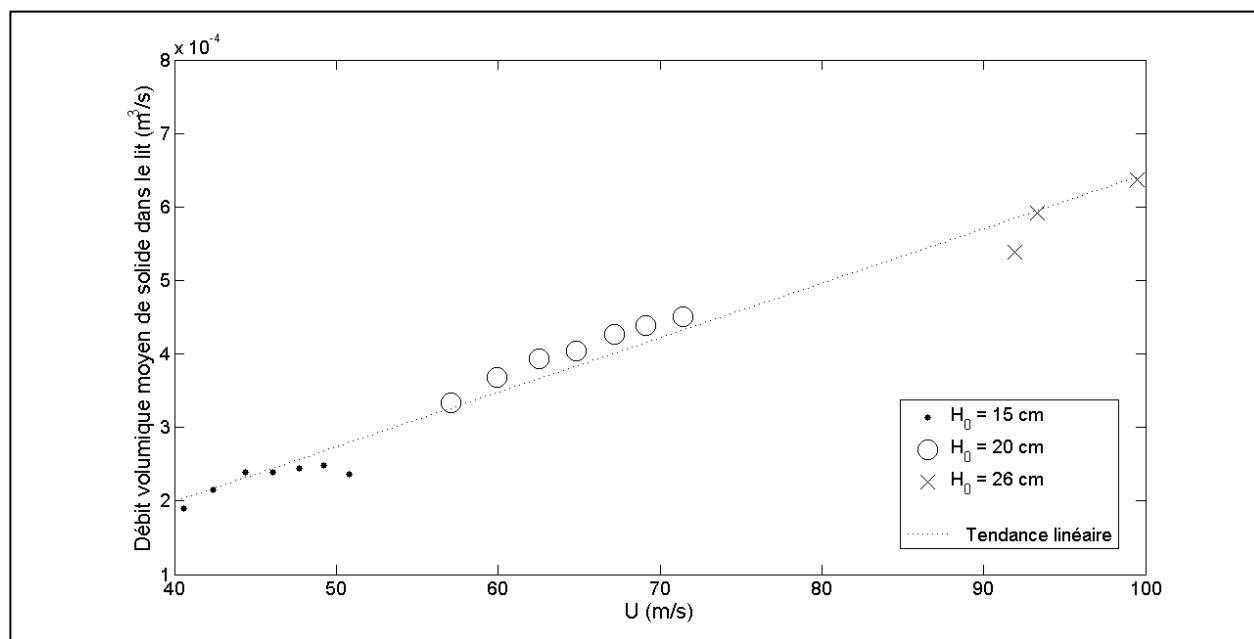


Figure 4-29 : Débit volumique de solide en fonction de la vitesse d'injection pour différentes hauteurs de lit stagnant

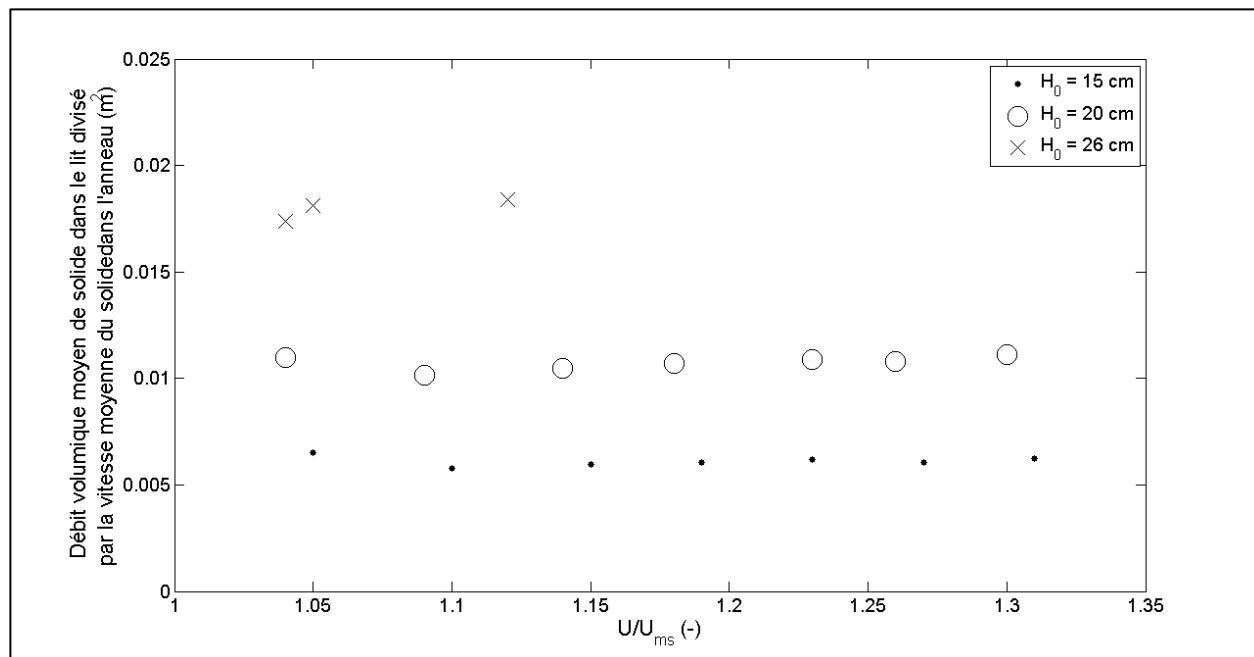


Figure 4-30 : Débit volumique global du solide divisé par la vitesse moyenne du solide dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

Tableau 4-3 : Hauteur moyenne de la fenêtre de pénétration du solide du jet vers l'anneau en fonction de  $H_0$

$H_0$ (m)	0,15	0,20	0,26
$H_{\text{an-jet}}$ (m)	0,03	0,05	0,09

Les valeurs calculées pour  $H_{\text{an-jet}}$  sont présentées dans le Tableau 4-3 en fonction de  $H_0$ . Ces valeurs correspondent assez bien à ce qui peut être observé comme étalement des courbes de fréquences cumulées de pénétration verticale dans le jet (Figure 4-11).

Étant donné que la vitesse moyenne du solide dans l'anneau est constante en fonction de  $H_0$  pour  $U/U_{\text{ms}}$  donné (Figure 4-22) et étant donné que le rapport du  $Q/v_{\text{an}}$  est constant pour  $H_0$  donné (Figure 4-30) et correspondrait donc à une portion moyenne du jet où il y a pénétration depuis l'anneau, il peut raisonnablement être conclu que l'augmentation du débit volumique avec  $U/U_{\text{ms}}$  (Figure 4-29) traduit le fait que, pour  $U/U_{\text{ms}}$  donné, l'air parcourant le jet emporte plus de solides car la fenêtre de pénétration est plus grande, mais que le mouvement dans l'anneau est relativement identique pour tout  $H_0$ .

#### 4.2.5 Champs de vitesse du solide

Les données temporelles de la position du traceur peuvent être également dérivées par rapport au temps pour déduire la vitesse du traceur à chaque instant. En discrétisant le domaine en carrés de 0,5 cm de côté, il est possible de représenter des champs de vitesse moyenne et ainsi visualiser l'écoulement.

La Figure 4-31 présente qualitativement le champ de vitesse moyenne pour trois valeurs de  $U/U_{\text{ms}}$  et pour une valeur de  $H_0$  intermédiaire. Il est possible d'observer les régions où les particules ont en moyenne un mouvement ascendant et celles où les particules ont un mouvement descendant. La frontière jet – anneau est identique à celle qui est présentée à la Figure 4-7 puisque l'entrée dans le jet est similairement définie comme le point où la position verticale passe par un minimum, soit le moment où la vitesse verticale cesse d'être négative pour devenir positive



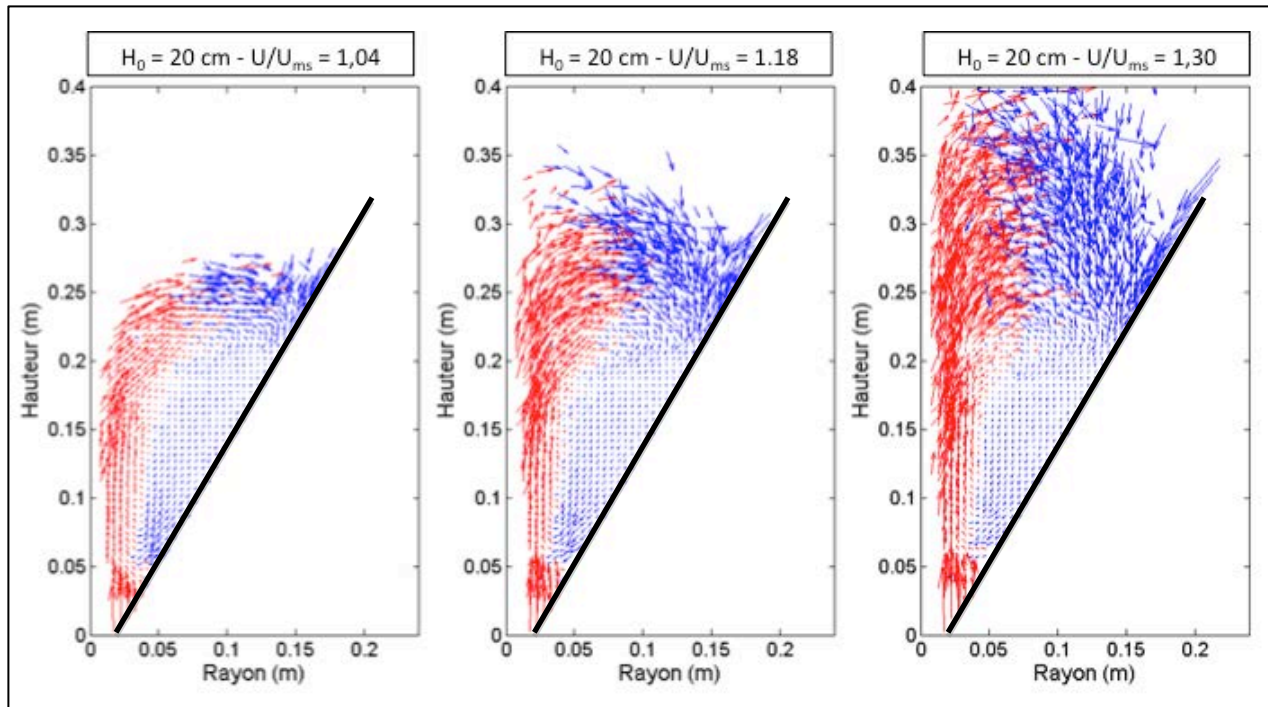


Figure 4-31 : Champs de vitesse moyenne pour 3 vitesses d'injection différentes et pour une hauteur stagnante donnée ( $H_0 = 20$  cm); en rouge, les points où la vitesse moyenne est ascendante, en bleu descendante

La Figure 4-32 représente un agrandissement de la Figure 4-31 sur les zones annulaires. Il semble que les trajectoires ne changent pas en fonction de  $U/U_{ms}$  mais que par contre la vitesse du solide augmente en amplitude lorsque  $U/U_{ms}$  augmente. Il peut donc être conclu que lorsque  $U/U_{ms}$  augmente, les particules passent au même endroit mais qu'elles passent plus vite, ce qui est tout à fait cohérent avec ce qui a été déduit de la Figure 4-22. Par ailleurs, il semble que plus on descend dans l'anneau moins les particules vont vite. Finalement, il semble y avoir une distribution radiale de la vitesse, plus lente lorsque la particule est proche de la paroi (à droite sur les figures).

Il apparaît sur la Figure 4-31 que la vitesse du solide dans le jet est presque purement verticale (composante radiale négligeable sauf tout près de la frontière jet – anneau). Cependant étant donné que le jet est une zone où la précision n'est pas grande en RPT, il est préférable de ne pas rentrer dans l'analyse quantitative de la vitesse dans cette zone. Pour estimer la vitesse moyenne du solide dans le jet, il est proposé de ne considérer que le rapport présenté sur la Figure 4-24.

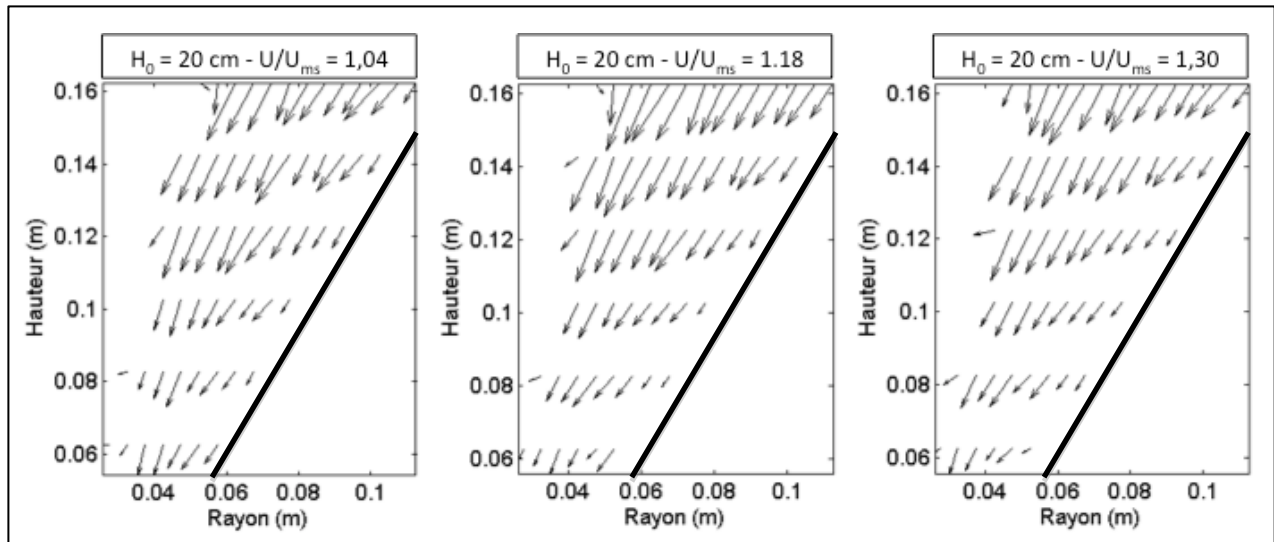


Figure 4-32 : Champs de vitesse pour 3 vitesses d'injection différentes et pour une hauteur stagnante donnée ( $H_0 = 20$  cm) ; zoom sur les zones annulaires

#### 4.2.6 Modélisation

A l'aide de l'analyse dimensionnelle, un certain nombre de corrélations empiriques peuvent être obtenues à partir des données expérimentales. Le lit à jet conique est entièrement caractérisé par 9 paramètres opératoires, dont 7 sont fixés dans le cadre de cette étude et sont :

- l'angle du demi-cône :  $\alpha$
- le diamètre d'injection :  $D_i$
- la viscosité et la densité de l'air :  $\mu$  et  $\rho$
- la taille des particules et leur densité :  $d_p$  et  $\rho_s$
- l'accélération de la gravité :  $g$

Les 2 derniers paramètres varient d'une expérience à l'autre :

- la vitesse de l'air à l'entrée :  $U$
- la hauteur statique du lit :  $H_0$

Tout autre paramètre caractéristique du système peut être exprimé en fonction de ces 9 paramètres. Dans le cas de cette étude, ce paramètre inconnu peut avoir trois formes :

- un temps : temps de cycle total moyen du solide ( $t_c$ ), temps de séjour moyen du solide dans l'anneau ( $t_{an}$ ) ou dans le jet ( $t_{jet}$ )
- une vitesse : vitesse moyenne du solide dans l'anneau ( $v_{an}$ ) ou dans le jet ( $v_{jet}$ )
- un débit volumique : débit volumique total de solide dans le lit ( $Q_v$ )

Selon le théorème de Vaschy-Buckingham, une relation entre ces 9 paramètres opératoires et 1 des paramètres inconnus peut être transformée en une relation entre 7 nombres sans dimension (6 construits exclusivement à partir des paramètres opératoires et 1 faisant apparaître le paramètre inconnu) (Mory, 2011). Ces relations entre nombres sans dimension portent le nom de corrélation et, par comparaison avec les résultats expérimentaux obtenus, nous dérivons ci-dessous 6 corrélations, chacune faisant intervenir un des paramètres inconnus du système.

Par commodité pour l'expression des corrélations, le paramètre « angle du cône  $\alpha$  » va être remplacé par la vitesse minimale d'injection pour le jaillissement ( $U_{ms}$ ) puisqu'il a été montré par l'équation (1.1) que lorsque tous les autres paramètres sont fixés, il y a un lien direct entre l'angle et  $U_{ms}$ . Par ailleurs, il apparaît clairement dans les résultats de ce chapitre que  $U_{ms}$  joue un rôle normalisateur important pour comparer les comportements à différents  $H_0$ . Comme les paramètres inconnus varient en réalité en fonction de  $U/U_{ms}$ , il est permis de regrouper ces deux paramètres opératoires en un nouveau paramètre qui est déjà adimensionnel. En plus de ce rapport, il reste donc à définir 4 nombres sans dimensions sur base des autres paramètres opératoires.

Les nombres adimensionnels suivants sont définis pour caractériser le lit à jet conique dans cette étude :

- le rapport :  $d_p/D_i$  (fixé)
- le rapport :  $\rho/\rho_s$  (fixé)
- le nombre d'Archimède (avec  $\rho \ll \rho_s$ ) :  $Ar = \frac{g d_p \rho \rho_s}{\mu^2}$  (fixé)
- la vitesse relative d'injection de l'air :  $U/U_{ms}$
- le rapport :  $H_0/D_i$

Seuls les deux derniers nombres adimensionnels peuvent apparaître explicitement dans les corrélations développées dans cette étude. En effet, les autres nombres sans dimension ne dépendent que de paramètres maintenus constants pour toutes les expériences. Pour développer

les corrélations relatives aux temps (anneau, jet et total) les nombres sans dimension suivants sont définis:

$$T_j = \frac{t_{\text{jet}}^2 g}{D_i} \quad (4.2)$$

$$T_a = \frac{t_{\text{an}}^2 g}{D_i} \quad (4.3)$$

$$T_c = \frac{t_c^2 g}{D_i} \quad (4.4)$$

Pour les corrélations liées aux vitesses du solide (jet et anneau) les nombres sans dimension suivants sont définis :

$$V_j = \frac{v_{\text{jet}}^2}{g D_i} \quad (4.5)$$

$$V_a = \frac{v_{\text{an}}^2}{g D_i} \quad (4.6)$$

Pour la corrélation liée au débit volumique moyen de solide dans le lit, le nombre sans dimension suivant est défini :

$$Q_t = \frac{Q_v^2}{g D_i^5} \quad (4.7)$$

Sur base des tendances mises en évidence lors de l'analyse des résultats expérimentaux, les formes suivantes pour les corrélations sont proposées :

$$T_i = a_1 \left( \frac{U}{U_{\text{ms}}} \right)^{a_2} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{a_3} \quad (4.8)$$

$$V_i = b_1 \left( \frac{U}{U_{\text{ms}}} \right)^{b_2} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{b_3} \quad (4.9)$$

$$Q = c_1 \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{c_2} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{c_3} \quad (4.10)$$

où  $T_i$  et  $V_i$  peuvent être respectivement  $T_{jet}$ ,  $T_{an}$  ou  $T_c$  et  $V_{jet}$  ou  $V_{an}$ , et où les  $a_i$ ,  $b_i$  et  $c_i$  sont des coefficients à identifier.

Un ajustement paramétrique par minimisation au sens des moindres carrés des corrélations par rapport aux résultats expérimentaux permet de déterminer les valeurs des coefficients des corrélations. Les corrélations obtenues, dans lesquelles les paramètres maintenus constants durant les expériences ont été remplacés par leurs valeurs numériques et ont été intégrés aux coefficients  $a_i$ ,  $b_i$  et  $c_i$ , sont présentées ci-après sous forme dimensionnelle :

$$t_c = 1,63 \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{-1,5} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{0,75} \quad (4.11)$$

$$t_{jet} = 0,076 \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{-0,8} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{1,45} \quad (4.12)$$

$$t_{an} = 0,7 \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{-2} \left( \frac{H_0}{D_i} \right) \quad (4.13)$$

$$v_{jet} = 0,28 \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{0,28} \quad (4.14)$$

$$v_{an} = 0,032 \frac{U}{U_{ms}} \quad (4.15)$$

$$Q_v = 8,3 \cdot 10^{-4} \left( \frac{U}{U_{ms}} \right)^{1,4} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^2 \quad (4.16)$$

Plusieurs exposants identifiés pour les différentes corrélations peuvent être justifiés phénoménologiquement. En effet, l'expression d'un bilan de force sur une particule isolée dans un jet d'air mène, en considérant que la force de traînée est dominante, à une dépendance du temps de séjour dans le jet en la vitesse de l'air de type  $1/U$ . L'expression d'un bilan de masse entre l'anneau et le jet, considérant que la moyenne de la hauteur de l'anneau est proportionnelle à  $1/U$  (Figure 4.8), mène à une dépendance du temps de séjour dans l'anneau en la vitesse de l'air

de type  $1/U^2$ . Le mouvement du solide dans la fontaine peut être assimilé à un mouvement rectiligne uniformément accéléré et le temps de séjour dans la fontaine est donc directement proportionnel à  $U$ . Le temps de séjour total a donc une dépendance en la vitesse de l'air comprise entre  $1/U^2$  (part de l'anneau) et  $U$  (part de la fontaine).

Les Figure 4-33 à Figure 4-38 présentent les comparaisons des valeurs prédites par les corrélations avec les résultats expérimentaux.

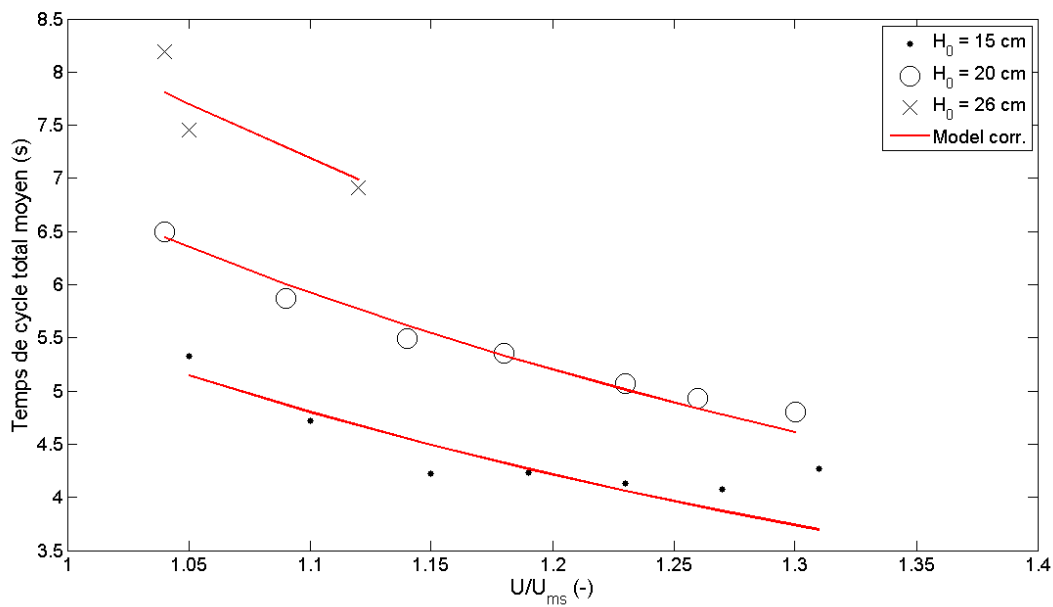


Figure 4-33 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de cycle total du solide dans le lit ( $R^2 = 0,97$ )

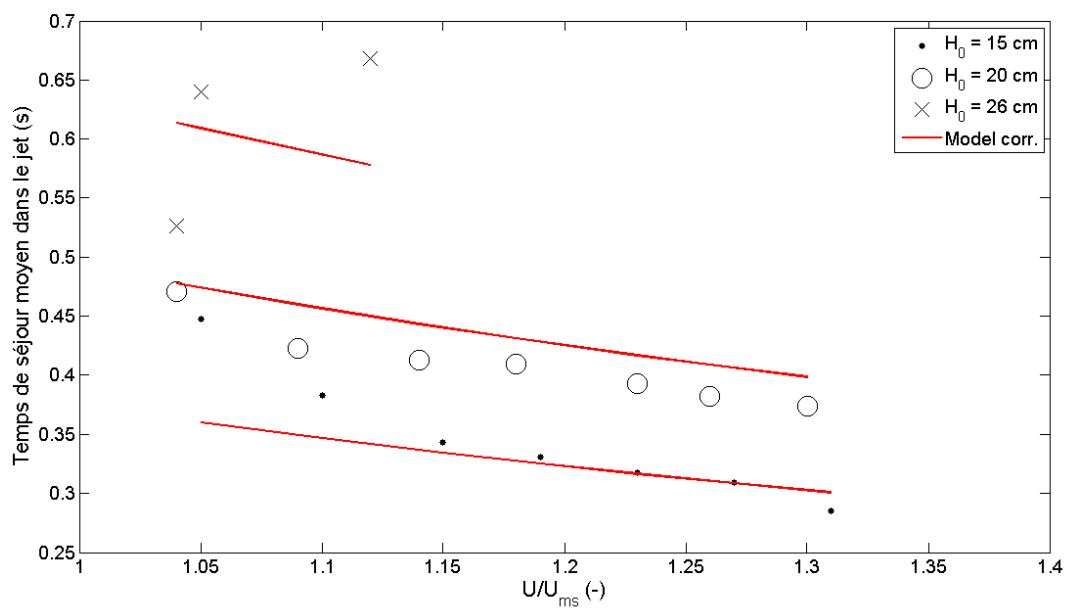


Figure 4-34 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de séjour du solide dans le jet ( $R^2 = 0,81$ )

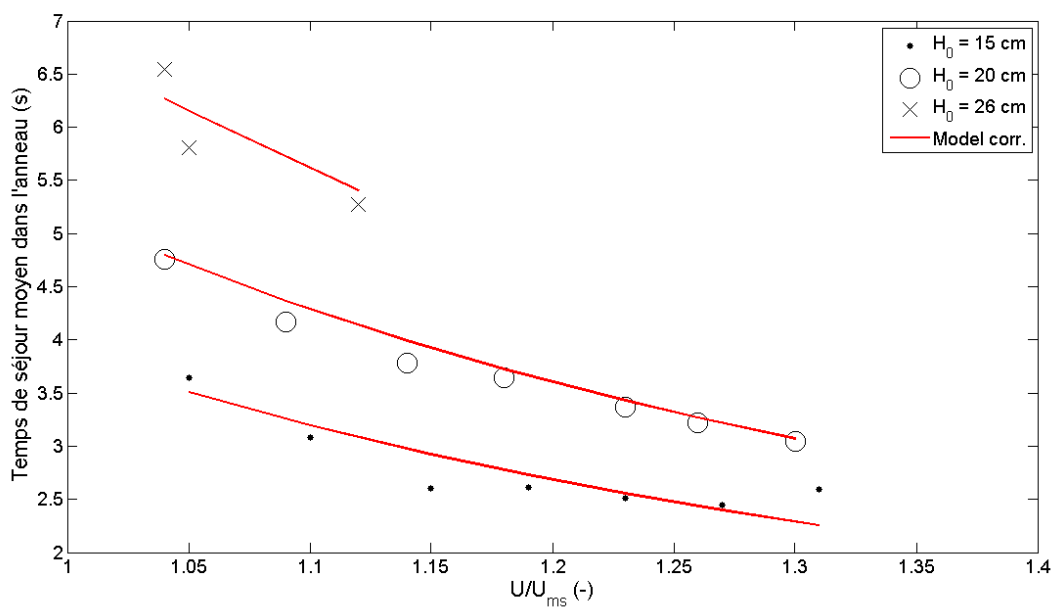


Figure 4-35 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le temps de séjour du solide dans l'anneau ( $R^2 = 0,97$ )

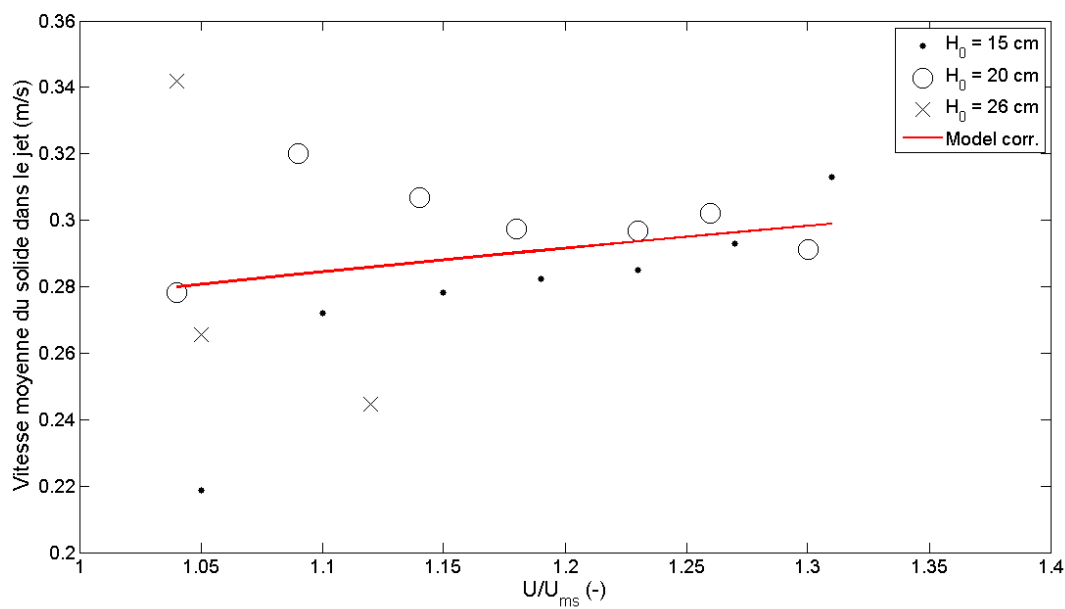


Figure 4-36 : Comparaison du modèle avec les expériences pour la vitesse moyenne du solide dans le jet

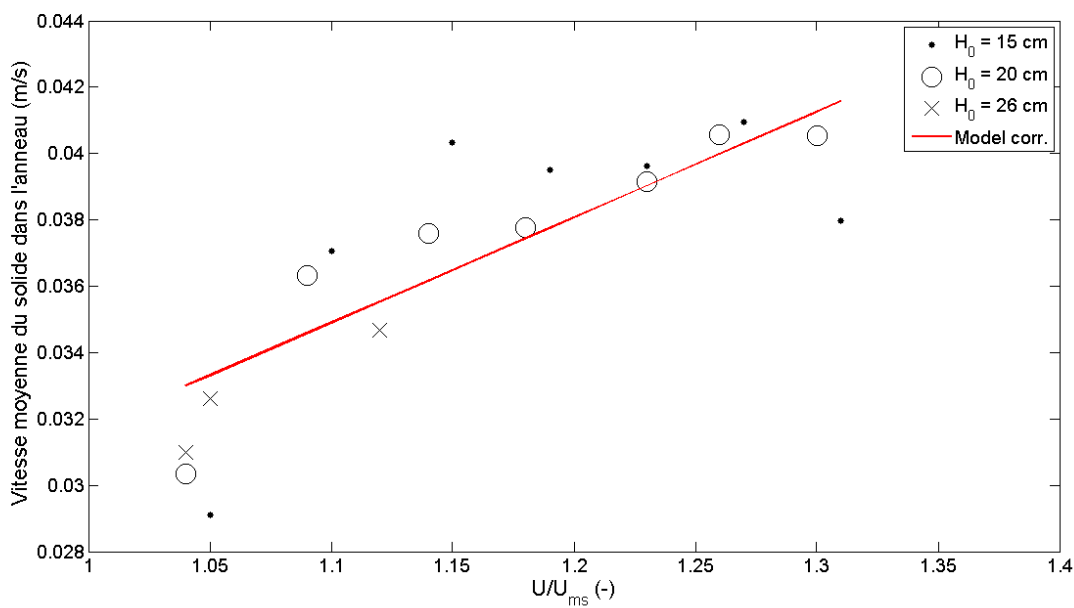


Figure 4-37 : Comparaison du modèle avec les expériences pour la vitesse moyenne du solide dans l'anneau ( $R^2 = 0.69$ )



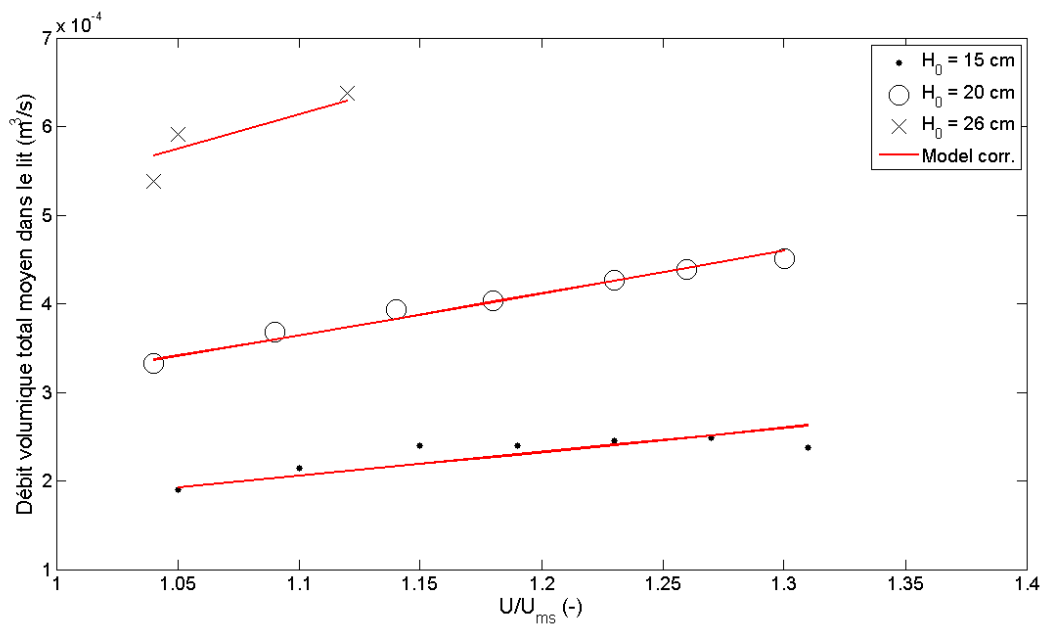


Figure 4-38 : Comparaison du modèle avec les expériences pour le débit volumique total de solide dans le lit ( $R^2 = 0,99$ )

Les figures précédentes illustrent que les corrélations construites permettent, dans la plage des conditions opératoires envisagées, de prédire avec une bonne approximation les différents paramètres inconnus caractéristiques du système.

### 4.3 Conclusion

L'écoulement de billes de verre dans un lit à jet conique a été caractérisé par la poursuite d'un traceur radioactif (RPT) pour un vaste domaine de valeurs de  $H_0$  et de  $U/U_{ms}$ . Une méthode pour post-traiter les résultats expérimentaux bruts (évolution temporelle de la position du traceur) est présentée dans ce chapitre et est basée sur l'identification des temps où le traceur passe d'une région du lit à jet à l'autre.

Un paramètre expérimental a été identifié comme étant constant; il s'agit du rapport du temps de séjour moyen des solides dans le jet sur le temps de cycle total moyen. Ce résultat est valable au sein du même lit à jet conique et dans la plage de valeurs pour  $U/U_{ms}$  étudiées.

Des corrélations sont construites pour exprimer, notamment, les temps de séjour moyen dans les trois zones du lit à jet en fonction des conditions opératoires.

Le débit volumique de solide circulant dans le lit à jet conique est évalué à partir du volume total de solide dans le lit et du temps de cycle total moyen. La valeur du débit volumique de solide est directement proportionnelle à la vitesse d'injection de l'air dans le lit à jet ( $U$ ). Par ailleurs, une évaluation de la hauteur de la fenêtre de pénétration du solide de l'anneau vers le jet est déduite de la valeur du débit. Il apparaît que cette hauteur est indépendante de  $U/U_{ms}$  pour  $H_0$  donné et que donc, lorsque  $U/U_{ms}$  augmente, le solide s'écoule dans l'anneau suivant des trajectoires similaires, mais plus vite.

La répartition moyenne du solide dans le lit (forme du jet et de l'anneau, et distributions spatiales des pénétrations du solide dans l'anneau et le jet) est indépendante de  $U/U_{ms}$ .

Le solide suit en moyenne une trajectoire dans l'anneau parallèle à la paroi du cône.

Les vitesses moyennes du solide dans l'anneau et dans le jet ne dépendent pas significativement de  $H_0$  mais seulement de  $U/U_{ms}$ .

## CHAPITRE 5 ÉCOULEMENT GAZEUX EN LIT À JET CONIQUE

Ce chapitre présente les résultats de la caractérisation de l'écoulement gazeux dans un lit à jet conique. La technique utilisée est la mesure de la distribution de temps de séjour par l'injection et la détection d'un traceur gazeux radioactif dans le lit à jet. L'influence des paramètres opératoires ( $U$  et  $H_0$ ) sur l'écoulement gazeux est étudiée. On cherche à déterminer quelle portion du gaz passe par l'anneau ainsi que les vitesses moyennes du gaz dans le jet et l'anneau.

### 5.1 Matériel et méthodes

#### 5.1.1 Solide utilisé

Le solide utilisé est le même qu'au Chapitre 4, afin de pouvoir comparer et coupler les résultats des études de l'écoulement du solide et du gaz dans le lit à jet conique. Il s'agit donc de billes de verre de 3 mm de diamètre ayant une densité d'environ  $2500 \text{ kg/m}^3$ .

#### 5.1.2 Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental utilisé dans cette partie du projet est présenté schématiquement sur la Figure 5-1. Il est composé d'un lit à jet conique dans lequel de l'air est injecté. Le contacteur est composé d'une base inférieure en acier inoxydable (diamètre d'injection  $D_i$  de 2,8 cm, angle du cône  $\alpha$  de  $60^\circ$ , hauteur du cône  $H_b$  de 51 cm) et d'une partie cylindrique supérieure en acier inoxydable également (diamètre du cylindre  $D_c$  de 62 cm et hauteur du cylindre  $H_c$  de 72 cm). Le débit d'air à l'entrée du lit est régulé manuellement à l'aide d'un contrôleur de pression (0-100 psig) et d'une vanne, et en lisant la perte de charge à travers une plaque à orifice (orifice de 0,7970'', tuyaux de 1 pouce, FLC8667) sur un manomètre en U à l'eau. La perte de charge dans le lit est mesurée à l'aide d'un second manomètre en U à l'eau. Un by-pass est disposé dans la conduite d'amenée d'air au lit à jet. Il permet à l'aide de deux vannes d'injecter le traceur de manière instantanée dans le lit. En effet, le traceur gazeux est d'abord injecté dans l'espace entre les deux vannes à l'aide d'une seringue dont l'aiguille passe à travers un septum. Lorsque la seringue est retirée, le traceur est retenu entre les deux vannes jusqu'à leur ouverture simultanée qui provoque l'emportement et l'injection du traceur dans le lit sous forme d'un pulse. Deux détecteurs à scintillation (cristal NaI) sont installés avant et après le lit de solides afin de détecter le signal du traceur avant l'injection et après le passage dans le lit de solides. Afin de réduire la

fenêtre de mesure des détecteurs, ils sont blindés à l'aide de blocs de plomb dont la densité importante réduit significativement le nombre de rayon gamma arrivant aux détecteurs par un autre chemin que par la fenêtre de mesure. Les détecteurs sont reliés par des câbles coaxiaux à un système d'acquisition composé d'un amplificateur et d'un compteur haute-vitesse pour chaque détecteur et d'un ordinateur enregistrant le nombre de comptes mesurés par chaque détecteur à chaque pas de temps.

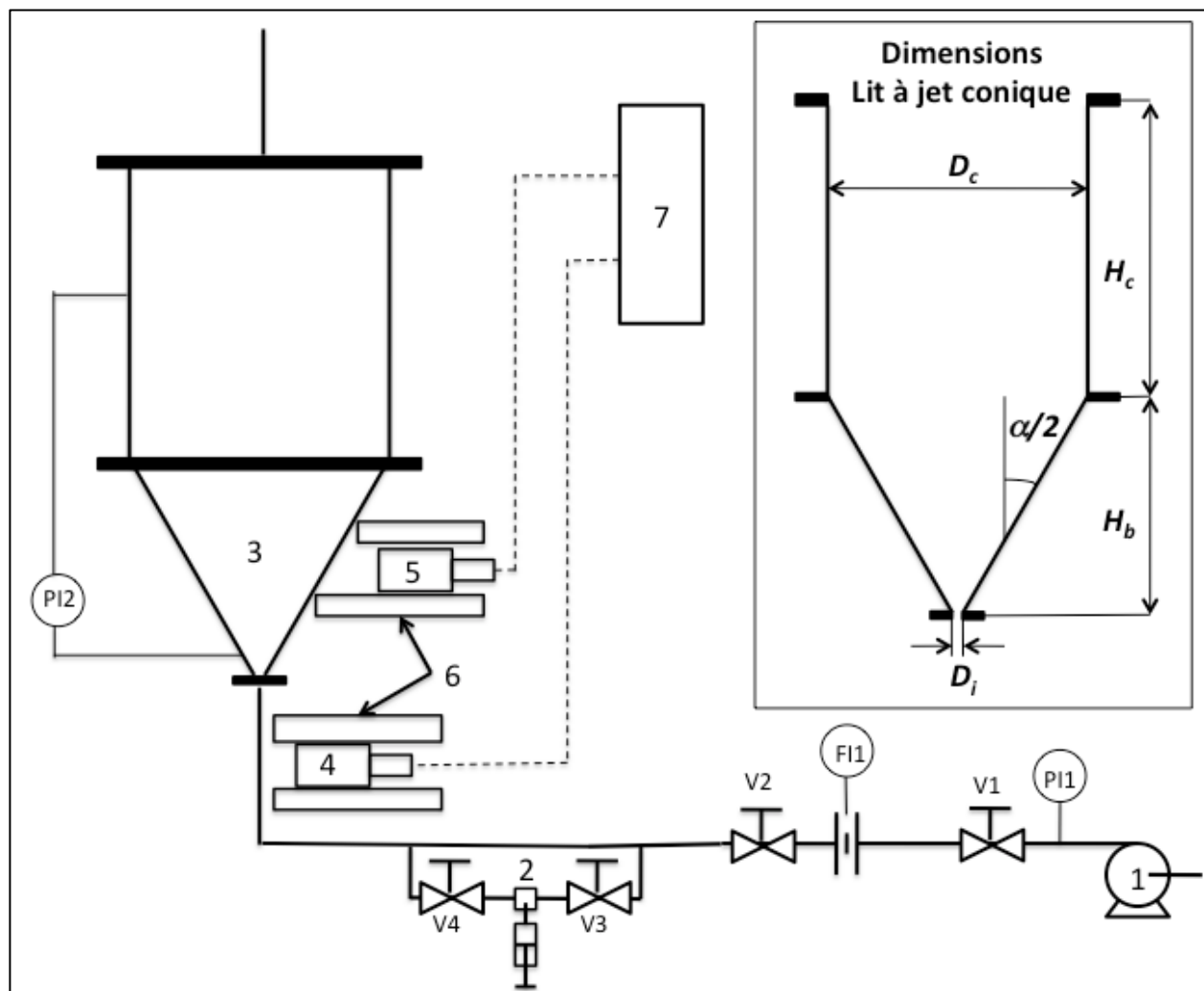


Figure 5-1 : Dispositif expérimental pour l'étude de l'écoulement solide en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 e V2), d'une plaque à orifice (FI1), d'un système de by-pass pour l'injection du traceur (2), du lit à jet conique (3), d'un manomètre en U (PI2), d'un détecteur à scintillation avant le lit (4), d'un

détecteur à scintillation après le lit (5), de blindage en plomb pour les détecteurs (6) et d'un système d'acquisition (7)

Dans certains essais, un tube d'aspiration (*draft tube*) est placé au centre du lit de billes. Il s'agit d'un tuyau non poreux en cuivre de 4 cm de diamètre et de 15 cm de long, placé à une hauteur de 9,4 cm au-dessus du niveau de l'injection et centré par rapport à l'axe de symétrie du cône.

### 5.1.3 Technique d'injection de traceur gazeux

Le traceur utilisé est de l'argon Ar ( $^{41}\text{Ar}$ , demi-vie 1,83 heure). Il est activé pendant environ 3h par irradiation dans le réacteur Slowpoke de Polytechnique Montréal afin d'atteindre une activité d'environ 7 MBq. Étant donnée la durée de demi-vie de l'argon, il peut être considéré que l'activité reste constante pendant une expérience de moins d'une minute.

Le passage du traceur dans le lit est enregistré par l'intermédiaire de deux détecteurs à scintillations (cristal NaI) placé avant et après le lit et blindés par du plomb. Le premier détecteur (4 sur la Figure 5-1) est placé 50 cm en amont de l'injection dans le lit, et le second détecteur (5 sur la Figure 5-1) est placé à une hauteur fixée pour toutes les expériences de 35 cm au-dessus du niveau de l'injecteur.

Le temps d'échantillonnage est de 20 ms, ce qui constitue la limite inférieure permettant de détecter clairement le passage du traceur à cette activité qui est déjà relativement élevée. Les expériences ont une durée d'1 minute afin d'être sûr que tout le traceur a été évacué du système.

Le signal obtenu est le nombre de comptes enregistré par chaque détecteur lors de chaque pas de temps (20 ms). Étant donnée la nature statistique de l'émission de rayon gamma depuis le traceur, les données sont relativement bruitées. Afin d'atténuer le bruit, un filtre de type Savitzky-Golay est appliqué aux données. Il s'agit d'une interpolation au sens des moindres carrés par un polynôme de degré 3 sur une étendue de 5 points.

Étant donné que le nombre de comptes enregistrés dépend non seulement de la concentration de traceur passant devant la fenêtre de mesure du détecteur du haut mais également du temps passé dans la fenêtre de mesure, le signal est divisé par le temps auquel la mesure est prise. En effet, étant donné que tout le gaz parcourt à peu près la même distance entre son entrée et sa sortie du lit, le temps de la mesure est inversement proportionnel à la vitesse du gaz et est donc directement proportionnel au temps passé dans la fenêtre d'observation du détecteur.

Enfin, le signal est normalisé par la somme du signal enregistré entre les temps  $t = 0$  et  $t = 0,5$  s.

L'efficacité des comptes n'est pas prise en compte ici car ce n'est pas l'amplitude du signal mais bien sa forme qui est étudiée ici.

Dans la suite, on ne présente que le signal à la sortie du lit (détecteur du haut) car le signal du détecteur du bas est toujours un pulse centré au temps  $t = 0$ .

### 5.1.4 Conditions expérimentales

La géométrie du lit est fixée pour toutes les expériences. Les conditions opératoires dont l'effet est étudié sont la hauteur de lit stagnant ( $H_0$ ) et la vitesse d'injection normalisée ( $U/U_{ms}$ ), tel qu'illustré sur la Figure 5-2. Les valeurs étudiées sont présentées dans le Tableau 5-1. La vitesse de l'air  $U$  est donnée pour des conditions normales de pression et température (Nm/s). En outre deux essais à vide ont été réalisés pour étudier la réponse du système lorsqu'il n'y a pas de solides dans le lit à jet. Enfin, quatre essais ont été réalisés avec un tube d'aspiration non poreux pour étudier la réponse du système lorsque tout le gaz passe dans le jet. Les valeurs de  $U$  ont été choisies afin de permettre une comparaison entre les résultats obtenus dans les différentes configurations (lit vide, lit avec et sans tube d'aspiration pour différents  $H_0$ ). La valeur maximale de  $H_0$  a quant à elle été limitée par le compresseur d'air utilisé.

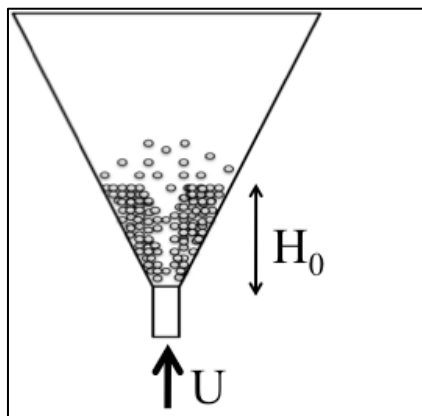


Figure 5-2 : Conditions opératoires dont l'influence sur les propriétés de l'écoulement gazeux est étudiée dans le lit à jet conique

Tableau 5-1 : Conditions opératoires pour la caractérisation de l'écoulement gazeux en lit à jet conique

Type d'essais	$H_0$ (cm)	$U$ (Nm/s)	$U/U_{ms}$ (-)
<b>Avec tube d'aspiration</b>	15	39.8	-
	15	48.5	-
	25	39.8	-
	25	48.5	-
<b>Lit vide</b>	-	34	-
	-	45	-
<b>Lit avec solide</b>	15	36	1.09
	15	47.3	1.44
	15	57.7	1.76
	20	52.1	1.05
	20	64.1	1.29
	20	72.9	1.47
	20	81.1	1.64
	25	76.6	1.03
	25	90.5	1.22

## 5.2 Résultats et discussion

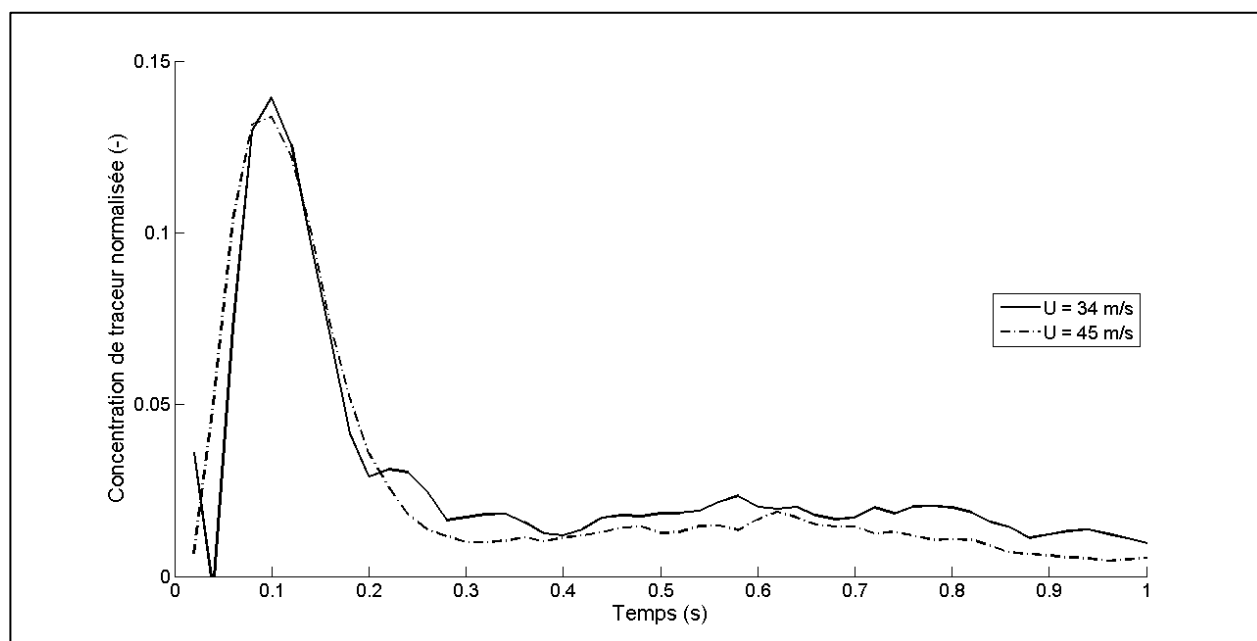


Figure 5-3 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique en l'absence de bille  
Le signal de sortie de ces essais à vide donne un pic avec une largeur de l'ordre de 0,2 s.

### 5.2.1 Essais à vide

La Figure 5-3 présente la distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique obtenue en l'absence de solide pour des valeurs de  $U$  de 34 m/s et 45 m/s.

### 5.2.2 Essais avec des billes et avec un tube d'aspiration

La Figure 5-4 présente les distributions de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour les quatre essais réalisés avec le tube d'aspiration, pour deux valeurs de  $U$  différentes et pour deux valeurs de  $H_0$  différentes.

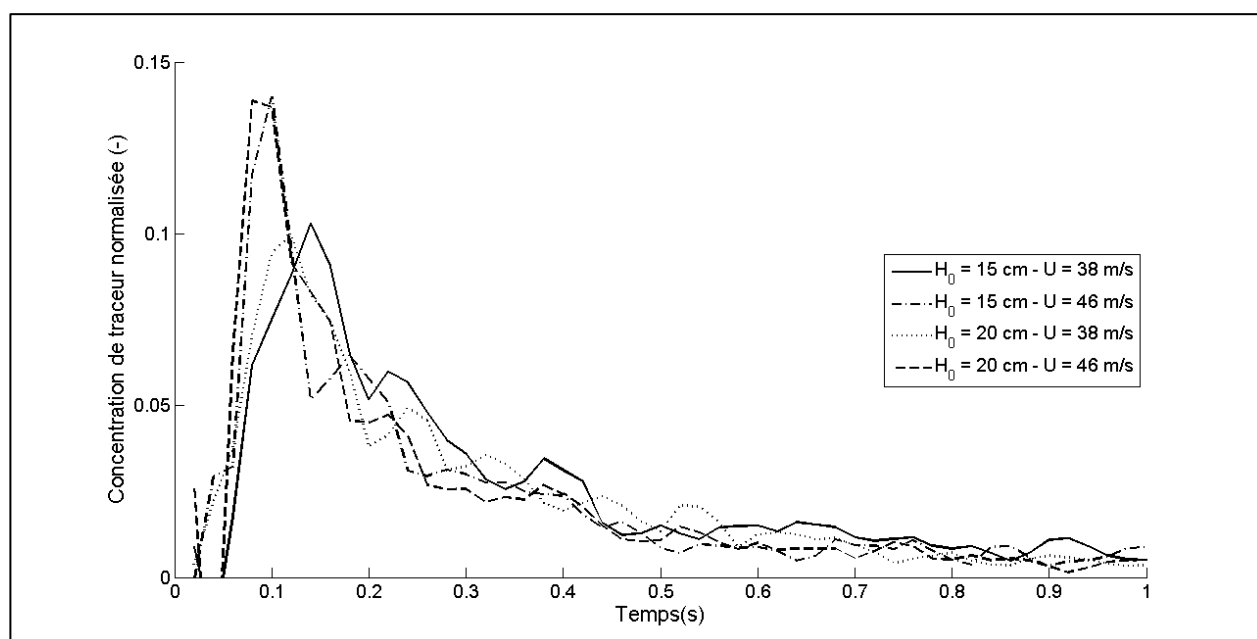


Figure 5-4 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique en présence d'un tube d'aspiration

On observe que les courbes pour  $U$  donné sont très similaires dans le cas des deux valeurs de  $H_0$  étudiées. Ceci s'explique par le fait que lorsqu'il y a un tube d'aspiration, le gaz passe entièrement dans le tube et donc pas du tout dans l'anneau.  $H_0$ , et donc la hauteur de l'anneau, n'influence donc pas le passage du gaz. Par ailleurs, on observe ici que pour les deux valeurs de  $H_0$ , lorsque  $U$  augmente, le pic arrive plus tôt et son étalement diminue. Le gaz passe donc plus vite dans le tube.



### 5.2.3 Essais avec des billes et sans tube d'aspiration

Les Figure 5-5, Figure 5-6 et Figure 5-7 présentent les distributions de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique obtenues pour des  $H_0$  de 15 cm, 20 cm et 25 cm, respectivement, sans tube d'aspiration et pour différentes vitesses d'injection de l'air.

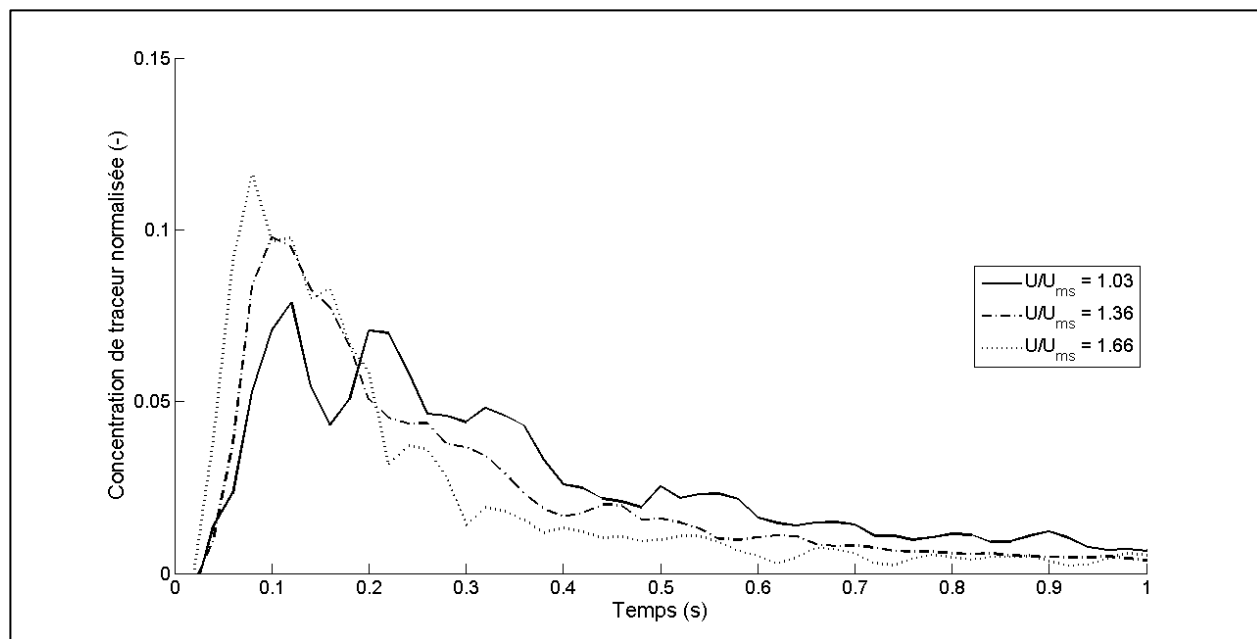


Figure 5-5 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec  $H_0 = 15$  cm (sans tube d'aspiration)

On observe que, plus  $U/U_{ms}$  est grande, plus tôt le pic apparaît et moins large il est. On observe également qu'à basse vitesse, il semble y avoir deux pics successifs que l'on peut attribuer au gaz passant dans le jet et au gaz passant dans l'anneau respectivement. Lorsque  $U/U_{ms}$  augmente, le deuxième pic se rapproche du premier et il est de moins en moins marqué; de plus le comportement du traceur se rapproche du comportement du traceur en présence d'un tube d'aspiration.

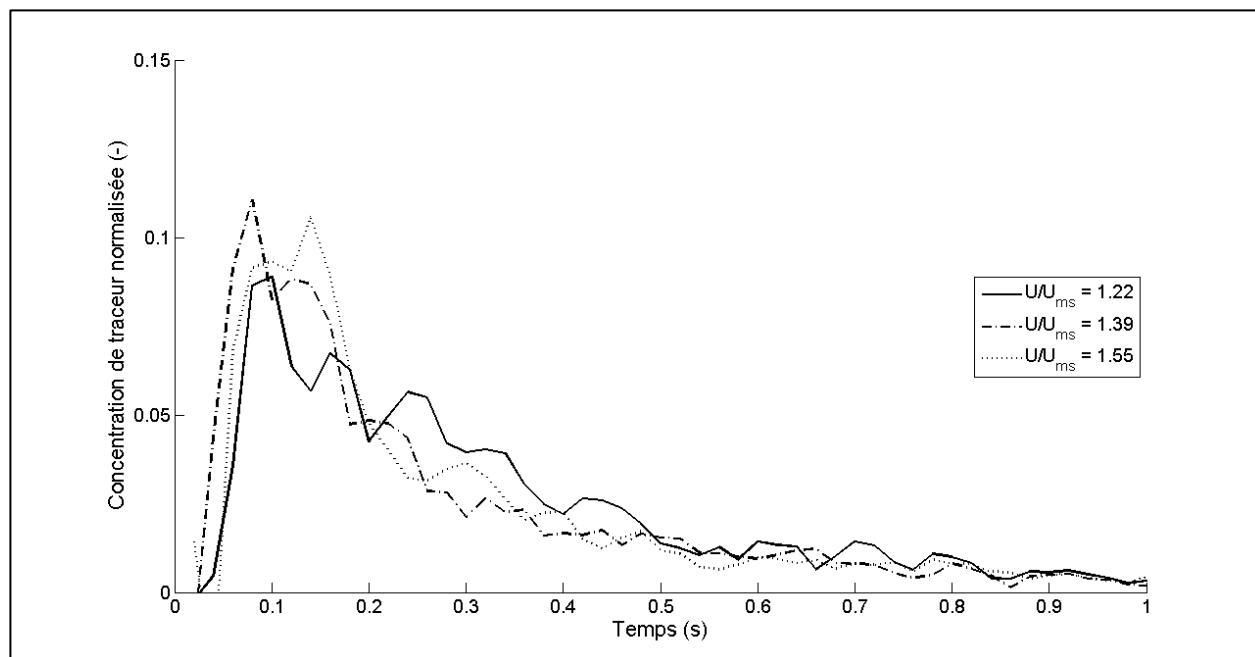


Figure 5-6 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec  $H_0 = 20$  cm (avec tube d'aspiration)

Les mêmes observations peuvent être faites pour les essais réalisés avec  $H_0 = 20$  cm. La courbe obtenue pour  $U/U_{ms} = 1,55$  semble ne pas suivre la tendance donnée par les autres courbes. Nous n'avons pas d'explication à proposer à cela. Pour les autres courbes, on observe que l'effet de l'anneau est plus marqué que lorsque  $H_0 = 20$  cm, ce qui peut s'expliquer par le fait qu'une augmentation de  $H_0$  mène à une augmentation du volume de l'anneau.

À la Figure 5-7, la première observation qui peut être faite est que la courbe pour  $U/U_{ms} = 0,98$  présente une forme tout à fait différente des autres courbes obtenues lors de cette étude. Cela s'explique par le fait que le lit n'est pas en mouvement et que le gaz passe donc essentiellement à travers un lit dense de solide. Cette mesure ne sera donc pas considérée pour la suite.

L'autre courbe présente quant à elle les caractéristiques mises en évidence plus tôt avec les deux pics : un caractéristique du jet et l'autre de l'anneau.

La Figure 5-8 présente l'effet de  $H_0$  sur la distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour  $U/U_{ms}$  donné. On observe une faible influence de  $H_0$  sur la distribution de temps de séjour. Une diminution de  $H_0$  semble cependant légèrement décaler le pic de la distribution vers

la droite. Ceci peut être attribué au fait que la vitesse d'injection  $U$  est plus importante pour un  $U/U_{ms}$  donné lorsque  $H_0$  est plus grande.

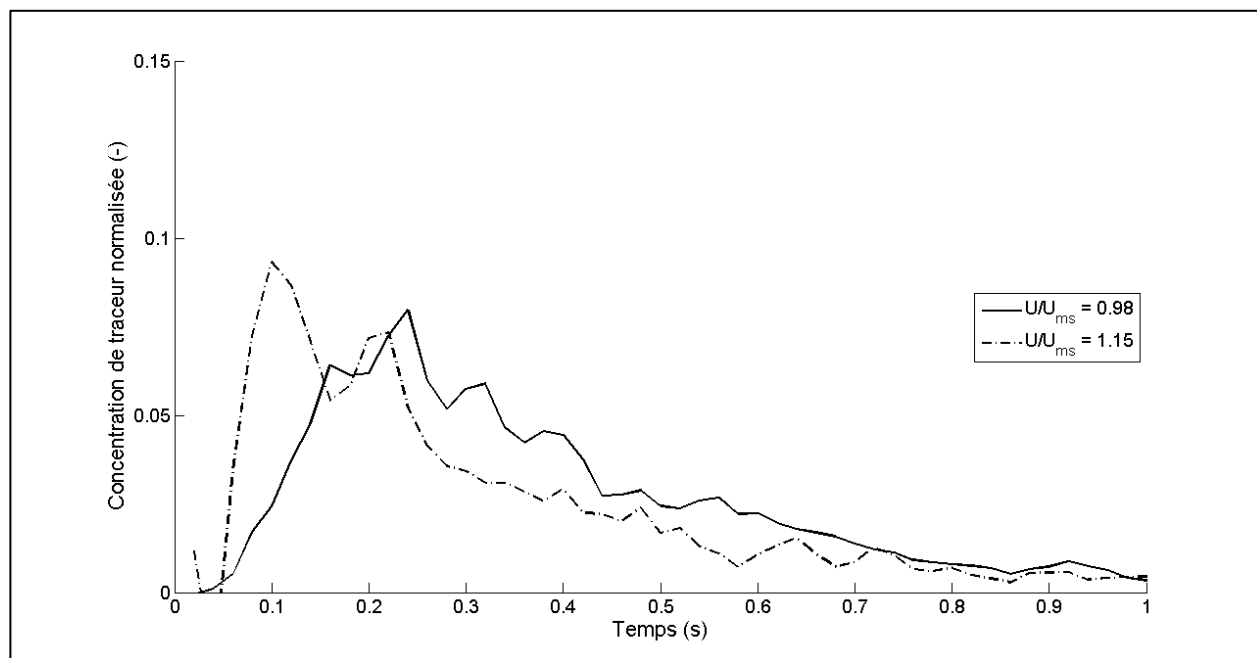


Figure 5-7 : Distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique pour différentes vitesses d'injection avec  $H_0 = 25$  cm (sans tube d'aspiration)

Suite à l'analyse des courbes de distribution de temps de résidence du gaz dans le lit à jet conique et en comparant les résultats avec et sans tube d'aspiration, il semble que l'on puisse assimiler le premier pic au passage du gaz dans le jet. Étant donné la forme du pic et la configuration physique du jet, il peut également être conclu que l'écoulement gazeux dans le jet peut être modélisé comme un piston dispersif. La vitesse correspondant au maximum du pic est alors la vitesse moyenne du gaz dans le jet.

### 5.2.4 Caractéristiques globales

L'analyse des résultats présentés plus tôt dans ce chapitre permet d'évaluer un certain nombre de caractéristiques globales de l'écoulement gazeux telles que la vitesse moyenne de l'air dans le jet et l'anneau, ainsi que la répartition du débit d'air entre ces deux régions.

La vitesse moyenne de l'air dans le jet ( $u_{jet}$ ) est calculée en négligeant le temps passé par l'air entre le premier détecteur et l'entrée du lit à jet et en divisant alors la distance parcourue par l'air entre la base du lit et le détecteur du haut (35 cm) par le temps correspondant au premier pic de la

distribution de temps de séjour.  $u_{\text{jet}}$  est présenté à la Figure 5-9 en fonction des conditions opératoires.

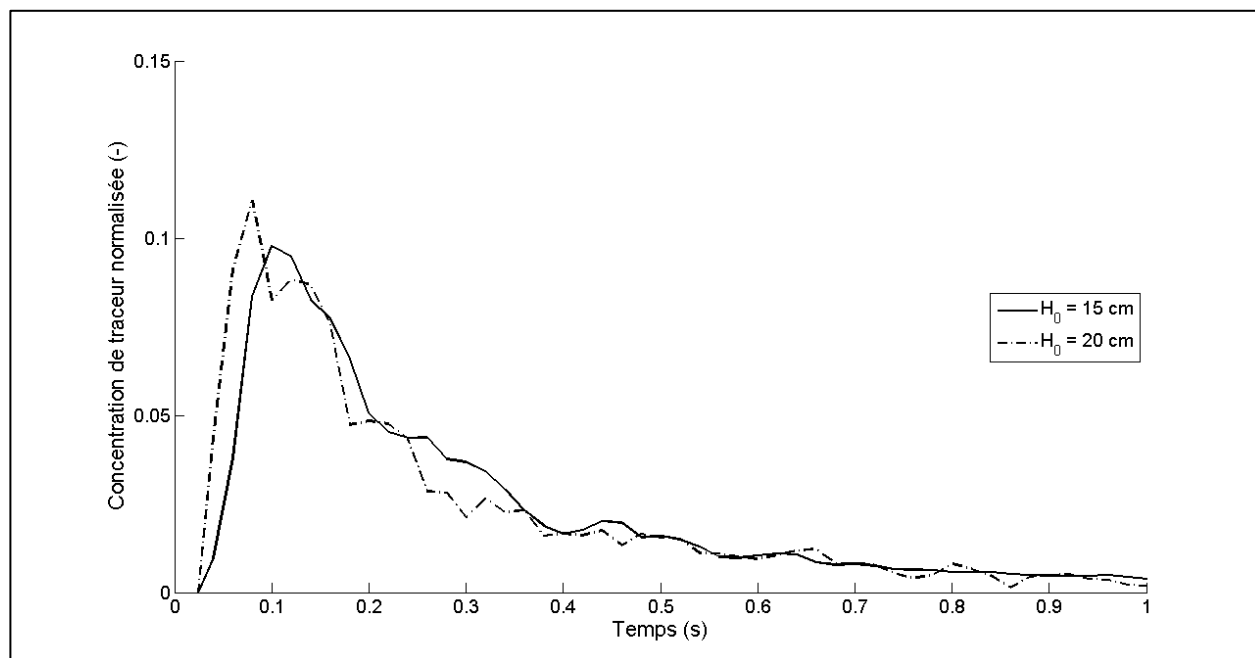


Figure 5-8 : Effet de la  $H_0$  sur l'écoulement gazeux pour  $U/U_{\text{ms}} = 1,35-1,39$  (sans tube d'aspiration)

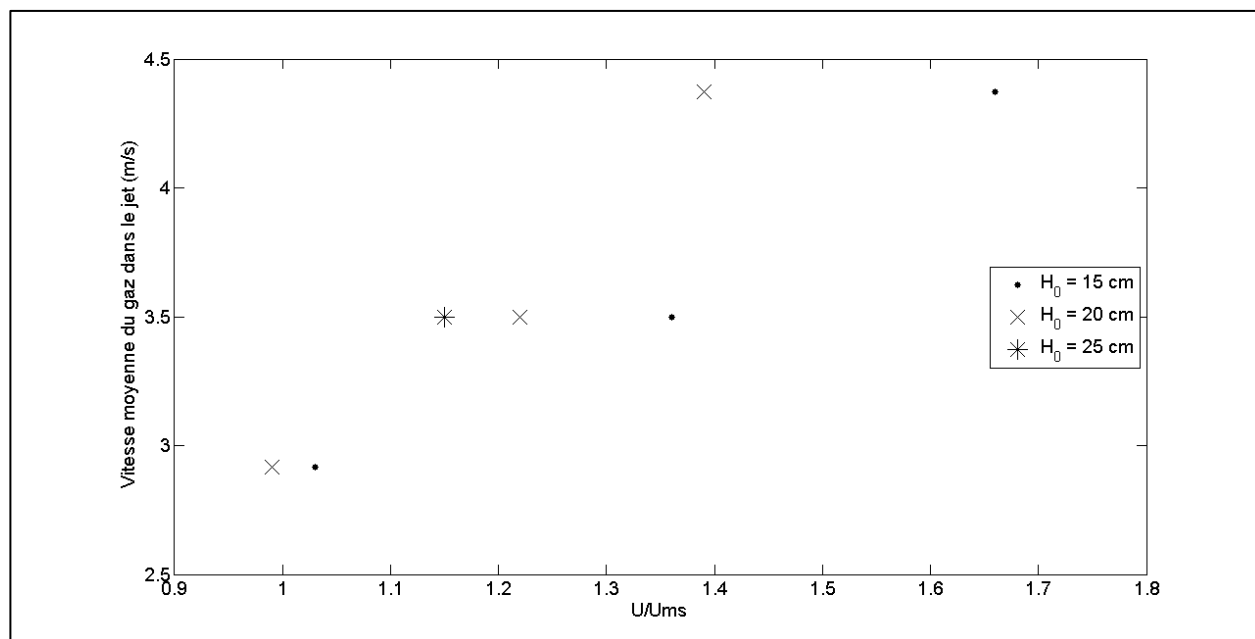


Figure 5-9 : Vitesse moyenne de l'air dans le jet en fonction des conditions opératoires

Pour les conditions opératoires envisagées,  $u_{\text{jet}}$  est comprise entre 3 et 5 m/s.  $u_{\text{jet}}$  augmente lorsque  $U/U_{\text{ms}}$  augmente, et ce d'autant plus vite que  $H_0$  est grand. Pour  $U/U_{\text{ms}}$  donné,  $u_{\text{jet}}$  est donc plus grand lorsque  $H_0$  est plus grand, ce qui a été observé à la Figure 5-8. Les valeurs déduites pour  $u_{\text{jet}}$  constituent des évaluations minimales de la vitesse moyenne de l'air dans le jet. En effet, elles sont basées sur une distance moyenne parcourue par l'air de 35 cm, ce qui représente la distance rectiligne entre la base du lit et le détecteur du haut. Or, étant donnée la présence de solide dans le jet, il est fort probable que cette distance soit sous-estimée et que le chemin moyen emprunté par l'air dans le jet présente une tortuosité supérieure à 1.

En considérant, à partir des résultats du Chapitre 4, un rayon moyen de 3,5 cm pour le jet, et un taux de gaz de 0,8 dans le jet, on déduit le débit volumique de gaz passant par le jet. La Figure 5-10 présente le rapport de ce débit avec le débit volumique total d'injection d'air dans le lit (calculé à 20°C, 1 atm) en fonction de  $H_0$ . Nous avons pu évaluer que ce rapport ne dépend quasiment pas de  $U/U_{\text{ms}}$ ; c'est pourquoi nous ne représentons qu'une valeur de ce rapport pour chaque valeur de  $H_0$ .

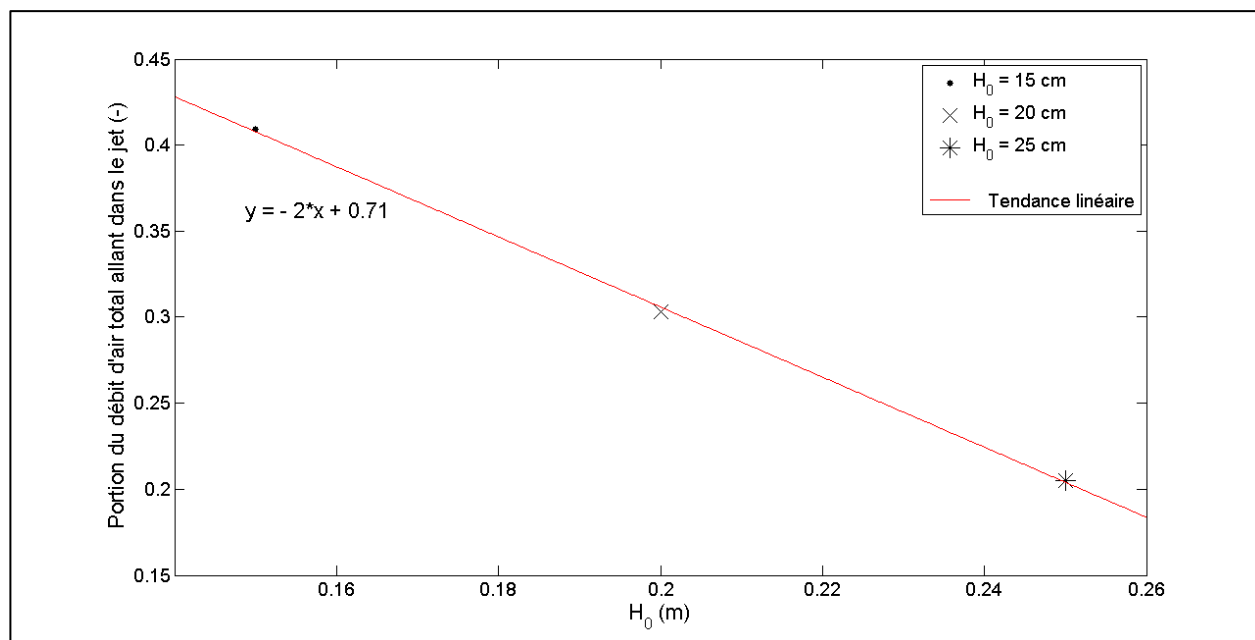


Figure 5-10 : Rapport du débit volumique de gaz dans le jet et du débit volumique de gaz total dans le lit en fonction de  $H_0$

La portion du débit total injecté qui passe dans le jet diminue significativement et linéairement lorsque  $H_0$  augmente.

Enfin, le débit volumique d'air passant dans l'anneau est calculé comme la différence entre le débit total entrant dans le lit et le débit allant dans le jet. Comme la portion de débit entrant qui va dans le jet est indépendante de la vitesse pour une hauteur donnée, il en est de même pour la portion de débit entrant qui va dans l'anneau.

La vitesse du gaz dans l'anneau ( $u_{an}$ ) peut être estimée en considérant une répartition homogène du gaz à travers celui-ci et en divisant le débit volumique de gaz passant dans l'anneau par la surface supérieure de l'anneau multipliée par le taux de vide moyen de l'anneau, considéré comme égal à 0,55 (cf. Figure 4-28). La Figure 5-11 présente donc la vitesse du gaz dans l'anneau en fonction des conditions opératoires. Comme  $u_{an}$  est déduite de  $u_{jet}$  qui correspond à une évaluation minimale, les valeurs de  $u_{an}$  présentées ici correspondent à une évaluation maximale.

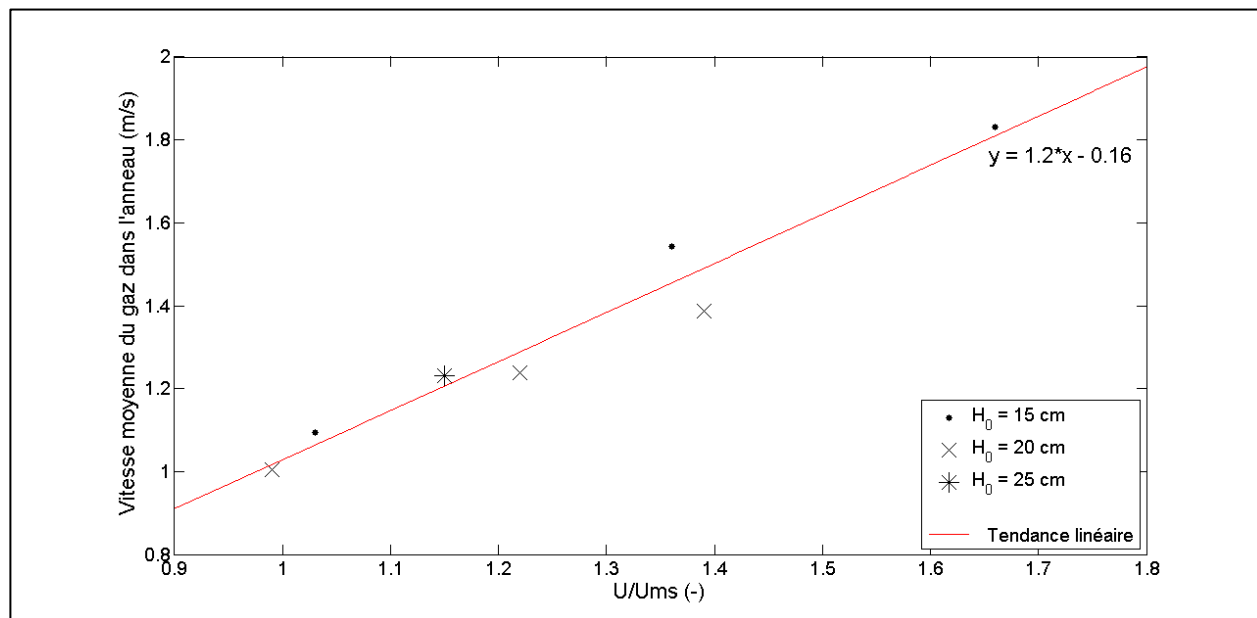


Figure 5-11 : Vitesse du gaz dans l'anneau en fonction des conditions opératoires

La vitesse du gaz dans l'anneau pour les conditions opératoires étudiées s'étend entre 1 et 2 m/s. On observe une relation linéaire entre  $u_{an}$  et  $U/U_{ms}$ , indépendante de  $H_0$ . Quand  $H_0$  augmente pour  $U/U_{ms}$  donné, le débit de gaz dans l'anneau augmente mais la surface de la frontière entre le jet et l'anneau augmente également car la hauteur de l'anneau augmente. L'ordre de grandeur de la vitesse moyenne dans l'anneau est confirmé par les courbes de distribution de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique, sur lesquelles la queue qui suit le pic lié au jet peut être attribuée

au passage de l'air dans l'anneau. En effet, presque tout le traceur est toujours passé au travers du lit en un temps inférieur à 0,5 s, ce qui correspondrait, en considérant toujours une distance parcourue par l'air de 35 cm, à une vitesse de l'ordre de 0,7 m/s.

### 5.3 Modélisation

À partir des résultats expérimentaux obtenus pour la caractérisation de l'écoulement gazeux dans le lit à jet conique, il est possible de déduire un certain nombre de corrélations empiriques. Pour ce faire, la même approche que celle qui est utilisée pour l'obtention des corrélations du Chapitre 4 et qui est basée sur l'analyse dimensionnelle est utilisée pour exprimer  $u_{\text{jet}}$  et  $u_{\text{an}}$  en fonction des conditions opératoires. La prédiction de ces valeurs est, *a priori*, particulièrement importante pour l'étude du séchage puisque ces paramètres doivent être utilisés pour évaluer les coefficients d'échange de matière entre le solide et l'air dans le jet et l'anneau.

En suivant la même procédure pour l'identification des coefficients des corrélations que celle décrite au Chapitre 4, on obtient les corrélations suivantes :

$$u_{\text{jet}} = 1,6 \frac{U}{U_{\text{ms}}} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{0,31} \quad (5.1)$$

$$u_{\text{an}} = 1,4 \frac{U}{U_{\text{ms}}} \left( \frac{H_0}{D_i} \right)^{-0,15} \quad (5.2)$$

Les corrélations reproduisent bien le comportement de ces deux paramètres pour les conditions opératoires étudiées. Les coefficients de régression linéaire évalués valent respectivement 0,92 et 0,97.

### 5.4 Conclusion

Une technique expérimentale originale a été développée pour la mesure de la distribution de temps de séjour du gaz dans un lit à jet conique opéré avec des billes de verre. Une procédure a été mise au point pour le traitement des données.

Lorsqu'il n'y a pas de tube d'aspiration pour canaliser le jet et soutenir l'anneau du lit à jet conique, une partie non négligeable de l'air passe au travers de l'anneau. Par ailleurs, la portion du débit d'air injecté dans le lit à jet qui passe dans l'anneau est indépendante de  $U/U_{\text{ms}}$  pour  $H_0$

donné, mais diminue lorsque  $H_0$  augmente. En outre, la pénétration de l'air depuis le jet vers l'anneau se fait sur toute la hauteur du jet puisque le débit de gaz dans l'anneau augmente lorsque  $H_0$  augmente pour  $U/U_{ms}$  donné.

Des évaluations de la vitesse moyenne de l'air dans le jet et dans l'anneau du lit à jet conique ont été déduites à partir des distributions de temps de séjour, et des corrélations empiriques prédisant les valeurs de ces grandeurs en fonction des conditions opératoires ont été construites et sont présentées dans ce chapitre. Ces deux vitesses sont directement proportionnelles à  $U/U_{ms}$ . La vitesse moyenne de l'air est au moins deux fois plus grande dans le jet que dans l'anneau, ce qui signifie que les échanges de matière entre le solide et l'air sont plus efficaces dans le jet.



## CHAPITRE 6 SÉCHAGE DE LEVURE EN LIT À JET CONIQUE

Ce chapitre présente l'étude réalisée sur le séchage de levure en lit à jet conique. L'analyse se base sur les résultats présentés dans les chapitres 3, 4 et 5 de ce document. Ce chapitre répond à l'objectif général du projet qui est de mieux comprendre le séchage de levure en lit à jet conique en se basant sur une approche multi-échelles et donc en couplant les résultats des études de séchage du grain de levure, de dégradation au cours du séchage, et de l'écoulement solide et gazeux dans le lit à jet conique.

### 6.1 Matériels et méthodes

#### 6.1.1 Dispositif expérimental

Le dispositif expérimental est présenté schématiquement sur la Figure 6-1. Il est composé d'un lit à jet conique dans lequel de l'air sec est injecté. Le contacteur est composé d'une base inférieure en acier inoxydable (diamètre d'injection  $D_i$  de 2,8 cm, angle du cône  $\alpha$  de  $60^\circ$ , hauteur du cône  $H_b$  de 51 cm) et d'une partie cylindrique supérieure en acier inoxydable également (diamètre du cylindre  $D_c$  de 62 cm et hauteur du cylindre  $H_c$  de 72 cm). Le couvercle du contacteur consiste en une plaque circulaire de Plexiglas transparent de 1 cm d'épaisseur permettant d'observer l'écoulement solide dans le lit. Le débit d'air à l'entrée du lit est régulé manuellement à l'aide d'un contrôleur de pression (0-100 psig) et d'une vanne, et en lisant la perte de charge à travers une plaque à orifice (orifice de 0,022 m, tuyaux de 0,041 m de diamètre) sur un manomètre en U à l'eau. La perte de charge dans le lit est mesurée à l'aide d'un second manomètre en U à l'eau. L'air est chauffé à une température contrôlée automatiquement par un élément chauffant électrique avant d'entrer dans le lit; l'élément chauffant est régulé par une boucle d'ajustement de puissance impliquant un thermocouple de contrôle placé juste après l'élément et un système d'acquisition. L'humidité relative et la température de l'air sont mesurées juste avant l'injection de l'air dans le lit et dans la conduite d'évacuation juste après la sortie du lit par deux hygromètres capacitifs et deux thermocouples (type K) connectés au système d'acquisition. La température dans le lit est mesurée par 6 thermocouples (type K) connectés au système d'acquisition tel que présenté sur la Figure 6-1. L'air sort de la partie cylindrique supérieure par une conduite de 40 mm (diamètre nominal) placée au centre du couvercle. Une fenêtre d'observation transparente aux infrarouges est également présente sur le couvercle afin de

permettre la mesure de la température de surface des solides durant le séchage en utilisant une caméra infrarouge FLIR A320 (FLIR Systems Inc., Canada) connectée au système d'acquisition.

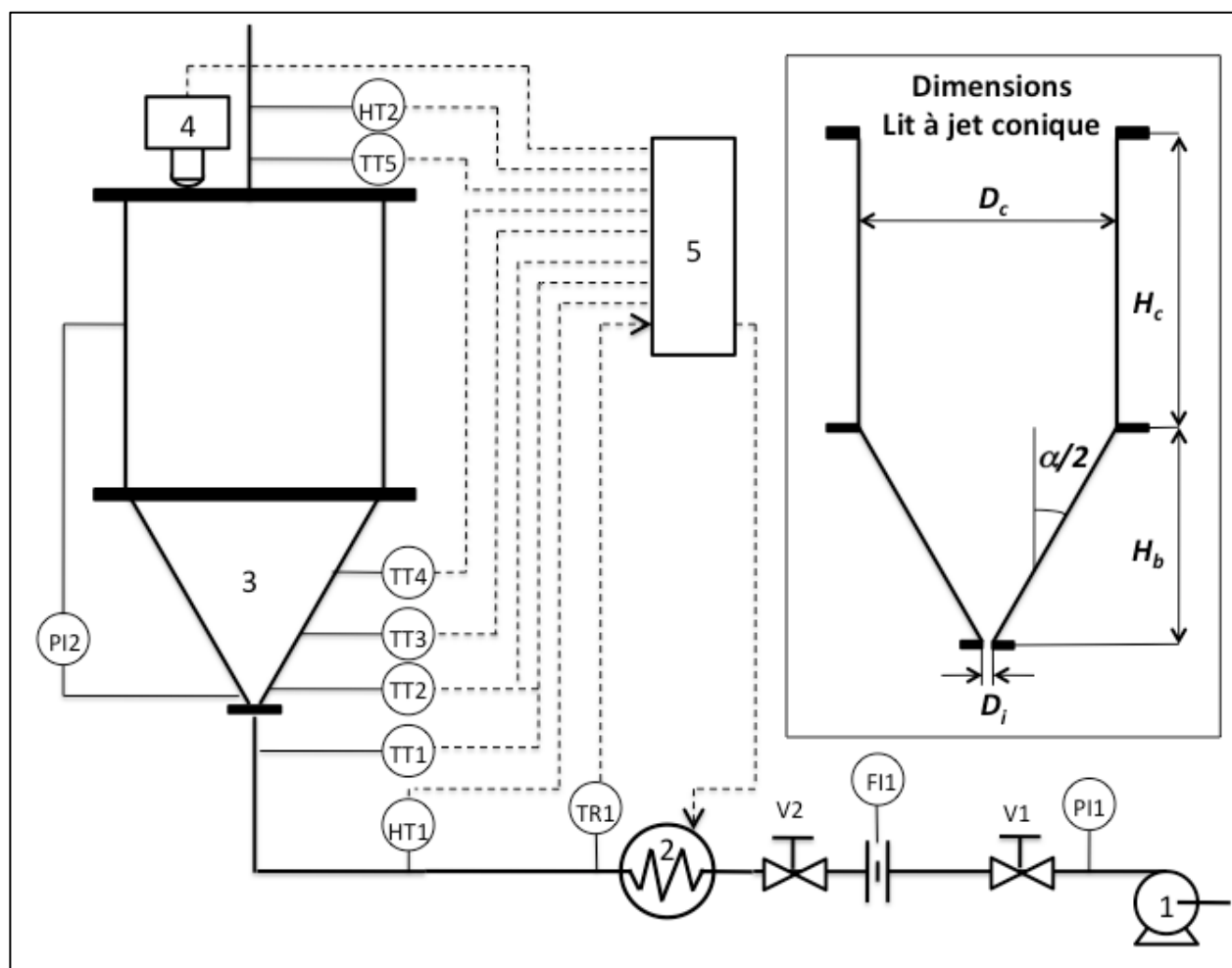


Figure 6-1 : Dispositif expérimental pour l'étude du séchage de levure en lit à jet conique composé d'une arrivée d'air (1), d'un contrôleur de pression (PI1), de deux vannes (V1 e V2), d'une plaque à orifice (FI1), d'un système chauffage électrique (2), du lit à jet conique (3), d'un manomètre en U (PI2), d'une caméra infrarouge (4), d'un ensemble de thermocouples de mesure (TT1-TT5), d'un thermocouple de régulation (TR1), de deux hygromètres capacitifs (HT1-2) et d'un système d'acquisition (5)

## **6.1.2 Procédure expérimentale**

### **6.1.2.1 Préparation de la levure**

Les expériences de séchage sont menées avec des grains de levure fraîche cylindriques extrudés ayant un diamètre d'environ 0,6 mm et une longueur d'environ 2 cm, fournis par Lallemand (Lallemand Inc., Montréal, QC, Canada) et contenant une certaine quantité de tréhalose tel que c'est le cas dans la production industrielle. La levure fraîche est conservée au réfrigérateur dans des sacs de plastique durant un maximum de deux semaines avant les expériences. Après quelques minutes dans le séchoir, la longueur des fibres se réduit, par attrition, à environ 2 mm.

Avant chaque expérience, un échantillon de grains de levure extrait du même sac plastique est placé à l'étuve à 105°C pendant 24h pour dessiccation. Cet échantillon est pesé avant et après dessiccation afin de déterminer le contenu en eau initial des grains. Le contenu en eau initial est d'environ 1.7 sur une base sèche (*dry base*, d.b.), ce qui signifie calculé comme étant le rapport entre la masse d'eau dans la levure et la masse sèche de la levure.

### **6.1.2.2 Viabilité de la levure**

La viabilité des grains de levure est mesurée par un test de la coloration au bleu de méthylène inspiré du protocole publié par Grula et al. (Grula et al., 1985). Un échantillon de 0.01 g de levure est d'abord mélangé avec 1 mL d'eau distillée jusqu'à dispersion et réhydratation totale des cellules de levure dans la solution (durée d'environ 1 minute). Deux gouttes d'une solution de bleu de méthylène (0,39 g de bleu de méthylène, 30 mL d'éthanol à 95%, et 100 mL d'une solution aqueuse de KOH à 0,01%) sont alors ajoutées à la solution en même temps que 2 mL d'eau distillée. La solution est mélangée pour atteindre une solution homogène légèrement bleutée et un peu trouble. Une goutte de la solution est finalement placée sur une plaquette d'hémacytomètre et laissée au repos pendant 5 minutes. Alors, un compte des cellules colorées et non colorées est effectué à l'aide d'un microscope à transmission optique. Les comptes sont réalisés dans quatre régions séparées du champ de vision du microscope.

### **6.1.2.3 Activité de la levure**

L'activité des grains de levure est mesurée par un test du pouvoir de production de gaz en pâte à pain. Une certaine quantité de levure (0,5 g pour la levure fraîche, 0,3 g pour la levure sèche) est

mélangée dans un Erlenmeyer de 125 mL avec 15 mL de solution saline (32 g de NaCl par litre d'eau distillée). La solution est agitée durant une minute afin de disperser complètement les cellules de levure. Ensuite, 10 g de farine de blé et 0,6 g de sucre cristallisé sont ajoutés à la solution et le tout est mélangé pendant une minute afin d'obtenir une pâte à pain. L'Erlenmeyer est alors fermé avec un capuchon en caoutchouc et scellé à l'aide d'un film de paraffine. Il est ensuite placé dans un bain thermostatique à 30°C. Un tube flexible ayant une longueur de 1 m est alors connecté à l'Erlenmeyer par l'intermédiaire d'une aiguille traversant le capuchon en caoutchouc. Ce tube est lui-même terminé à l'autre extrémité par une vanne et une aiguille. La vanne est ouverte après 1 minute 30 secondes suivant la fin du mélange. L'extrémité de l'aiguille libre est placée sous un tube de 100 mL rempli d'eau et placé à l'envers dans un bassin d'eau. Le volume de gaz produit durant une heure et récolté dans le tube est mesuré. Chaque essai est tripliqué.

#### **6.1.2.4 Expériences de séchage**

Chaque expérience de séchage consiste en la succession des étapes suivantes :

1. Préchauffage du séchoir : le débit d'air et l'élément chauffant sont enclenchés avant d'alimenter le lit avec la levure afin d'atteindre un état stationnaire pour les conditions d'injection d'air. Le débit et la température de l'air sont ajustés aux valeurs désirées pour l'expérience.
2. Enregistrement : les mesures de température et d'humidité relative de l'air, ainsi que l'acquisition de la caméra infrarouge (si utilisée lors de l'expérience) sont démarrées.
3. Alimentation de la levure : la masse désirée de levure fraîche est introduite par le dessus du lit.
4. Échantillonnage de la levure : lorsque désiré durant le séchage, un échantillon de 5-10 g de levure est prélevé dans la fontaine du lit. Ces prélèvements induisent une variation relative négligeable de la masse de levure dans le séchoir.
5. Modification des conditions opératoire : lorsque désiré durant le séchage, les conditions opératoires sont modifiées en ajustant le débit et la température de l'air.
6. Fin des mesures, arrêt du chauffage et de l'injection de l'air, et purge du lit.

Les expériences durent entre 0,5 et 3,5 heures, dépendamment des conditions opératoires. Les expériences sont arrêtées lorsque l'humidité relative de l'air sortant du système atteint une valeur constante égale à celle de l'air entrant, tel que mesurées par les deux hygromètres.

Pour toutes les expériences, l'humidité relative de l'air entrant et sortant du lit, et la température de l'air mesuré par les thermocouples situés à différentes positions dans le système, sont enregistrées toutes les 5 secondes. Lorsque l'évolution temporelle de la température de surface de la levure est étudiée, la caméra infrarouge est utilisée pour enregistrer des images toutes les 10 secondes. La calibration de la caméra infrarouge a été réalisée entre -20°C et +120°C et le facteur d'émissivité de la levure est considéré comme à égal à celui d'un corps noir théorique, soit constant et égal à 1.

Une partie de chaque échantillon de levure prélevé dans le séchoir est utilisé pour mesurer précisément sa masse sèche en le pesant avant et après dessiccation durant 24h dans une étuve à 105°C. Le reste de l'échantillon de levure est utilisé pour mesurer sa viabilité et son activité.

### 6.1.3 Traitement des données

#### 6.1.3.1 Humidité de l'air

Les humidités absolues de l'air à l'entrée du séchoir ( $Y_{in}$ ) et à la sortie du séchoir ( $Y_{out}$ ), exprimées en kilos d'eau par kilos d'air sec, sont déduites des mesures des humidités relatives de l'air à l'entrée ( $y_{in}$ ) et à la sortie du séchoir ( $y_{out}$ ), et de la température de l'air à l'entrée ( $T_{in}$ ) et à la sortie du séchoir ( $T_{out}$ ).  $Y_{in}$  et  $Y_{out}$  sont exprimées comme suit

$$Y_{in} = \frac{M_w}{M_a} \left( \frac{P}{y_{in} P_{sat}|_{T_{in}}} - 1 \right)^{-1} \quad (6.1)$$

$$Y_{out} = \frac{M_w}{M_a} \left( \frac{P}{y_{out} P_{sat}|_{T_{out}}} - 1 \right)^{-1} \quad (6.2)$$

où  $M_w$  et  $M_a$  sont les masses molaires de l'eau et de l'air,  $P$  est la pression totale dans le séchoir supposée constante, et  $P_{sat}$  est la pression de saturation de l'eau exprimée en fonction de la température à l'aide de l'équation de Clausius-Clapeyron :

$$P_{\text{sat}} = P_{\text{sat}}^{\text{ref}} \exp \left( -\frac{L_k M_w}{R_g} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{\text{ref}}} \right) \right) \quad (6.3)$$

où  $P_{\text{sat}}^{\text{ref}}$  est la pression de saturation de la vapeur d'eau à une température de référence  $T_{\text{ref}}$ ,  $L_k$  est la chaleur latente de vaporisation de l'eau par unité de masse,  $R_g$  est la constante universelle des gaz et  $T$  est la température.

Dans toutes les expériences réalisées lors de cette étude,  $Y_{\text{in}} = 0$ .

L'évolution temporelle de la vitesse de séchage ( $J$ ) dans le séchoir est dérivée à partir de  $Y_{\text{in}}$  et  $Y_{\text{out}}$  et à partir de la mesure du débit massique d'air sec dans le séchoir  $Q_m$  :

$$-J = \frac{dX}{dt} = \frac{(Y_{\text{in}} - Y_{\text{out}})Q_m}{M_s} \quad (6.4)$$

où  $X$  est le contenu en eau moyen des levures dans le séchoir (d.b.),  $M_s$  est la masse sèche de levure dans le séchoir qui peut être calculée à partir de la masse initiale de levure ( $M_0$ ) et de son contenu en eau initial ( $X_0$ , d.b.) :

$$M_s = \frac{M_0}{1 + X_0} \quad (6.5)$$

L'évolution temporelle du contenu en eau de la levure peut alors être déduite à partir de  $X_0$  par l'intégration de la vitesse de séchage par rapport au temps :

$$X = X_0 + \int_0^t \frac{dX}{dt} dt \quad (6.6)$$

Étant donné que la conduite de sortie de l'air n'est pas isolée, il y a une certaine perte de chaleur entre les points de mesure de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air à la sortie d'air (voir Figure 6-1).  $T_{\text{out}}$  est corrigée afin d'obtenir un contenu en eau final calculé avec l'équation 6.6 égal au contenu en eau de l'échantillon pris dans le lit à la fin du séchage mesuré par dessiccation à l'étuve. Le facteur de correction est compris entre 0 et 8°C pour les différents essais.

### 6.1.3.2 Température de surface des grains de levure au sommet de la fontaine

L'évolution temporelle de la température de surface des grains de levure au sommet de la fontaine est extraite des images enregistrées par la caméra infrarouge en utilisant le logiciel FLIR ResearchIR Max 3.2 (FLIR systems Inc., Canada). Sur chaque image, la zone correspondant au sommet de la fontaine du lit à jet en mouvement est détectée et la température de surface de la levure à la sortie de la fontaine est alors définie comme la température moyenne mesurée dans cette zone.

### 6.1.3.3 Activité de la levure

Le pouvoir de dégagement gazeux d'un échantillon de levure ( $G$ ) est défini comme le volume de gaz produit en 60 minutes ( $V_g$ ) normalisé par la masse sèche de l'échantillon ( $M_s^*$ ) :

$$G = \frac{V_g}{M_s^*} \quad (6.7)$$

L'activité de l'échantillon de levure ( $Q_a$ ) est définie comme le rapport du pouvoir de dégagement gazeux de l'échantillon et du pouvoir de dégagement gazeux d'un échantillon de levure fraîche ( $G^*$ ) exprimé en pourcents :

$$Q_a = \frac{G}{G^*} \times 100 \% \quad (6.8)$$

### 6.1.3.4 Viabilité de la levure

La viabilité d'un échantillon de levure ( $Q_v$ ) est défini comme la moyenne des rapports du nombre de cellules non colorées ( $N_{nc}$ ) et du nombre total de cellules ( $N_T$ ) comptés dans chacun des quatre champs de l'hémacytomètre, exprimé en pourcents :

$$Q_v = \left\langle \frac{N_{nc}}{N_T} \right\rangle_{\text{quatre champs}} \times 100 \% \quad (6.9)$$

## 6.1.4 Plan expérimental

Environ 20 expériences de séchage ont été réalisées afin d'étudier l'effet de trois paramètres opératoires (vitesse de l'air à l'entrée du lit à jet, température de l'air et masse initiale de levure)

sur l'évolution temporelle du contenu en eau, de la température de surface et de la qualité (activité et viabilité) de la levure durant le séchage en lit à jet conique. Le domaine étudié pour la vitesse de l'air est 9,2 m/s à 13 m/s, exprimé en termes de vitesse normale à 20°C et 1 atm, ce qui correspond à des débits massiques d'air de 6,2 g/s à 10,7 g/s. En termes de vitesse relative  $U/U_{ms}$ , ces vitesses sont comprises dans le domaine allant de 1,0 à 2,0. La vitesse de l'air à l'entrée est maintenue constante durant chaque expérience.

La température de l'air à l'entrée est comprise entre 30°C et 120°C. Il y a deux types d'expériences : des expériences où la température de l'air à l'entrée est maintenue constante pour toute la durée du séchage, et des expériences où elle est réduite durant le séchage afin de maintenir une température dans le lit de levure inférieure à 40°C puisqu'il s'agit de la température reportée comme étant maximale avant que la dégradation de la levure commence augmenter significativement (Bayrock & Ingledew, 1997a).

Le domaine des masses initiales du lit de levure s'étend de 500 g à 1800 g, ce qui correspond à des hauteurs de lit stagnant  $H_0$  comprises entre 8,8 cm et 14,8 cm respectivement.

## 6.2 Résultats expérimentaux

Les résultats expérimentaux obtenus sont présentés dans cette section et leur analyse permettra de proposer des hypothèses qui mèneront au développement d'un nouveau modèle phénoménologique du séchage de levure en lit à jet conique.

### 6.2.1 Contenu en eau et taux de séchage

Les évolutions temporelles de la vitesse de séchage -  $dX/dt$  et du contenu en eau  $X$  de la levure dans le lit à jet conique, tous deux exprimés sur une base sèche (d.b), pour différentes conditions opératoires, sont présentées aux Figure 6-2 et Figure 6-3. Les courbes de la Figure 6-3 sont déduites de la Figure 6-2 en appliquant l'équation 6.6 aux données expérimentales en appliquant la méthode numérique des rectangles. Considérant l'effet des conditions opératoires, les observations suivantes peuvent être formulées : lorsque la température de l'air entrant augmente et lorsque la vitesse de l'air entrant augmente, le taux de séchage augmente; pour une masse initiale de produit donnée, lorsque la vitesse de séchage augmente, le temps requis pour atteindre



la fin du séchage diminue. Ce comportement est tout à fait en accord avec ce à quoi on peut s'attendre lors d'une expérience de séchage.

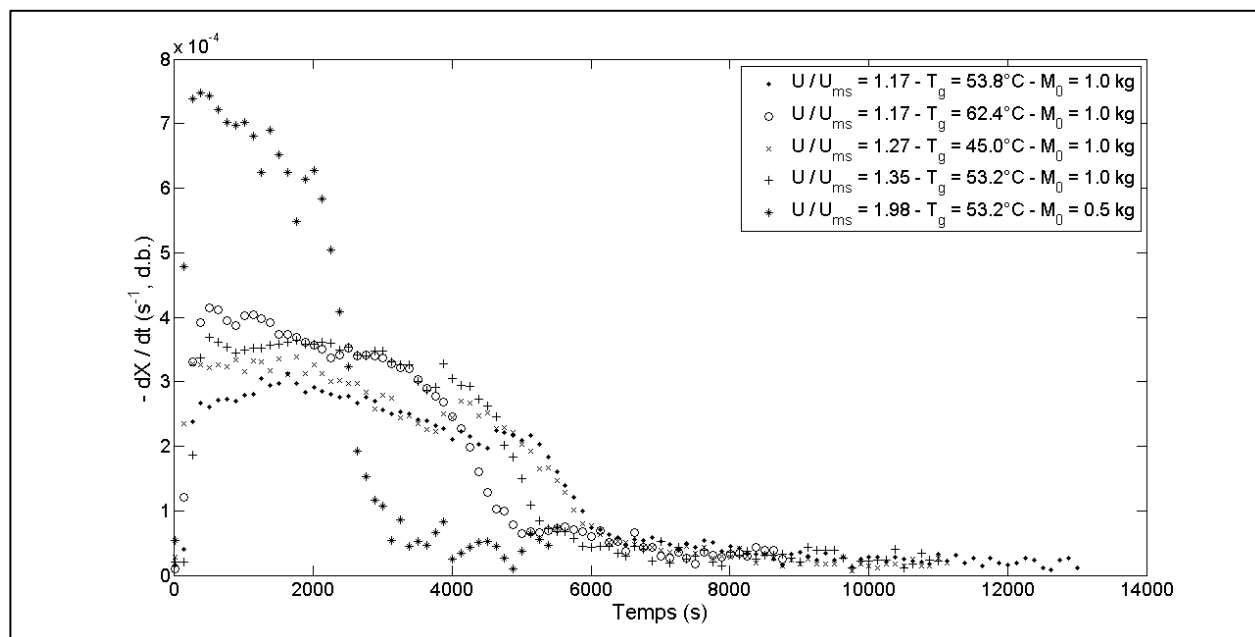


Figure 6-2 : Évolution temporelle de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions expérimentales

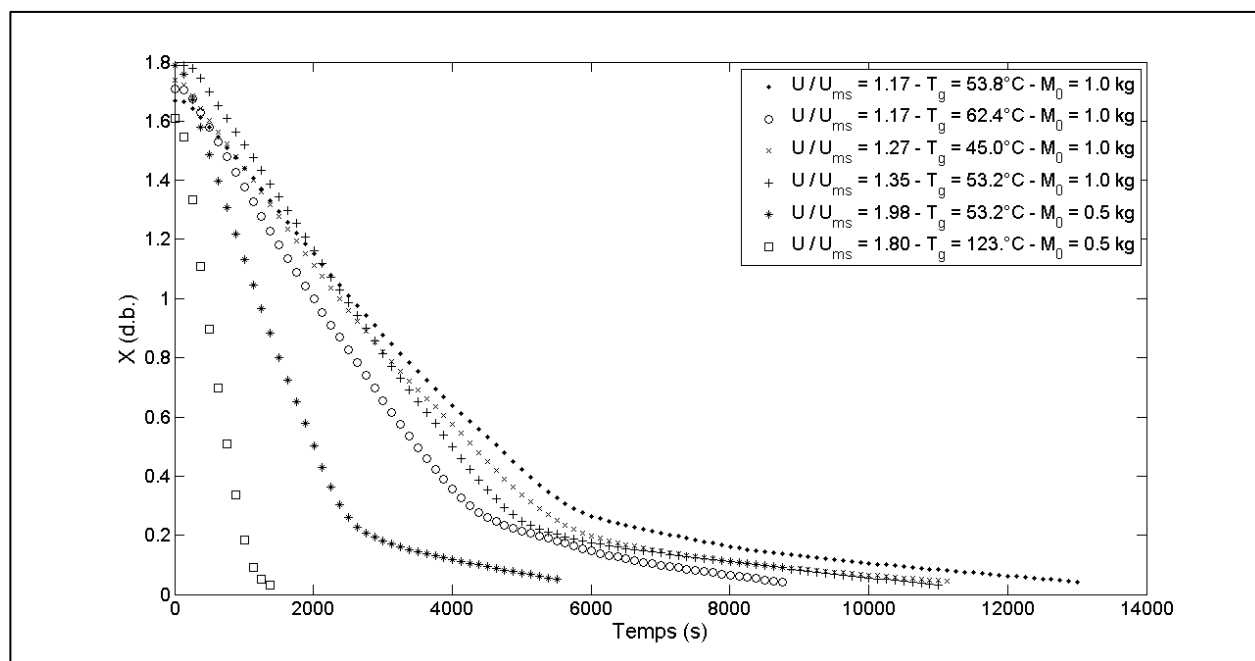


Figure 6-3 : Évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions opératoires

La sixième série de données présentée à la Figure 6-3 correspond à une expérience où la vitesse et la température de l'air étaient significativement plus élevées que dans les autres cas et il apparaît clairement que ces conditions extrêmes mènent à un séchage beaucoup plus rapide.

La Figure 6-4 présente l'évolution de la vitesse de séchage  $-dX/dt$  (d.b.) en fonction du contenu en eau  $X$  (d.b.) de la levure dans le lit à jet conique pour différentes conditions opératoires. Il apparaît que la vitesse de séchage présente un comportement similaire pour toutes les conditions opératoires, seule l'amplitude de la vitesse de séchage varie en fonction des conditions opératoires. La vitesse de séchage possède sa valeur maximale à un temps proche du temps  $t = 0$ , juste après une courte période de chauffage de la levure. Par ailleurs, la vitesse de séchage diminue de manière monotone durant le séchage à partir de cette valeur maximale. Il est également clair que la vitesse de séchage présente deux régimes différents : d'abord, la vitesse de séchage est élevée et quasi-constante. Et puis, à partir d'un contenu en eau proche de 0,45 (d.b.) mis en évidence par une droite verticale en pointillés sur la figure, il y a une diminution soudaine de la vitesse de séchage.

La première et la seconde série de données de la Figure 6-4 permettent d'observer l'effet, sur la vitesse de séchage, de la température pour une vitesse d'injection donnée. La première et la quatrième série de données de la Figure 6-4 permettent d'observer l'effet, sur la vitesse de séchage, de la vitesse de l'air pour une température donnée; la première et la dernière série de données de la Figure 6-4 permettent d'observer l'effet, sur la vitesse de séchage, de la masse initiale de levure puisque ces données correspondent à des essais réalisés dans les mêmes conditions (vitesse et température de l'air entrant). L'effet de la masse initiale de levure sur la vitesse de séchage se traduit par la variation de la vitesse relative d'injection de l'air  $U/U_{ms}$ .

Finalement, il est remarquable d'observer que la deuxième et la quatrième série de données de la Figure 6-4 mènent à des vitesses de séchage très similaires, en conjuguant des conditions opératoires différentes : vitesse de l'air faible et température de l'air élevée pour la première, et vitesse de l'air plus élevée et température de l'air plus faible pour la seconde.

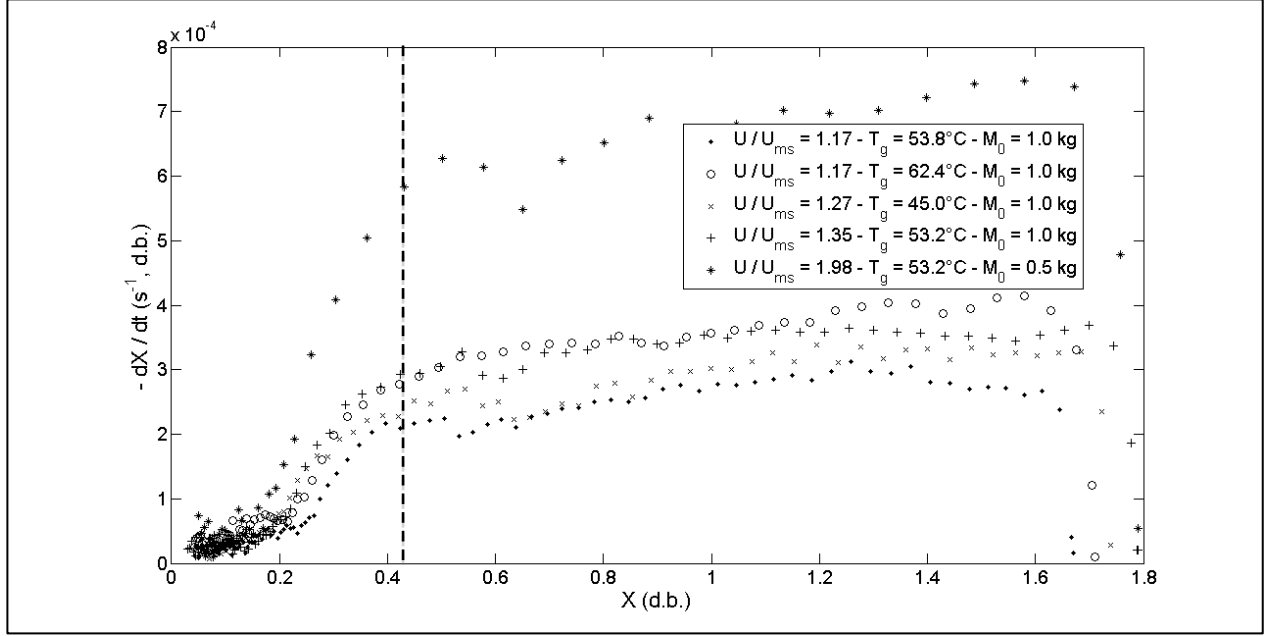


Figure 6-4 : Vitesse de séchage (d.b.) en fonction du contenu en eau (d.b.) de la levure dans le lit à jet conique, pour différentes conditions opératoires.

La présence d'une importante période de séchage à vitesse quasi-constante est différent de ce qui est observé au Chapitre 3 où la vitesse de séchage décroissait significativement tout au long des expériences.

### 6.2.2 Température de surface

Afin de pouvoir comparer les résultats des différentes expériences, une température de surface de la levure normalisée ( $T_{\text{norm}}$ ) est définie :

$$T_{\text{norm}} = \left( \frac{T_s - T_{s,0}}{T_g - T_{s,0}} \right) \quad (6.10)$$

où  $T_s$ ,  $T_{s,0}$  et  $T_g$  sont la température de surface de la levure, la température initiale de la levure et la température de l'air entrant dans le séchoir, respectivement.

L'évolution de la température de la levure normalisée pour différentes conditions opératoires est présentée en fonction du contenu en eau de la levure (d.b.) sur la Figure 6-5. À partir de cette figure, un certain nombre d'observations peuvent être réalisées :

1. La température de surface de la levure n'est pas constante durant le séchage.

2. La température de surface de la levure n'est jamais égale à la température de l'air entrant dans le séchoir durant une expérience de séchage ( $T_{\text{norm}} = 1$ ).
3. La température de surface de la levure atteint rapidement, après une courte période de réchauffage et aux alentours d'un contenu en eau de 1,5 (d.b.), une valeur quasi-constante, et elle reste quasi-constante jusqu'à un contenu en eau de 0,4-0,6 (d.b.). Nous avons pu vérifier que cette température est très proche de la température de bulbe humide de l'air injecté dans le séchoir.
4. L'évolution au cours du temps de la température de la levure présente un changement de régime abrupt autour d'un contenu en eau d'approximativement 0,4-0,6 (d.b.).
5.  $T_{\text{norm}}$  finale, à la fin du séchage, diminue lorsque la température de l'air entrant augmente.

Il semble que le changement dans l'évolution au cours du temps de la température de la levure est lié de près au changement de régime de la vitesse de séchage, puisqu'ils se déroulent à des contenus en eau similaires de 0,4-0,6 (d.b.). Cette observation est totalement en accord avec ce qui est présenté au Chapitre 3. Par contre, le fait que la vitesse de séchage et la température soient quasi-constants jusqu'à un contenu en eau de 0,4-0,6 (d.b.) diffère de ce qui a été présenté au Chapitre 3. Le fait que la température soit très proche de la température de bulbe humide de l'air injecté dans le séchoir indique que l'air est saturé en eau lors de son passage dans le séchoir. Si la saturation est atteinte avant que l'air n'ait traversé le lit de levure, ce phénomène devient limitant pour le séchage et il n'est donc pas surprenant d'observer une constance de la vitesse de séchage au cours du temps, tant que cette saturation est atteinte.

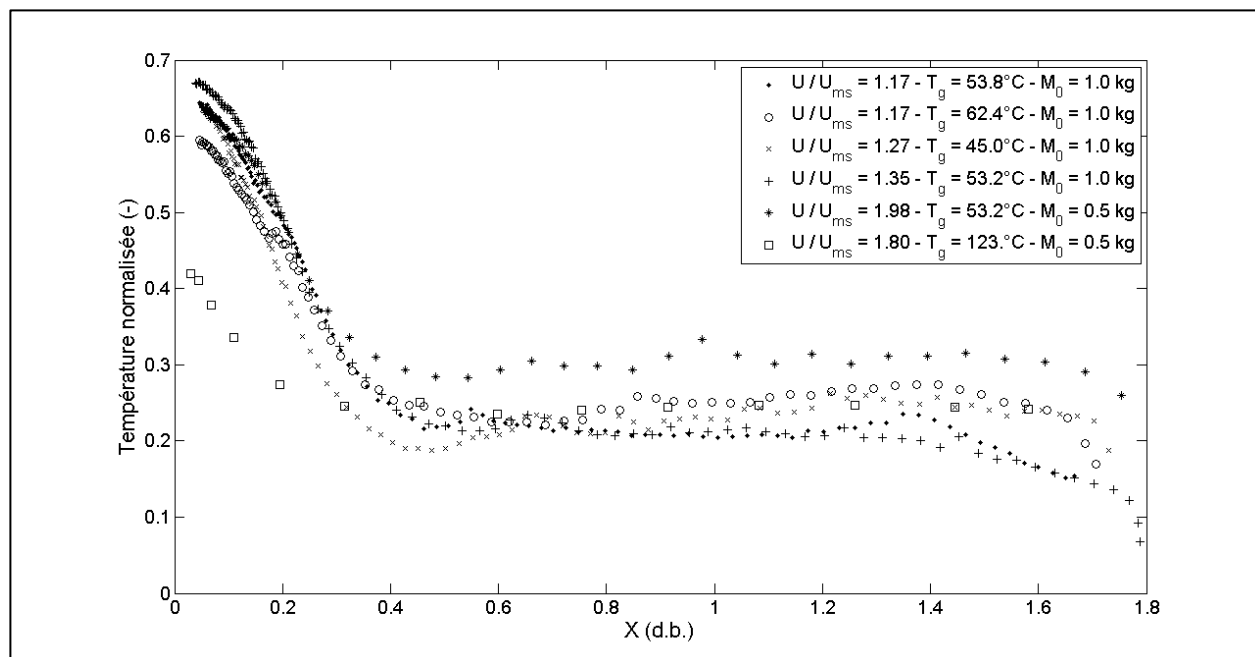


Figure 6-5 : Température de surface de la levure normalisée en fonction du contenu en eau (d.b.) de la levure pour différentes conditions opératoires

### 6.2.3 Activité et viabilité de la levure

L'évolution de l'activité et de la viabilité de la levure en fonction du contenu en eau de la levure est présentée aux Figure 6-6 et Figure 6-7 respectivement pour différentes conditions opératoires. Ces figures présentent toutes deux l'évolution de l'activité et de la viabilité respectivement en fonction de  $X$  (d.b.) pour tout le séchage (en haut) et pour la fin du séchage ( $X < 0,5$ ) (au milieu), ainsi que les deux caractéristiques suivantes pour chacune des conditions opératoires (en bas) : la vitesse de séchage moyenne durant la phase de séchage quasi-constante ( $J_e$  moyen, d.b.) calculée entre  $X = 1,4$  et  $X = 0,8$  (d.b.), en fonction de la température maximale de la levure mesurée au cours du séchage. Ces deux paramètres rendent compte d'une part de l'intensité du stress de déshydratation et d'autre part de l'ampleur du stress thermique exercés sur la levure.

Les observations suivantes peuvent être réalisées :

1. La viabilité et l'activité de la levure décroissent de manière monotone lorsque le contenu en eau décroît et ce jusqu'à une valeur finale comprise entre 75% et 35% pour les expériences réalisées.

2. Les décroissances de la viabilité et de l'activité de la levure sont d'abord très faibles jusqu'à un contenu en eau d'environ 0,5 (d.b.) et après, elles deviennent de plus en plus importantes.
3. Dans certains cas, la viabilité et l'activité peuvent rester proches de 100% jusqu'à ce contenu en eau d'environ 0,5 (d.b.).
4. La mesure d'activité de la levure est toujours inférieure à celle de la viabilité.

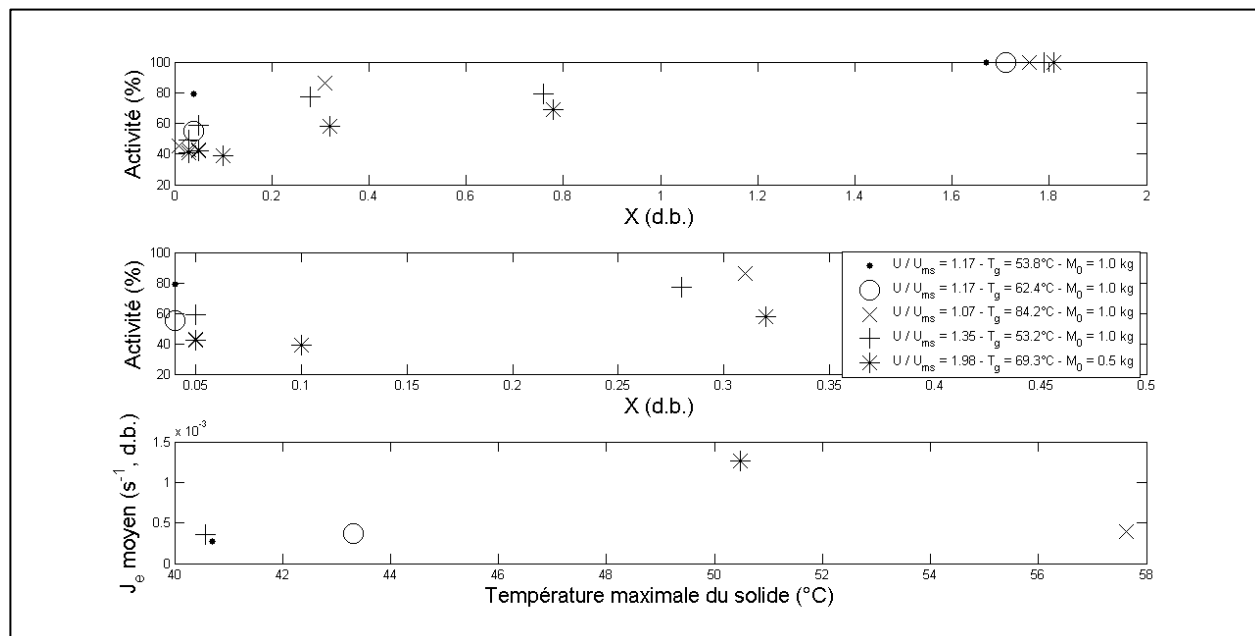


Figure 6-6 : Activité de la levure en fonction du contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires

Le contenu en eau correspondant au changement abrupt dans l'évolution de la viabilité et de l'activité en fonction du contenu en eau de la levure est très proche du contenu en eau où la vitesse de séchage et la température de surface de la levure changent soudainement. Il semble donc y avoir un lien étroit entre le changement de phénomènes limitants le séchage et le début de la dégradation significative de la levure durant le séchage. Cette observation est identique à ce qui est présenté au Chapitre 3.

La Figure 6-8 présente la viabilité finale de la levure (autour de  $X = 0,07$  (d.b.)) en fonction de la vitesse de séchage moyenne,  $J_e$  moyen, durant la période pseudo-constante entre  $X = 1,4$  et  $X = 0,8$  (d.b.), qui inclut les effets de la température et de la vitesse de l'air sur les conditions de

séchage (voir Figure 6-4). L'influence de l'intensité du séchage a un effet significatif sur la viabilité finale de la levure. Cette conclusion est également similaire à ce qui est présenté au Chapitre 3.

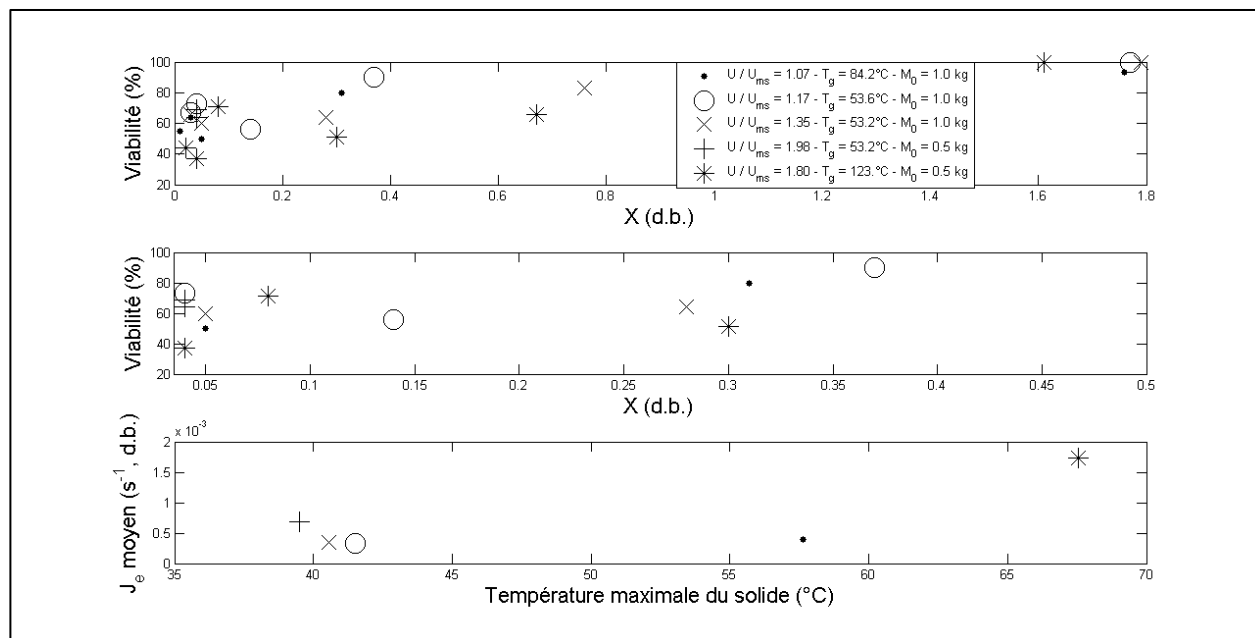


Figure 6-7 : Viabilité de la levure en fonction du contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires

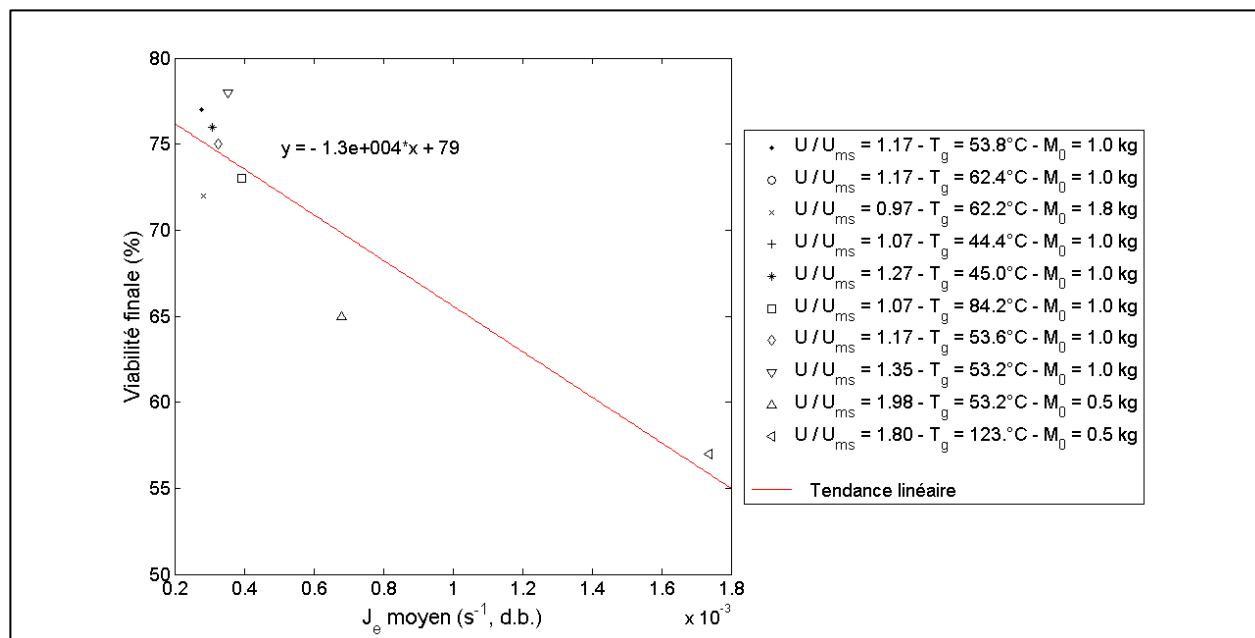


Figure 6-8 : Viabilité de la levure à la fin du séchage en lit à jet conique en fonction de la vitesse moyenne de séchage durant la phase quasi-constante (d.b.) pour différentes conditions opératoires. Aucun effet similaire n'a été observé pour les mesures de viabilité à des contenus en eau proches de 0,5 (d.b.), ce qui suggère que la vitesse de séchage n'influence pas la dégradation avant de tels contenus en eau.

L'influence de la température du solide sur la viabilité et l'activité de la levure n'est pas significative pour les conditions opératoires étudiées, tant que celles-ci ne mènent pas à une température du solide supérieure à  $40^\circ C$ .

La masse initiale de levure n'a pas d'influence directe sur la viabilité et l'activité. Elle affecte la vitesse de séchage puisque lorsque la masse augmente la vitesse de séchage diminue pour des conditions de séchage données.

Il semble donc, à partir de ces observations, que la dégradation, dans les cas de températures du solide inférieures à  $40^\circ C$ , est principalement liée à la vitesse de séchage lorsque le contenu en eau est inférieur à 0,5 (d.b.). Si la température du solide dépasse  $40^\circ C$ , ce qui se produit uniquement durant des expériences où la température de l'air entrant était supérieure à  $100^\circ C$ , la dégradation est amplifiée. Il est donc important, dans tous les cas, de prédire correctement la vitesse de séchage.



## 6.3 Modélisation

Cette section présente un nouveau modèle du séchage de levure en lit à jet conique construit en accord avec l'analyse des résultats présentés au début de ce chapitre. Il possède un nombre limité d'hypothèses et il est basé sur le couplage des résultats présentés dans les chapitres précédents (séchage d'un grain de levure, écoulement du solide et du gaz en lit à jet conique).

### 6.3.1 Hypothèses

Comme l'anneau est beaucoup plus dense en solides que le jet et que l'air y circule plus lentement, on considère que la perte en eau dans la levure se produit uniquement dans le jet sous l'effet des taux de transfert de chaleur et de matière élevés dans cette région du lit à jet conique. On suppose donc que la teneur en eau de la levure demeure constante lors de son séjour dans l'anneau.

Comme l'air peut être saturé en vapeur d'eau lors de son passage dans le lit à jet conique, on considère que le séchage se déroule en deux phases différentes : au début du séchage, la vitesse de séchage est limitée par la quantité d'eau qui peut être emmenée par l'air; et à la fin du séchage, la vitesse de séchage est limitée par des phénomènes de transport de matière qui ont lieu à l'intérieur des grains de levure.

Comme le temps de séjour moyen de la levure dans l'anneau est grand en comparaison du temps de chauffage caractéristique de la levure, on considère que la levure est en équilibre thermique avec le gaz dans l'anneau mais qu'elle n'y perd pas d'eau.

On considère que la température du gaz peut être estimée à partir d'un bilan de chaleur sur le séchoir où l'énergie apportée au gaz est principalement consommée pour l'évaporation de l'eau. Comme il y a des pertes de chaleur par les parois du séchoir, ce qui peut être observé à la Figure 6-5 où  $T_{\text{norm}}$  n'atteint jamais 1, un terme d'échange entre le séchoir et l'environnement externe est inclus dans le bilan.

Comme le temps de cycle moyen (jet-fontaine-anneau) est beaucoup plus petit que le temps de séchage total, on considère que les propriétés de la levure (taille de particule, contenu en eau et température) sont homogènes dans le lit et que ces propriétés peuvent être correctement représentées en suivant un grain individuel et en considérant un écoulement solide moyen. En outre, la variation des propriétés (taille et densité du solide) est négligée pour la détermination de

l'écoulement; autrement dit, l'écoulement gaz-solide est considéré comme constant durant le séchage.

Le rétrécissement de la levure durant le séchage est négligé dans le modèle puisqu'il a été montré au chapitre 3 que son influence sur la vitesse de séchage n'était pas significatif.

## 6.3.2 Équations du modèle

### 6.3.2.1 Bilan de chaleur pour l'air dans le séchoir

Le bilan de chaleur macroscopique sur le lit à jet s'exprime comme suit :

$$c_{p,e}M_s(1 + X)\frac{dT}{dt} = Q_m c_{p,a}(T_{in} - T) - JM_s L_k + \Omega h(T_{amb} - T) \quad (6.11)$$

où  $T$  est la température dans le séchoir qui est considérée homogène et égale à la température de surface du solide à la sortie du jet,  $c_{p,e}$  est la capacité calorifique de la levure qui est considérée comme égale à celle de l'eau,  $c_{p,a}$  est la capacité calorifique de l'air sec,  $T_{in}$  est la température de l'air entrant dans le séchoir,  $\Omega$  est la surface d'échange de chaleur du séchoir avec son environnement,  $h$  est le coefficient de transfert de chaleur entre le séchoir et son environnement et  $T_{amb}$  est la température ambiante de l'air dans l'environnement du séchoir.

### 6.3.2.2 Taux de séchage pour la levure dans le jet

Comme cela a été présenté dans le Chapitre 3, le contenu en eau de la levure peut être considéré comme composé de trois types d'eau : l'eau de type E dont l'enlèvement est limité par la diffusion-convection interne et externe à la levure, l'eau de type D dont l'enlèvement est plus lent que pour l'eau de type E et qui peut être assimilée à l'eau intracellulaire de la levure, et l'eau résiduelle dont la quantité dépend des conditions opératoires.

Le contenu en eau de la levure ( $X$ ) est donc la somme du contenu en eau de type E ( $X_e$ , d.b.), du contenu en eau de type D ( $X_d$ , d.b.) et du contenu en eau résiduelle ( $X_r$ , d.b.). Les bilans de masse suivants pour l'eau dans la levure peuvent être exprimés pour  $X$ ,  $X_e$ ,  $X_d$  et  $X_r$ :

$$X = X_e + X_d + X_r \quad (6.12)$$

$$J = \frac{dX}{dt} = \frac{dX_e}{dt} + \frac{dX_d}{dt} + \frac{dX_r}{dt} \quad (6.13)$$

$$\frac{dX_e}{dt} = -r_{sp} J_e \quad (6.14)$$

$$\frac{dX_d}{dt} = -r_{sp} J_d \quad (6.15)$$

$$\frac{dX_r}{dt} = 0 \quad (6.16)$$

où  $r_{sp}$  est le rapport du temps de séjour moyen du solide dans le jet et du temps de cycle total moyen du solide (jet-fontaine-anneau), et  $J_e$  et  $J_d$  sont les taux d'évaporation, dans le jet, de l'eau de type E et l'eau de type D de la levure, respectivement.

#### 6.3.2.2.1 Enlèvement de l'eau de type E

L'enlèvement de l'eau de type E se déroule en deux phases : d'abord, au début du séchage, il est limité par la saturation de l'air dans le séchoir (phase 1), et ensuite, à la fin du séchage, il est limité par des phénomènes de transport de matière à l'intérieur du grain de levure (phase 2).

Durant la phase 1, où l'air qui sort du séchoir est saturé en vapeur d'eau,  $J_e$  peut être exprimé par les bilans de masse suivants pour l'eau dans le séchoir :

$$\begin{cases} Q_m(Y_{out} - Y_{in}) = M_s J_e \\ M_s \frac{dX_e}{dt} = -M_s J_e \end{cases} \quad (6.17)$$

où  $Y_{out}$  est considéré comme égal au contenu en eau de l'air à saturation à la température  $T_{out}$  :

$$Y_{out} = Y_{sat}(T_{out}) \approx Y_{sat}(T) \quad (6.18)$$

L'équation (6.18) peut être reformulée en termes de concentrations molaires comme suit :

$$\begin{cases} J_e = \frac{Q_m}{M_s} (Y_{sat}(T) - Y_{in}) = a M_w k_p \left( \frac{Y_{sat}(T)}{\frac{M_w}{M_a}} - \frac{Y_{in}}{\frac{M_w}{M_a}} \right) \frac{P}{R_g T} \\ \frac{dX_e}{dt} = -J_e \end{cases} \quad (6.19)$$

où  $a$  est la surface spécifique de la levure définie comme le rapport de la surface externe de la levure et de sa masse sèche (constante si le rétrécissement de la levure durant le séchage peut être négligé),  $P$  est la pression totale dans le séchoir,  $T$  est la température de la levure et  $k_p$  est un pseudo-coefficient d'échange de matière défini comme

$$k_p = \frac{Q_m R_g T \left( \frac{M_w}{M_a} \right)}{M_s a M_w P} = \frac{Q_m}{M_s a \rho_a} \quad (6.20)$$

Durant la phase 2, l'enlèvement de l'eau de type E est limité par des transferts de masse à l'intérieur du grain de levure et  $J_e$  peut être exprimé sur base de ce qui a été présenté au chapitre 3 en considérant que l'humidité de l'air autour du grain reste égale à l'humidité de l'air à l'entrée du séchoir  $Y_{in}$  :

$$\begin{cases} J_e = a M_w k_i \left( P_{sat} - P \frac{Y_{in}}{\frac{M_w}{M_a} + Y_{in}} \right) \frac{1}{R_g T} \approx a M_w k_i \left( \frac{Y_{sat}(T)}{\frac{M_w}{M_a}} - \frac{Y_{in}}{\frac{M_w}{M_a}} \right) \frac{P}{R_g T} \\ M_s \frac{dX_e}{dt} = -r_{sp} M_s J_e \end{cases} \quad (6.21)$$

En négligeant le rétrécissement de la levure se déroulant durant le séchage,  $k_i$  est donné par l'expression suivante :

$$k_i = \frac{\varepsilon \delta_i}{\tau} \frac{2}{D_0} \frac{1}{\ln \left( \sqrt{\frac{X_{e0}}{X_e}} \right)} \quad (6.22)$$

où  $\varepsilon$  est la porosité de la levure,  $\delta_i$  est le coefficient de diffusion moléculaire de l'eau dans l'air,  $\tau$  est la tortuosité et  $X_{e0}$  est le contenu en eau de type E initial.

Afin d'exprimer la variation continue du contenu en eau de type E durant les deux phases et pendant la transition entre les deux phases, les équations 6.19 et 6.21 sont combinées comme suit :

$$\begin{cases} J_e = aM_w \frac{1}{\frac{1}{k_i} + \frac{r_{sp}}{k_p}} \left( \frac{P_{sat}(T)}{P} - \frac{Y_{in}}{\frac{M_w}{M_a}} \right) \frac{P}{R_g T} \\ \frac{dX_e}{dt} = -r_{sp} J_e \end{cases} \quad (6.23)$$

#### 6.3.2.2.2 Enlèvement de l'eau de type D

$J_d$  est exprimé par une cinétique du premier ordre :

$$J_d = k_d \left( X_d - X_{d0} \frac{X_e}{X_{e0}} \right) \quad (6.24)$$

où  $X_{d0}$  est le contenu en eau de type D initial et  $k_d$  est une constante cinétique dépendant de la température de l'air.

La formulation de l'équation 6.24 représente le fait que l'enlèvement de l'eau de type D ne commence qu'après que la plupart de l'eau de type E a été enlevée.

Étant donné que, d'après les résultats expérimentaux présentés plus tôt dans ce chapitre, l'enlèvement de l'eau de type D ne se fait ni à vitesse constante ni à la température de bulbe humide de l'air, il est considéré qu'il n'est pas limité par la saturation de l'air en vapeur d'eau.

#### 6.3.2.3 Conditions initiales

Les conditions initiales du modèle sont exprimés comme :

$$T(t = 0) = T_0 \quad (6.25)$$

$$X(t = 0) = X_0 \quad (6.26)$$

$$X_e(t = 0) = X_{e0} \quad (6.27)$$

$$X_d(t = 0) = X_{d0} \quad (6.28)$$

### 6.3.3 Résumé du modèle

Les équations 6.11 – 6.18, 6.21 et 6.22 avec les conditions initiales 6.23-6.26 forment un modèle qui permet de simuler le séchage de levure en lit à jet conique. Ce modèle possède 28 paramètres présentés dans le Tableau 6-1. Ils sont de trois types : les propriétés physiques de l'air et de l'eau qui ont des valeurs connues, les paramètres opératoires dont le domaine de valeurs est aussi connu et les paramètres phénoménologiques dont les valeurs doivent être déterminées.

Les paramètres à déterminer  $\varepsilon$ ,  $\tau$  et  $X_{d0}$  peuvent être évalués à partir des valeurs rapportées au Chapitre 3 puisqu'il s'agit également de levure de type *Saccharomyces Cerevisiae* et  $X_r$  et  $k_d$  à partir des corrélations reportées dans ce même chapitre, comme suit :  $\varepsilon$  a une valeur de 0,58,  $\tau$  a une valeur de 4,45, et  $X_{d0}$  a une valeur de 0,42.  $X_r$  est lié à la température de l'air entrant dans le séchoir selon l'expression suivante :

$$X_r = \gamma \frac{Y_{in}}{Y_{sat}|T_{in}} \quad (6.29)$$

Tableau 6-1 : Paramètres du modèle du séchage de levure en lit à jet conique

Propriétés physiques		Paramètres opératoires et phénoménologiques	
Paramètres	Valeur	Paramètre	Valeur
$\rho_{wl}$	1000 kg/m <sup>3</sup>	$D_0$	0.7 mm
$\rho$	1.2 kg/m <sup>3</sup>	$P$	101 325 Pa
$M_w$	1.8 10 <sup>-3</sup> kg/mol	$Y_{in}$	0
$M_a$	2.8 10 <sup>-3</sup> kg/mol	$Q_m$	6.2 – 10.7 g/s
$R_g$	8.314 J/(mol.K)	$M_0$	500 – 1800 g
$p_{sat}^{ref}$	4243 Pa	$X_0$	1.5-1.8 (d.b.)
$T_{ref}$	30°C	$T_{in}$	30 – 120 °C
$L_k$	2 436 MJ/kg	$T_0$	15°C
$\delta_i$	2.5 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	$T_{amb}$	25°C
$\nu$	1.7 10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s	$\varepsilon$	À déterminer
$c_{p,a}$	1000 J/(kg.K)	$\tau$	À déterminer
		$X_{d0}$	À déterminer
		$X_r$	À déterminer
		$k_d$	À déterminer
		$h$	À déterminer
		$\Omega$	À déterminer
		$r_{sp}$	À déterminer

où  $Y_{sat}|_{T_{in}}$  est le contenu de saturation de l'air (d.b.) à la température  $T_{in}$ .  $\gamma$  est supposé être une propriété intrinsèque de la levure et une valeur de 0,61 a été identifiée dans le Chapitre 3. Comme dans le cas des expériences réalisées dans le lit à jet conique  $Y_{in}$  vaut zéro,  $X_r$  vaut zéro.

$k_d$  est également lié à la température de l'air entrant dans le séchoir (en K) selon l'expression suivante :

$$k_d = 3.8 \cdot 10^{-5} T_{in} - 1.1 \cdot 10^{-2} \quad (6.30)$$

Il s'agit bien de considérer la température de l'air entrant dans le séchoir car, durant la période de séchage où l'eau de type D est enlevée, la température du solide tend vers cette température. Une identification de  $k_d$  à partir des résultats expérimentaux mène à des valeurs similaires à celles prédites par la corrélation (Eq. 6.28) issue du chapitre 3.

La valeur du paramètre  $r_{sp}$  peut être obtenue à partir des études hydrodynamiques de l'écoulement solide dans un lit à jet conique (Chapitre 4) puisqu'il a été observé que cette valeur est indépendante de  $U$  et  $H_0$  et donc du type de particule pour un lit à jet conique donné. Pour toutes les conditions opératoires investiguées, ce rapport vaut environ 0,077.

Finalement, les deux paramètres liés aux pertes de chaleur du lit à jet vers son environnement doivent être identifiées. Comme les conditions gouvernant les pertes ne sont pas homogènes pour toute la surface du séchoir,  $h$  et  $\Omega$  ont été identifiés comme un coefficient de pertes global ( $h \Omega$ ).

### 6.3.4 Identification des paramètres

Les valeurs des deux paramètres impliqués dans le modèle  $h \Omega$  ont été identifiées numériquement par une comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux.

$h \Omega$  dépend des conditions opératoires et l'expression suivante est proposée :

$$h \Omega = \omega_1 Q_m c_{p,a} \quad (6.31)$$

où  $\omega_1$  est supposé être une propriété intrinsèque du séchoir qui doit être déterminé.

#### 6.3.4.1 Procédure d'identification

$\omega_1$  est identifié pour toutes les expériences en comparant la température finale de la levure (lorsque le taux de séchage vaut 0) mesurée expérimentalement avec la caméra infrarouge et celle qui est prédite par le modèle lorsqu'il n'y a plus de séchage. La valeur de 0,7 est identifiée pour  $c_1$ .



### 6.3.4.2 Résultats de l'identification

Les valeurs identifiées pour les différents paramètres ont été utilisées afin de simuler les expériences de séchage réalisées dans le lit à jet conique.

Une comparaison entre les résultats des simulations de l'évolution de la vitesse de séchage, du contenu en eau et de la température de la levure, et les résultats expérimentaux est présentée aux Figure 6-9, Figure 6-10 et Figure 6-11, démontrant un très bon accord entre le modèle et l'expérience.

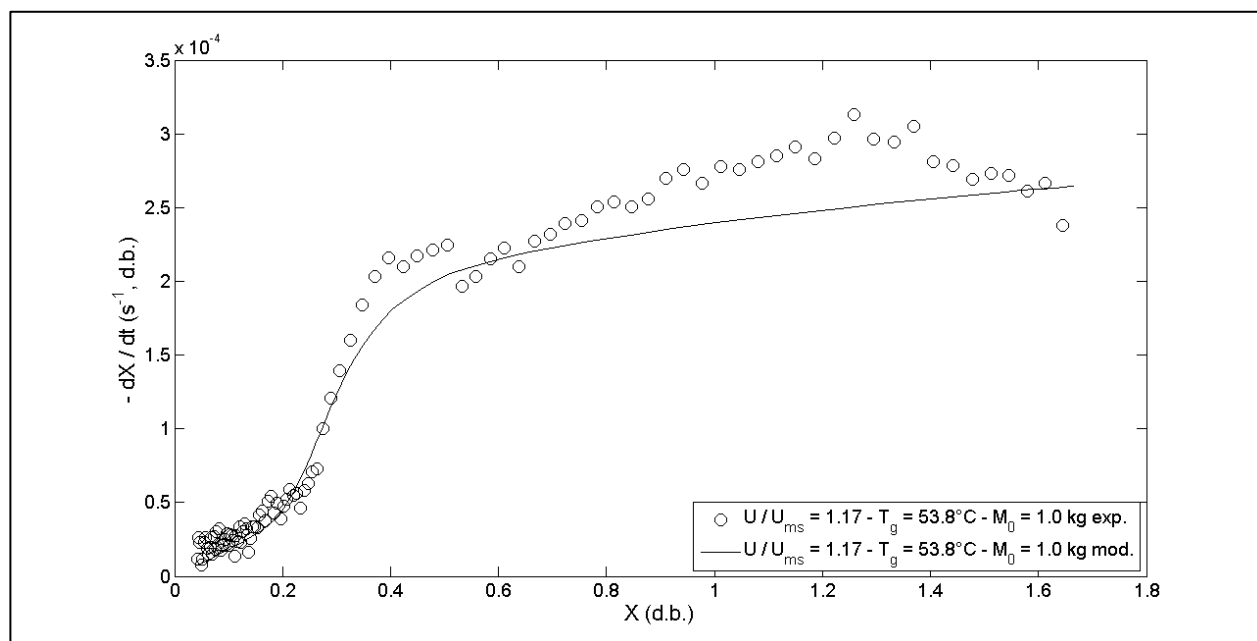


Figure 6-9 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.)

Les Figure 6-12, Figure 6-13 et Figure 6-14 présentent les comparaisons entre les simulations de l'évolution de la vitesse de séchage, du contenu en eau et de la température normalisée de la levure et les résultats expérimentaux pour différentes conditions opératoires. Le modèle reproduit bien l'effet de la vitesse relative de l'air ainsi que de sa température et prédit correctement l'ordre de grandeur et l'évolution du taux de séchage et du contenu en eau de la levure dans le lit à jet conique (1<sup>ère</sup> et 4<sup>ème</sup> courbes sur ces figures). Il semble cependant que le modèle sous-estime légèrement la température et la vitesse de séchage pour deux des courbes (2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> courbes sur ces figures). En observant la courbe de température (Figure 6-14), on observe que ces deux

expériences présentent une température normalisées supérieures aux deux autres et ceci pourrait être dû à un chauffage due la levure par les parois du lit par conduction à la base du cône; celui-ci n'étant pas pris en compte dans le modèle, la température de la levure est donc sous-estimée dans les simulations et cela mène à une sous-estimation de la vitesse de séchage.

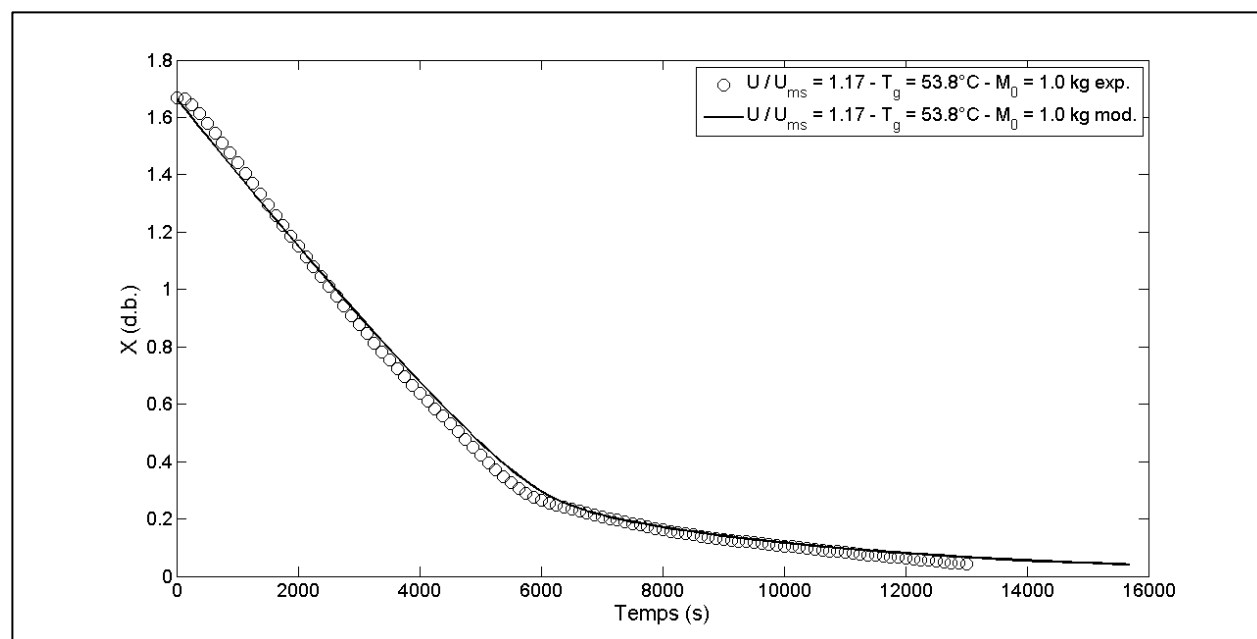


Figure 6-10 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique

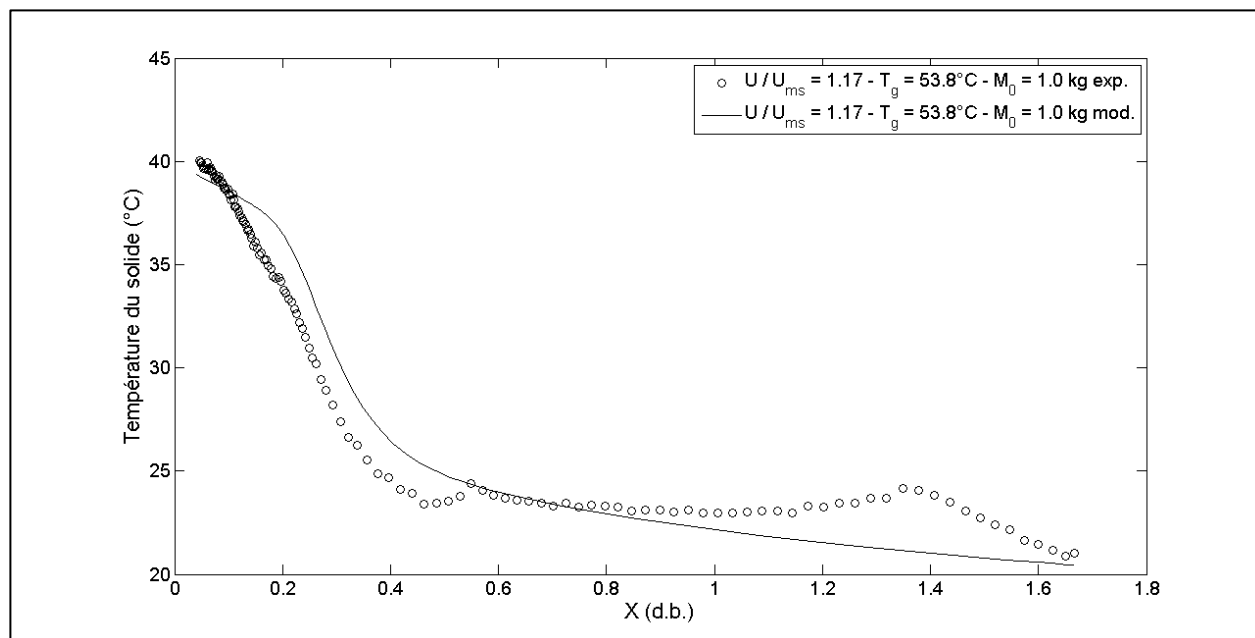


Figure 6-11 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution de la température de surface de la levure en fonction de son contenu en eau (d.b.) dans le lit à jet conique

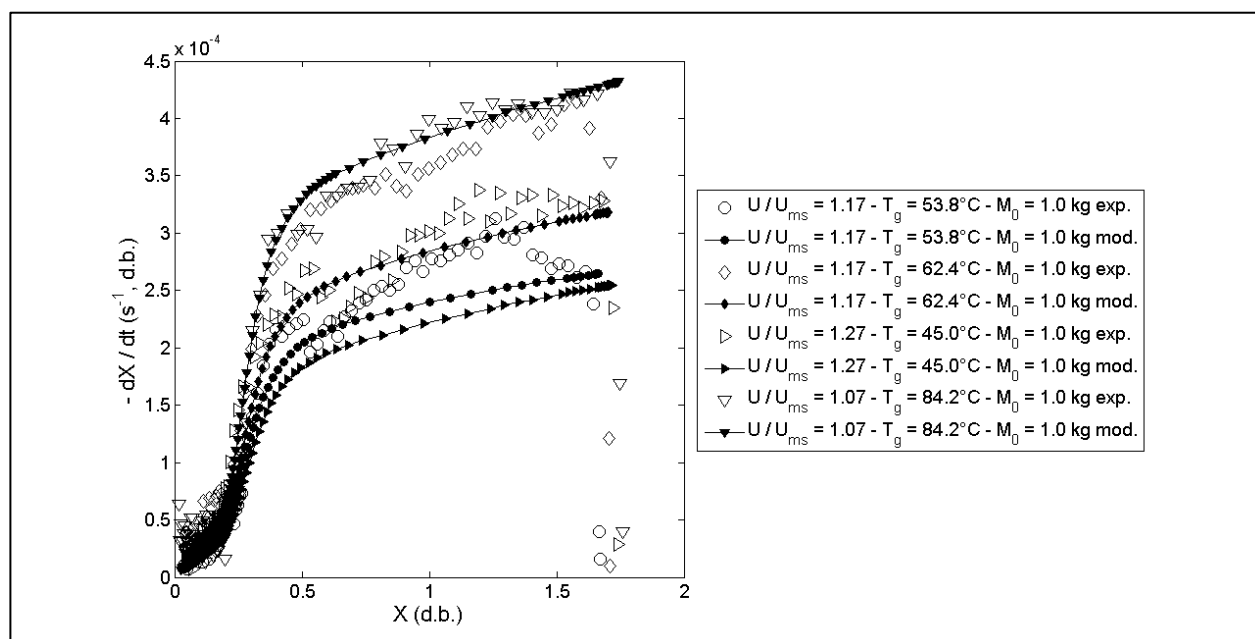


Figure 6-12 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air

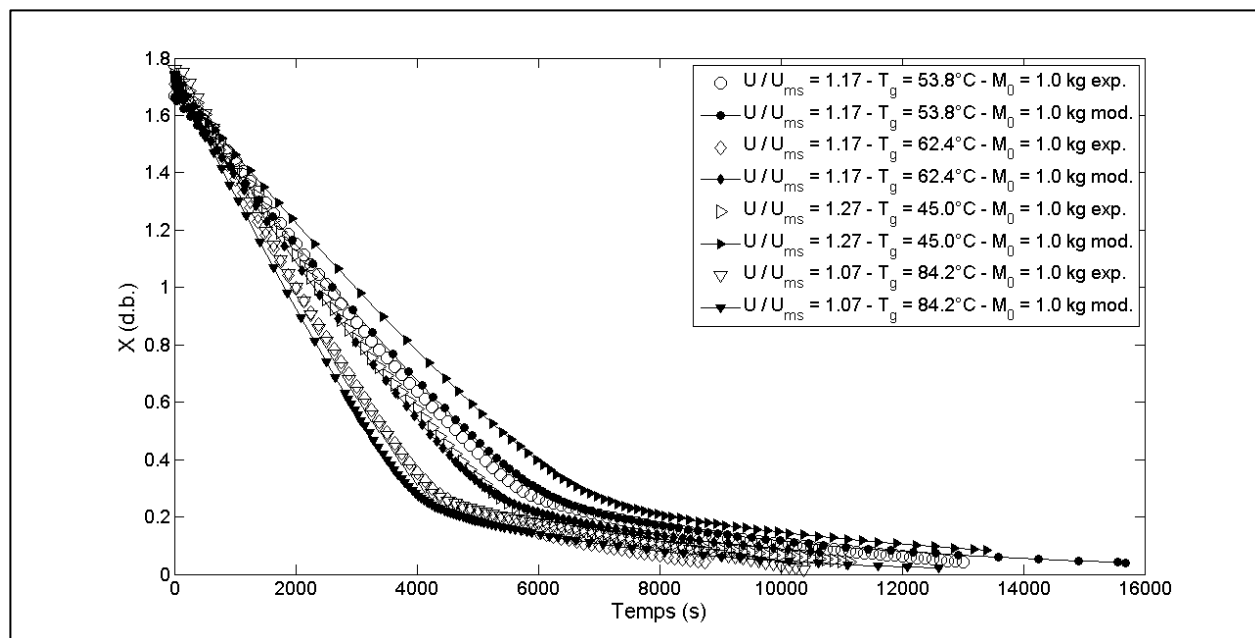


Figure 6-13 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de l'évolution temporelle du contenu en eau de la levure (d.b.) dans le lit à jet conique pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air

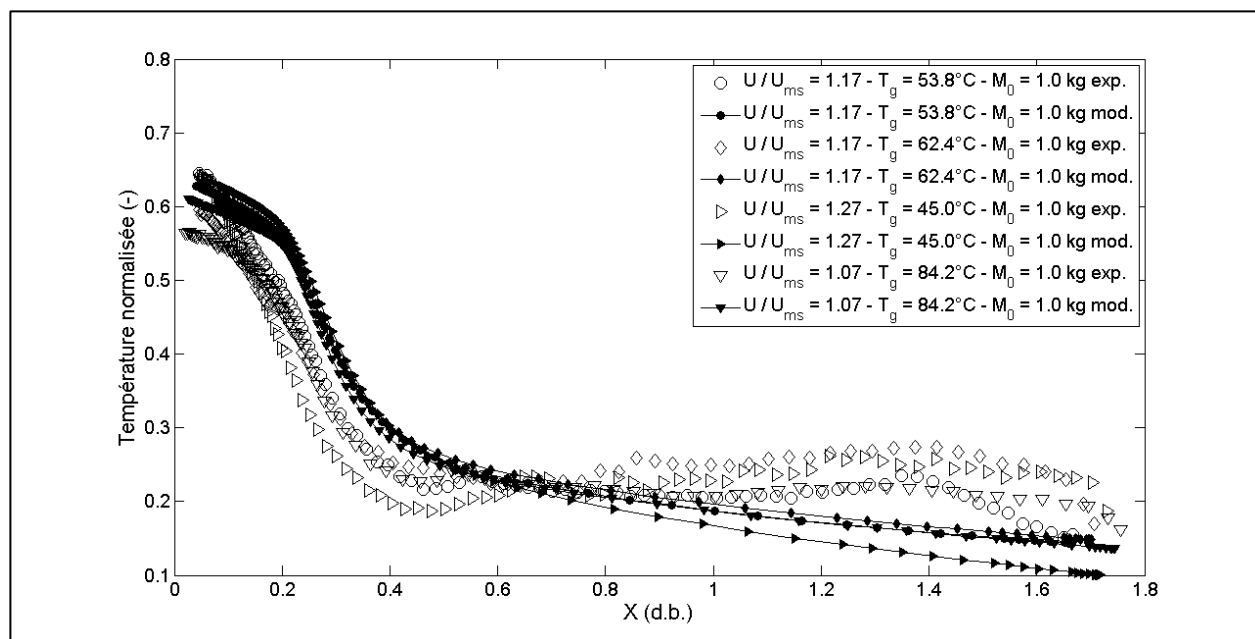


Figure 6-14 : Comparaison entre le modèle et les résultats expérimentaux exprimés sous forme de la température normalisée de la levure dans le lit à jet conique en fonction de son contenu en eau (d.b.) pour différentes conditions opératoires : effet de la vitesse et de la température de l'air

## 6.4 Discussion

Un modèle a été construit sur la base d'une analyse multi-échelles du séchage de levure en lit à jet conique. Il permet de reproduire les résultats expérimentaux comme cela est montré aux Figure 6-9 à Figure 6-14. Le modèle n'a nécessité l'identification que d'un seul paramètre lié à la perte thermique du séchoir vers son environnement. La valeur du paramètre identifié est  $\omega_1 = 0,7$ . L'identification de  $\omega_1$  n'influence pas significativement la validité des résultats du modèle puisque, lorsque le modèle est utilisé en imposant la température du solide comme égale à celle qui est mesurée expérimentalement, les taux de séchage sont également bien prédits.

La vitesse de séchage dans le lit à jet conique est liée de près aux conditions opératoires, spécialement la vitesse et la température de l'air entrant. Elle n'est pas vraiment sensible à la charge initiale de solide dans le séchoir mais ce paramètre influence fortement la durée du séchage.

La température de la levure dans le séchoir lit à jet conique n'est pas constante durant le séchage et elle n'atteint jamais la valeur de la température de l'air entrant. La différence entre la température de la levure et la température de l'air entrant dépend de la vitesse de séchage. Cette différence est également affectée par des pertes thermiques entre le lit et son environnement car, à la fin du séchage, lorsque la vitesse de séchage est nulle, cette différence n'atteint pas zéro. Il est important de prendre cette différence de température en compte car la négliger mènerait à une surestimation des taux de séchage.

Lorsque l'air injecté dans le séchoir passe suffisamment de temps en contact avec la levure, il peut être saturé complètement en eau à la sortie du séchoir. Dans un tel cas, la vitesse de séchage est limitée par la quantité d'eau qui peut être emmenée par l'air et la température du solide dans le séchoir est égale à la température de bulbe humide de l'air injecté. De l'air très chaud peut donc être injecté dans le séchoir lit à jet conique sans augmenter beaucoup la température de la levure. Une telle saturation a été rencontrée pour toutes les expériences réalisées et ce durant la première phase de séchage à vitesse quasi-constante. Un pseudo-coefficient d'échange  $k_p$  a été défini pour quantifier la limitation due à la saturation de l'air en vapeur d'eau.

La Figure 6-15 présente une valeur typique du coefficient de transfert de masse entre un grain et de l'air ( $k_e$ ), estimé tel que présenté au chapitre 3, ainsi que les valeurs de  $k_i$  et  $k_p$  déterminées ci-dessus dans le cas de conditions expérimentales typiques. Comme la vitesse de l'air dans le jet du

lit à jet conique est très élevée, la valeur de  $k_e$  est aussi très grande et cela mène à une saturation rapide de l'air tant que les phénomènes de transfert de masse à l'intérieur du grain sont négligeables. Il est clair que  $k_e$  est toujours supérieur à  $k_p/r_{sp}$ ; les phénomènes d'échange de matière à la surface des grains de levure ne sont donc jamais limitants au cours de l'expérience de séchage.  $k_i$  diminue fortement et de manière monotone avec le contenu en eau et donc au fil du séchage. Au début du séchage, le phénomène limitant est caractérisé par  $k_p/r_{sp}$  qui a une valeur significativement plus faible que  $k_i$  et  $k_e$ ; mais rapidement,  $k_i$  devient du même ordre de grandeur et puis plus petit que  $k_p/r_{sp}$  et les phénomènes de convection-diffusion à l'intérieur des grains de levure deviennent alors non négligeables et puis limitants. Ceci explique le fait que l'enlèvement de l'eau de type E ne se fait pas à une vitesse constante, mais bien à une vitesse quasi-constante qui diminue avec le contenu en eau.

La valeur de  $k_p$  d'environ 0,02 m/s est une valeur typique de coefficient d'échange de matière en lit à jet prédite par les corrélations développées pour les lits à jet (Norman Epstein & Grace, 2011). Ces corrélations ne sont donc probablement pas adéquates pour prédire  $k_e$  lorsque l'air n'est pas saturé lors de son passage dans le séchoir.

L'influence de la prise en compte dans le modèle des différents phénomènes de transport de matière sur la prédiction de la vitesse de séchage de la levure (d.b.) est illustrée à la Figure 6-16. Ne pas considérer la limitation par la saturation de l'air en vapeur d'eau ( $k_p$  infini) mène à une surestimation importante du taux de séchage durant toute la période d'enlèvement de l'eau de type E. Ne pas considérer la limitation due aux phénomènes de diffusion-convection à l'intérieur du grain de levure ( $k_i$  infini) mène à une surestimation du taux de séchage également, et ce particulièrement à la fin de l'enlèvement de l'eau de type E, c'est-à-dire lorsque cette limitation devient importante.

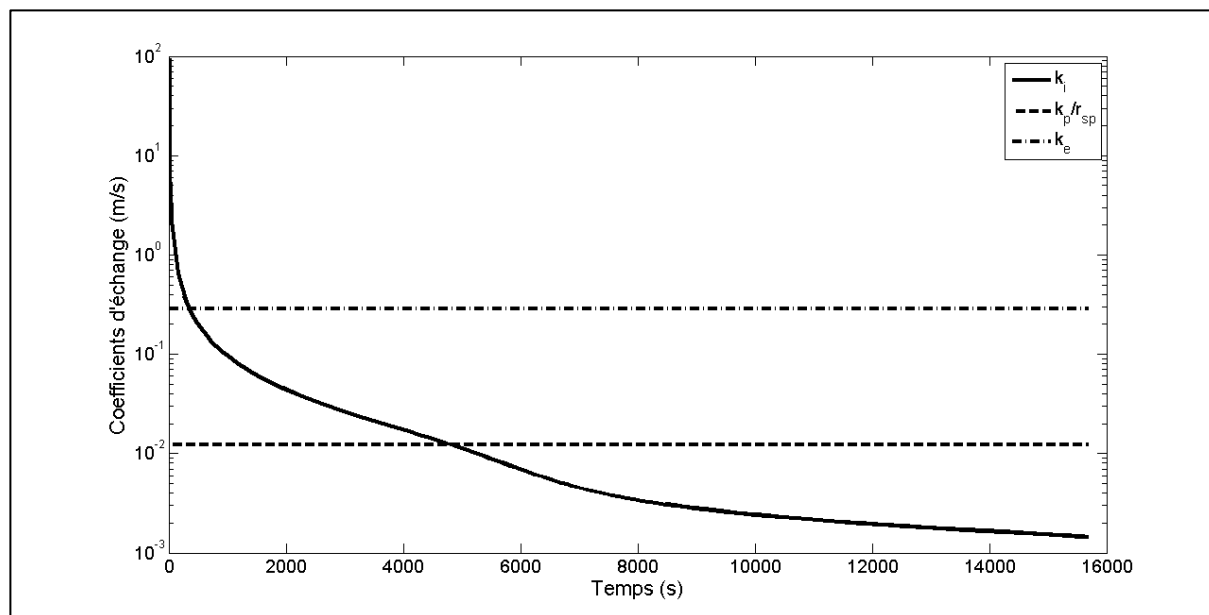


Figure 6-15 : Comparaison de l'évolution temporelle de la valeur des coefficients d'échange du modèle  $k_i$ ,  $k_p/r_{sp}$  et  $k_e$  pour une expérience typique ( $U/U_{ms} = 1,17$ ,  $T_g = 53,8$  °C et  $M_0 = 1.0$  kg)

Le modèle multi-échelles présenté dans ce chapitre est basé sur les résultats des études du séchage d'un grain de levure et de l'écoulement gaz-solide de billes de verre dans le lit à jet conique. Il ne comporte qu'un seul paramètre à identifier pour les essais de séchage en lit à jet conique qui est lié aux pertes thermiques du séchoir vers son environnement. La bonne prédiction du comportement des vitesses de séchage est la preuve que le fait de se baser sur les phénomènes qui se déroulent à chaque échelle permet de construire un modèle simple et performant du séchage global.

L'hypothèse selon laquelle le séchage ne se produit que durant le temps passé dans le jet semble être valable et mène à une bonne simulation des performances du séchoir. Le fait de considérer que le séchage aurait lieu dans le jet et l'anneau mènerait à une surestimation du taux de séchage et ne permettrait pas de reproduire les résultats expérimentaux.

L'existence de trois types d'eau dans la levure mise en évidence au Chapitre 3 est confirmée dans le cas du séchage en lit à jet conique.

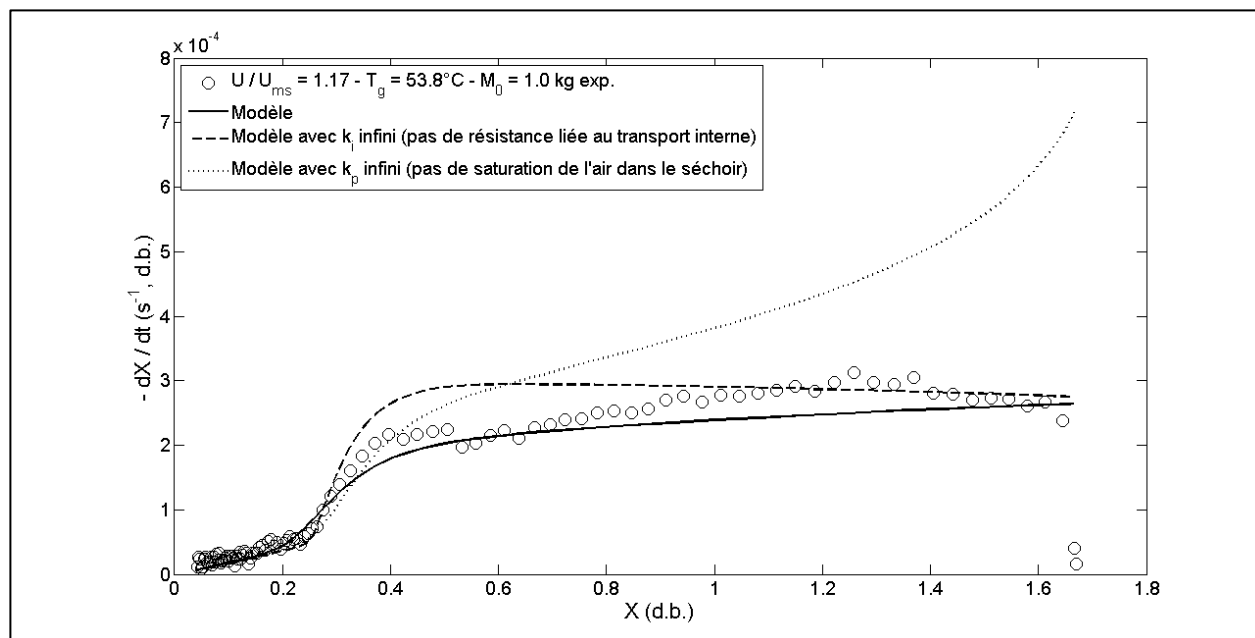


Figure 6-16 : Effet des phénomènes de transport de matière limitant sur la prédiction de l'évolution de la vitesse de séchage (d.b.) en fonction du contenu en eau du solide

La diminution de la viabilité et de l'activité de la levure est très limitée durant l'enlèvement de l'eau de type E, soit jusqu'à un contenu en eau de 0,5 (d.b.), lorsque la température du solide reste en-dessous de 40°C et elle est plus forte à des températures du solide plus élevées. Dans tous les cas, cette diminution devient significativement plus importante lorsque l'eau de type D commence à être enlevée, c'est-à-dire à des contenus en eau inférieurs à 0,5 (d.b.), et d'autant plus importante que le taux d'enlèvement de l'eau de type D augmente. Ces résultats présentés au Chapitre 3 sont également confirmés pour un séchage en lit à jet conique.

## 6.5 Conclusion

Des expériences de séchage de levure ont été réalisées dans un lit à jet conique et l'évolution du contenu en eau, de la vitesse de séchage et de la température de surface de la levure ont été mesurée pour un large de domaine de conditions opératoires. L'existence de deux régimes de séchage gouvernés par des processus différents a été mise en évidence à partir des courbes de vitesse de séchage et de température. Ceci confirme les résultats obtenus au Chapitre 3 dans le cas d'un grain de levure isolé.



La vitesse de séchage et la température de la levure présentent des valeurs quasi-constantes durant la première phase du séchage, jusqu'à des contenus en eau d'environ 0,4 - 0,6 (d.b.). Ce comportement est attribué à la saturation de l'air injecté dans le lit à jet lors de son passage dans le séchoir. Ce phénomène limite la vitesse de séchage et doit être pris en compte lors de la modélisation du procédé. La température quasi-constante mesurée a une valeur très proche de la température de bulbe humide du gaz injecté, ce qui confirme l'hypothèse de la saturation de celui-ci. La température augmente significativement à la fin du séchage lorsque la vitesse de séchage décroît.

L'évolution de la qualité de la levure (activité et viabilité) au cours du séchage a été caractérisée pour différentes conditions opératoires. La qualité n'est pas influencée par la température du gaz injecté dans le lit à jet tant que la température de la levure reste inférieure à 40°C, ce qui correspond à la température de bulbe humide d'un air sec qui a une température de bulbe sec de plus de 120°C. La qualité peut ainsi être maintenue autour de 90 % jusqu'à des contenus en eau proche de 0,5 (d.b.), ce qui correspond au moment dans le séchage où presque toute l'eau de type E a été enlevée et où l'enlèvement de l'eau de type D prend de l'ampleur. La qualité diminue alors avec le contenu en eau et ce de manière plus marquée lorsque la vitesse de séchage est plus grande. La qualité de la levure à la fin du séchage est donc directement liée à la vitesse à laquelle l'eau de type D est enlevée.

Un nouveau modèle multi-échelles décrivant le séchage de levure en lit à jet conique est proposé. Il est construit sur la base des résultats des Chapitres 3, 4 et 5. Dans ce modèle, il est considéré que le séchage ne se déroule que lorsque la levure est dans le jet du lit à jet conique. La possibilité de saturer l'air lors du passage dans le séchoir est également prise en compte. Finalement le modèle permet de prédire l'évolution du contenu en eau, de la vitesse de séchage et de la température de la levure dans le lit à jet conique en fonction des conditions opératoires. Ce modèle possède un seul paramètre ajustable lié à la perte thermique du lit à jet conique vers son environnement et il permet de reproduire correctement les résultats expérimentaux.

Dans les conditions opératoires étudiées, la saturation de l'air en vapeur d'eau dans le séchoir a été le paramètre limitant pour la vitesse de séchage, en tout cas au début du séchage. Il semble donc que, pour augmenter la vitesse de séchage, il faille augmenter le débit d'air, travailler à plus haute température ou réduire la hauteur du lit de levure.

## CHAPITRE 7 DISCUSSION GÉNÉRALE

Dans ce chapitre de discussion générale, nous présentons des aspects de discussion qui n'ont pas encore été présentés dans les chapitres précédents mais qui sont basés sur une synergie des résultats globaux de la thèse.

L'utilisation, dans ce projet, d'une approche méthodologique multi-échelles mène à une meilleure compréhension de la phénoménologie du séchage en lit à jet conique et plus particulièrement du séchage de levure de boulanger. En effet, la combinaison des caractérisations des phénomènes régissant le séchage d'un grain de levure et de l'écoulement gaz-solide dans le lit à jet permet la construction d'un modèle phénoménologique à un seul paramètre décrivant le séchage de la levure en lit à jet conique pour un large domaine de conditions opératoires.

L'utilisation de résultats obtenus avec des billes de verre de 3 mm pour décrire l'écoulement de la levure dans le lit à jet conique est valable dans le domaine des expériences réalisées. En effet, en décrivant l'écoulement gaz-solide par rapport à la vitesse normalisée d'injection de l'air dans le lit à jet  $U/U_{ms}$ , les résultats acquièrent un caractère général puisque  $U/U_{ms}$  permet de prendre en compte les variations de propriétés physiques du solide. Les résultats obtenus pour l'écoulement gaz-solide ne sont cependant valables que pour la géométrie de lit à jet étudiée.

La mise en évidence de l'existence de trois types d'eau dans la levure aux Chapitres 3 et 6 (eau de type E dont l'enlèvement est limité par des phénomènes de transport internes et externes au grain de levure, l'eau de type D assimilable à de l'eau intracellulaire, et l'eau résiduelle) permet d'expliquer l'évolution de la qualité de la levure au cours du séchage. Le fait que la dégradation ait surtout lieu durant l'enlèvement de l'eau de type D et que l'amplitude de la dégradation soit directement liée à l'intensité du séchage pousse à recommander un séchage en deux phases : rapide au début (enlèvement de l'eau de type E) et lent à partir de contenus en eau inférieurs à 0,45 (d.b.) (enlèvement de l'eau de type D). La vitesse de séchage lors de la première phase de séchage rapide est limitée le plus souvent en lit à jet par la quantité d'eau que l'air peut emmener. Plus le débit d'air et la température de l'air seront élevés, plus rapidement le séchage aura lieu. La seule limitation est qu'il ne faut pas injecter un air ayant une température de bulbe humide supérieure à 40°C car cela mènerait à une dégradation de la levure même pendant l'enlèvement de l'eau de type E. Concernant la seconde phase de séchage, plus lente elle sera, plus grande la

qualité de la levure demeurera à la fin du séchage. En effet, cette phase est liée à l'enlèvement de l'eau de type D et cette eau semble être de l'eau intracellulaire. La dégradation de la levure serait donc reliée à l'endommagement des cellules de levure et plus particulièrement de leur membrane lors de l'extraction de l'eau. Ce dernier étant proportionnel à la vitesse d'extraction de l'eau, il est donc recommandé de travailler à faible vitesse de séchage pour l'enlèvement de l'eau de type D. Comme cela a été présenté dans la revue de littérature, le fait de pré-extraire l'eau des cellules de levure avant le séchage, en mélangeant par exemple la levure avec de la farine, permet de réduire le stress sur les membranes cellulaires et mène donc à des dégradations très réduites. Par ailleurs, la température de bulbe sec de l'air injecté ne doit plus dépasser 40°C car la température de la levure augmente rapidement durant cette phase d'enlèvement de l'eau de type D et tend vers la température de bulbe sec de l'air. Enfin, comme la seconde phase de séchage nécessite des coefficients de transferts moins importants et comme en plus les grains sont déjà relativement secs et donc plus faciles à fluidiser, il peut raisonnablement être envisagé d'utiliser un lit fluidisé pour la fin du séchage.

Pour séparer les levures dans le lit à jet conique avant l'enlèvement de l'eau de type E, il est possible de tirer profit des changements de propriétés physiques de la levure durant le séchage (rétrécissement des grains, diminution de la densité, attrition). En effet, ces changements entraînent une diminution de  $U_{ms}$  et une augmentation de la hauteur atteinte dans la fontaine par les grains les plus secs. Il peut donc être envisagé de les récupérer dans le haut du lit pour les amener vers la seconde phase de séchage.

Le lit à jet conique semble bien adapté pour le séchage de levure, surtout lors de la première phase où les grains sont humides et donc plus difficiles à fluidiser. Le lit à jet permet par ailleurs de travailler avec des coefficients d'échange dans le jet plus importants que dans un lit fluidisé. Comme la première phase de séchage est le plus souvent limitée par la saturation de l'air lors de son passage dans le séchoir, il est probablement plus intéressant de travailler avec des lits avec une faible hauteur de lit stagnant et donc avec plusieurs petits lits en parallèle ou long lit rectangulaire.

## CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

L'objectif général de la thèse a été atteint : une meilleure compréhension du séchage de levure en lit à jet conique a été acquise. En effet, par l'étude du séchage d'un grain de levure individuel ainsi que des écoulements solide et gazeux dans le lit à jet conique, les phénomènes physiques significatifs gouvernant le séchage de levure en lit à jet conique ont été identifiés.

Un dispositif expérimental a été conçu et utilisé afin de caractériser expérimentalement l'évolution du contenu en eau, des dimensions extérieures et de la température de surface d'un grain de levure durant le séchage en fonction pour un large domaine de conditions opératoires. L'évolution du pouvoir de dégagement de  $\text{CO}_2$  de la levure au cours du séchage a également été caractérisée. Ce pouvoir décroît peu avec une diminution du contenu en eau jusqu'à des contenus en eau proches de 0,5 (d.b.) et puis plus intensément. La dégradation à la fin du séchage est d'autant plus importante que le séchage durant la phase d'enlèvement de l'eau de type D était rapide.

Un nouveau modèle phénoménologique a été proposé et permet de reproduire numériquement les résultats expérimentaux. Ce modèle est basé sur l'existence de 3 types d'eau dans la levure : l'eau résiduelle, l'eau de type E dont l'enlèvement est gouverné par des phénomènes de diffusion-convection à l'intérieur et à l'extérieur du grain de levure et qui est une eau intercellulaire, et l'eau de type D dont l'enlèvement est plus lent et qui est vraisemblablement de l'eau intracellulaire. C'est l'enlèvement de l'eau de type D qui est majoritairement responsable de la dégradation de la levure au cours du séchage. Le modèle prend en compte le rétrécissement du grain de levure durant le séchage et il a été montré que le fait de le prendre en compte n'a pas une influence significative sur les prédictions du modèle. Ce dernier prédit également l'évolution de la température du grain de levure durant le séchage. Celle-ci n'est pas constante et n'est jamais égale à la température de l'air.

Des expériences de poursuite de particule radioactive (RPT) ont été menées dans un lit à jet conique avec des billes de verre de 3 mm afin de caractériser l'écoulement du solide en fonction de la vitesse d'injection de l'air et de la hauteur de lit stagnant. Une méthode de traitement des données a été développée pour déduire plusieurs paramètres d'écoulement du solide à partir de l'évolution temporelle de la position du traceur radioactif. Pour une quantité de solides donnée, il est ressorti que les dimensions des trois régions du lit de solides ne sont que peu affectées par les

conditions opératoires et que les vitesses moyennes du solide dans le jet et l'anneau sont indépendantes de la hauteur de lit stagnant.

Une série de corrélations empiriques ont été développées à partir des résultats expérimentaux pour prédire l'influence des paramètres opératoires sur les temps de séjours moyens dans les régions du lit à jet conique (jet – anneau – fontaine), le temps moyen d'un cycle complet, le débit de solide d'une région à l'autre du lit et les vitesses moyennes du solide dans l'anneau et le jet. Il a été conclu que la portion d'un cycle complet passée dans le jet est indépendante des conditions opératoires et vaut 0,077 pour le lit à jet étudié.

Des mesures de distributions de temps de séjour du gaz dans le lit à jet conique avec des billes de verre de 3 mm ont été réalisées par des injections de traceur gazeux radioactif à la base du lit. Le traitement du signal obtenu a permis de mettre en évidence le fait qu'une partie du débit d'air injecté dans le lit à jet conique passe par l'anneau, que cette portion du débit entrant est constante en fonction de la vitesse de l'air injecté et augmente lorsque la hauteur du lit stagnant augmente. Les vitesses moyennes du gaz dans le jet et l'anneau ont également été déduites et dépendent principalement de la vitesse normalisée de l'air injecté  $U/U_{ms}$  et très peu de la hauteur du lit stagnant. Des corrélations empiriques permettant de prédire ces vitesses moyennes en fonction des conditions opératoires ont également été développées et elles ont été utilisées pour évaluer les coefficients d'échange de matière externe entre la levure et l'air lors de la modélisation du séchage de levure en lit à jet conique.

Le lit à jet pour lequel l'écoulement du solide et du gaz a été caractérisé a été utilisé pour réaliser des expériences de séchage de levure dans un vaste domaine de conditions opératoires (température et vitesse de l'air, masse initiale de levure). Les évolutions du contenu en eau, de la température, du pouvoir de dégagement de  $CO_2$  et de la viabilité de la levure ont été mesurées au cours du séchage. Les observations et modèles déduits pour le séchage d'un grain de levure isolé et pour l'écoulement du solide et du gaz dans le lit à jet conique ont servi de base à l'interprétation des résultats expérimentaux et à la construction d'un nouveau modèle du séchage de levure en lit à jet conique. Ce modèle, qui ne possède qu'un seul paramètre ajustable lié aux pertes thermiques entre le lit à jet et son environnement, permet de fidèlement reproduire les résultats expérimentaux. Ce modèle tient compte du fait que la saturation de l'air en vapeur d'eau lors de son passage dans le séchoir est un phénomène plus limitant pour la vitesse de séchage que

le transfert de matière à la surface du grain. Afin de représenter ce phénomène de saturation, un pseudo-coefficient d'échange de matière a été défini et celui-ci ne dépend que des caractéristiques de l'air et de la masse de levure dans le lit. La valeur de ce pseudo-coefficient est du même ordre de grandeur que celle du coefficient de transfert de matière externe prédite à partir des corrélations reportées dans la littérature pour le nombre de Sherwood dans un lit à jet. Ces corrélations ont donc probablement été identifiées dans des conditions de saturation.

L'approche multi-échelles utilisées dans le cadre de cette thèse de doctorat a donc permis de construire un modèle phénoménologique efficace du séchage de levure en lit à jet conique et celui-ci pourra donc être aisément adapté à d'autres configurations de séchoir pour lesquelles les modèles d'écoulement sont connus ou à d'autres produits pour lesquels un modèle de séchage existe. L'utilisation des corrélations développées pour l'écoulement de billes de verre dans le cas du séchage de levure ne fausse pas les résultats des simulations.

L'analyse des résultats expérimentaux et de la forme du modèle permet de conclure que le lit à jet conique est tout à fait adapté pour la première phase du séchage de levure où l'eau de type E est enlevée. Pendant cette phase de séchage, les conditions opératoires peuvent être telles que la vitesse de séchage est maximisée puisque c'est souvent la saturation de l'air qui est limitante et parce que la levure est peu sensible à la vitesse à laquelle cette eau est enlevée tant que la température de bulbe humide de l'air ne dépasse pas 40°C. Ensuite, lors de l'enlèvement de l'eau de type D, les conditions de séchage doivent être adaptées pour diminuer significativement la vitesse de séchage et par là les risques de dégradation. Par ailleurs, la température de bulbe sec de l'air ne devrait alors plus dépasser les 40°C car durant cette phase la température de la levure augmente rapidement en tendant vers la température de bulbe sec de l'air.

Afin de continuer le travail présenté dans ce document, il serait intéressant de générer avec le modèle des conditions opératoires optimales pour le séchage de levure en lit à jet conique et de les tester expérimentalement. Il serait également intéressant d'implémenter un procédé en deux étapes impliquant par exemple un lit fluidisé pour le séchage en dessous de contenus en eau de 0,6 (d.b). La variation des caractéristiques de l'écoulement de la levure avec l'évolution de ses propriétés physiques pourrait être ajoutée au modèle afin de concevoir un procédé de séchage continu au cours duquel la levure sèche ou prête pour passer à la seconde phase de séchage pourrait être récupérée dans le haut du lit à jet.

## BIBLIOGRAPHIE

- Abud-Archila, M., Courtois, F., Bonazzi, C., & 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, 161–169.
- Almeida, M. M., Silva, O. S., & Alsina, O. L. S. (2006). Fluid-dynamic study of deformable materials in spouted-bed dryer. *Drying Technology*, 24, 499–508.
- Alpas, H., Ozilgen, M., Bozoglu, F., & Katnas, S. (1996). Mathematical modeling of survival and weight loss of Baker's yeast during drying. *Enzyme and Microbial Technology*, 19, 348–351.
- Altzibar, H., Lopez, G., Alvarez, S., San Jose, M. J., Barona, A., & Olazar, M. (2008). A draft-tube conical spouted bed for drying fine particles. *Drying Technology*, 26, 308–314.
- Aquerreta, J., Iguaz, A., Arroqui, C., & rseda, P. (2007). Effect of high temperature intermittent drying and tempering on rough rice quality. *Journal of Food Engineering*, 80, 611–618.
- Bayrock, D., & Ingledew, W. M. (1997a). Mechanism of viability loss during fluidized bed drying of baker's yeast. *Food Research International*, 30, 417–425.
- Bayrock, D., & Ingledew, W. M. (1997b). Fluidized bed drying of baker's yeast: moisture levels, drying rates, and viability changes during drying. *Food Research International*, 30, 407–415.
- Bi, H. T., Macchi, A., Chaouki, J., & Legros, R. (1997). Minimum spouting velocity of conical spouted beds. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 75, 460–465.
- Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2007). *Transport Phenomena*. John Wiley & Sons.
- Bonazzi, C., Du Peuty, M. A., & Themelin, A. (1997). Influence of drying conditions on the processing quality of rough rice. *Drying Technology*, 15, 1141–1157.
- Borzani, W. (2004). Measurement of the gassing power of bakers' yeast: correlation between the dough volume and the incubation time. *Brazilian Archives of Biology and Technology*, 47(2), 213–217.
- Cassanello, M., Larachi, F., Legros, R., & Chaouki, J. (1999). Solids dynamics from

experimental trajectory time-series of a single particle motion in gas-spouted beds. *Chemical Engineering Science*, 54, 2545–2554.

Chaouki, J., Larachi, F., & Dudukovic, M. P. (1997). Noninvasive tomographic and velocimetric monitoring of multiphase flows. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 36, 4476–4503.

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, 303–309.

Cui, H., & Grace, J. R. (2008). Spouting of biomass particles: A review. *Bioresource Technology*, 99, 4008–4020.

Debaste, F., Halluin, V., Bossart, L., & Haut, B. (2008). A new modeling approach for the prediction of yeast drying rates in fluidized beds. *Journal of Food Engineering*, 84, 335–347.

Debaste, F., Léonard, A., Halluin, V., & Haut, B. (2010). Microtomographic investigation of a yeast grain porous structure. *Journal of Food Engineering*, 97(4), 526–532.

Debaste, Frédéric. (2008, July 11). *Evaporation in porous media modelling :fundamental and applied models development /Modélisation de l'évaporation en milieu poreux :développement de modèles fondamentaux et appliqués*. Université Libre de Bruxelles.

Derkachov, G., Kolwas, K., Jakubczyk, D., Zientara, M., & Kolwas, M. (2008). Drying of a Microdroplet of Water Suspension of Nanoparticles: from Surface Aggregates to Microcrystal. *Journal of Physical Chemistry C*, 112, 16919–16923.

Diaz, L., Alava, I., Malabar, J., Fernandez, R., Cueva, F., Aguado, R., & Olazar, M. (2008). A first approach to CFD simulation of hydrodynamic behaviour in a conical spouted bed contactor. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 6, 20 pp.

Doucet, J., Bertrand, F., & Chaouki, J. (2008). An extended radioactive particle tracking method for systems with irregular moving boundaries. *Powder Technology*, 181(2), 195–204.

Duarte, C. R., Murata, V. V., & Barrozo, M. A. S. (2008). Experimental and numerical study of spouted bed fluid dynamics. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 25, 95–107.

Duarte, C. R., Olazar, M., Murata, V. V., & Barrozo, M. A. S. (2009). Numerical simulation and experimental study of fluid-particle flows in a spouted bed. *Powder Technology*, 188, 195–205.



- Dufresne, E. R., Corwin, E. I., Greenblatt, N. A., Ashmore, J., Wang, D. Y., Dinsmore, A. D., Cheng, J. X., et al. (2003). Flow and fracture in drying nanoparticle suspensions. *Physical Review Letters*, 91.
- El-Naas, M. H., Rognon, S., Legros, R., & Mayer, R. C. (2000). Hydrodynamics and mass transfer in a spouted bed dryer. *Drying Technology*, 18, 323–340.
- Epstein, N., & Grace, J. R. (1997). *Spouting of Particulate Solids*. Retrieved from <http://www.knovel.com/knovel2/Toc.jsp?BookID=1696>
- Epstein, Norman, & Grace, J. R. (Eds.). (2011). *Spouted and Spout-Fluid Beds: Fundamentals and Applications* (1st ed.). Cambridge University Press.
- Feng, H., Tang, J., Cavalieri, R. P., & Plumb, O. A. (2001). Heat and mass transport in microwave drying of porous materials in a spouted bed, 47, 1499–1512.
- Foka, M., Chaouki, J., Guy, C., & Klvana, D. (1996). Gas phase hydrodynamics of a gas-solid turbulent fluidized bed reactor. *Chemical Engineering Science*, 51, 713–723.
- Fu, N., & Chen, X. D. (2011). Towards a maximal cell survival in convective thermal drying processes. *Food Research International*, 44(5), 1127–1149.
- Fujii, S., Sakamoto, Y., Aso, T., Aktas, T., Yoshimoto, N., & Yamamoto, S. (2011). Drying of Yeasts—Factors Affecting Inactivation During Drying. *Drying Technology*, 29, 1981–1985.
- Gélinas, P., Savoie, L., & Rodrigue, N. (1996). Baker's yeast mitochondria, gassing power and freeze–thaw tolerance in dough. *Food Microbiology*, 13(1), 41–46.
- Grabowski, S., Mujumdar, A. S., Ramaswamy, H. S., & Strumillo, C. (1997). Evaluation of fluidized versus spouted bed drying of baker's yeast. *Drying Technology*, 15, 625–634.
- Gula, M., Watson, M., & Pohl, H. A. (1985). Relationship between dough-raising activity of baker's yeast and the fraction of “vital” cells as determined by methylene blue staining or by dielectrophoresis. *Journal of Biological Physics*, 13(1), 29–32.
- Hatamipour, M. S., & Mowla, D. (2002). Shrinkage of carrots during drying in an inert medium fluidized bed. *Journal of Food Engineering*, 55, 247–252.
- Hernández, J. A., Pavón, G., & García, M. A. (2000). Analytical solution of mass transfer equation considering shrinkage for modeling food-drying kinetics. *Journal of Food Engineering*,

45(1), 1–10.

Hyndman, C. L., & Guy, C. (1995). Gas phase flow in bubble columns: a convective phenomenon. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 73(4), 426–434.

Islam, R., & Mujumdar, A. S. (2003). Role of product shrinkage in drying rate predictions using a liquid diffusion model. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 30, 391–400.

Jangam, S. V. (2011). An Overview of Recent Developments and Some R&D Challenges Related to Drying of Foods. *Drying Technology*, 29(12), 1343–1357.

Khanna, P., Pugsley, T., Tanfara, H., & Dumont, H. (2008). Radioactive particle tracking in a lab-scale conical fluidized bed dryer containing pharmaceutical granule. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 86, 563–570.

Kharaghani, A., Metzger, T., & Tsotsas, E. (2011). A proposal for discrete modeling of mechanical effects during drying, combining pore networks with DEM. *AIChE Journal*, 57(4), 872–885.

Khraisheh, M. A. M., McMinn, W. A. M., & Magee, T. R. A. (2004). Quality and structural changes in starchy foods during microwave and convective drying. *Food Research International*, 37, 497–503.

Kilic, A. (2009). Low temperature and high velocity (LTHV) application in drying: Characteristics and effects on the fish quality. *Journal of Food Engineering*, 91(1), 173–182.

Koni, M., Turker, M., Yuzgec, U., Dincer, H., & Kapucu, H. (2009). Adaptive modeling of the drying of baker's yeast in a batch fluidized bed, 17, 503–517.

Krokida, M. K., & Maroulis, Z. B. (1997). Effect of drying method on shrinkage and porosity. *Drying Technology*, 15, 2441–2458.

Larachi, F., Grandjean, B. P. A., & Chaouki, J. (2003). Mixing and circulation of solids in spouted beds: Particle tracking and Monte Carlo emulation of the gross flow pattern. *Chemical Engineering Science*, 58, 1497–1507.

Lienhard, J. H. (2003). *A heat transfer textbook*. Phlogiston Press.

Liu, G. Q., Li, S. Q., Zhao, X. L., & Yao, Q. (2008). Experimental studies of particle flow

dynamics in a two-dimensional spouted bed. *Chemical Engineering Science*, 63, 1131–41.

Liu, L. X., & Litster, J. D. (1991). Effect of particle shape on the spouting properties of non-spherical particles. *Powder Technology*, 66, 59–67.

Liu, X. D. (1999). Deteriorative kinetics of baker's yeast during thermal drying. *Drying Technology*, 17, 1813–1826.

Madhiyanon, T., & Soponronnarit, S. (2005). High Temperature Spouted Bed Paddy Drying with Varied Downcomer Air Flows and Moisture Contents: Effects on Drying Kinetics, Critical Moisture Content, and Milling Quality. *Drying Technology*, 23, 473–495.

Mayor, L., & Sereno, A. M. (2004). Modelling shrinkage during convective drying of food materials: A review. *Journal of Food Engineering*, 61, 373–386.

Mayor, L., Silva, M. A., & Sereno, A. M. (2005). Microstructural changes during drying of apple slices. *Drying Technology*, 23, 2261–2276.

Mihoubi, D., Zagrouba, F., Vaxelaire, J., Bellagi, A., & Roques, M. (2004). Transfer phenomena during the drying of a shrinkable product: Modeling and simulation. *Drying Technology*, 22, 91–109.

Mille, Y., Girard, J.-P., Beney, L., & Gervais, P. (2005). Air drying optimization of *Saccharomyces cerevisiae* through its water–glycerol dehydration properties. *Journal of Applied Microbiology*, 99(2), 376–382.

Mory, M. (2011). *Fluid Mechanics for Chemical Engineering* (1st ed.). Wiley-ISTE.

Mujumdar, A. (2007). An overview of innovation in industrial drying: current status and R&D needs. *Transport in Porous Media*, 66, 3–18.

Mujumdar, A. S., & Huang, L. X. (2007). Global R and D needs in drying. *Drying Technology*, 25, 647–658.

Mujumdar, A. S., & Zhonghua, W. (2008). Thermal drying technologies - Cost-effective innovation aided by mathematical modeling approach. *Drying Technology*, 26, 145–153.

Nindo, C. I., Sun, T., Wang, S. W., Tang, J., & Powers, J. R. (2003). Evaluation of drying technologies for retention of physical quality and antioxidants in asparagus (*Asparagus officinalis*, L.). *Lebensmittel-Wissenschaft Und-Technologie-Food Science and Technology*, 36,

507–516.

Olazar, M., Lopez, G., Altzibar, H., Barona, A., & Bilbao, J. (2009). One-dimensional modelling of conical spouted beds. *Chemical Engineering and Processing*, 48, 1264–1269.

Olazar, M., San Jose, M. J., Izquierdo, M. A., de Salazar, A. O., & Bilbao, J. (2001). Effect of operating conditions on solid velocity in the spout, annulus and fountain of spouted beds. *Chemical Engineering Science*, 56, 3585–3594.

Olazar, M., San Jose, M. J., Penas, F. J., Aguayo, A. T., Arandes, J. M., & Bilbao, J. (1995). Simplified model for gas flow in conical spouted beds. *Chemical Engineering Journal and Biochemical Engineering Journal*, 56, 19–26.

Olazar, Martin, Alvarez, S., Aguado, R., & San Jose, M. J. (2003). Spouted bed reactors. *Chemical Engineering and Technology*, 26, 845–852.

Olazar, Martin, San Jose, M. J., Aguayo, A. T., Arandes, J. M., & Bilbao, J. (1992). Stable operation conditions for gas-solid contact regimes in conical spouted beds. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 31, 1784–1792.

Olazar, Martin, San Jose, M. J., Alvarez, S., Morales, A., & Bilbao, J. (1998). Measurement of particle velocities in conical spouted beds using an optical fiber probe. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 37, 4520–4527.

Olazar, Martin, San Jose, M. J., Izquierdo, M. A., Alvarez, S., & Bilbao, J. (2001). Local bed voidage in spouted beds. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 40, 427–433.

Olazar, Martin, San Jose, M. J., Llamas, R., Alvarez, S., & Bilbao, J. (1995). Study of local properties in conical spouted beds using an optical fiber probe. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 34, 4033.

Orsat, V., Yang, W., Changrue, V., & Raghavan, G. S. V. (2007). Microwave-assisted drying of biomaterials, 85, 255–263.

Rabani, E., Reichman, D. R., Geissler, P. L., & Brus, L. E. (2003). Drying-mediated self-assembly of nanoparticles. *Nature*, 426, 271–274.

Raghavan, G. S. V., & Venkatachalapathy, K. (1999). Shrinkage of strawberries during microwave drying. *Drying Technology*, 17, 2309–2321.

- Ramaswamy, H. S., & Marcotte, M. (2006). Thermal Processing. *Food processing : principles and applications* (pp. 67–168). Boca Raton, Fla.: Taylor & Francis.
- Ramos, I., s, N., Silva, C. L. M., Sereno, A. M., Aguilera, J., & M. (2004). Quantification of microstructural changes during first stage air drying of grape tissue. *Journal of Food Engineering*, 62, 159–164.
- Roy, D., Larachi, F., Legros, R., & Chaouki, J. (1994). Study of solid behavior in spouted beds using 3-D particle tracking. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 72, 945–952.
- San Jose, M. J., Olazar, M., Aguayo, A. T., Arandes, J. M., & Bilbao, J. (1993). Expansion of spouted beds in conical contactors. *Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*, 51, 45–52.
- San Jose, Maria J., Olazar, M., Alvarez, S., Izquierdo, M. A., & Bilbao, J. (1998). Solid cross-flow into the spout and particle trajectories in conical spouted beds. *Chemical Engineering Science*, 53, 3561–3570.
- San Jose, Maria J., Olazar, M., Alvarez, S., Morales, A., & Bilbao, J. (2005). Spout and fountain geometry in conical spouted beds consisting of solids of varying density. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 44(1), 193–200.
- San Jose, Maria J., Olazar, M., Izquierdo, M. A., Alvarez, S., & Bilbao, J. (2004). Solid trajectories and cycle times in spouted beds. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 43, 3433–3438.
- Sanga, E. C. M., Mujumdar, A. S., & Raghavan, G. S. V. (2002). Simulation of convection-microwave drying for a shrinking material. *Chemical Engineering & Technology*, 41, 487–499.
- Santos, K. G., Murata, V. V., & Barrozo, M. A. S. (2009). Three-Dimensional Computational Fluid Dynamics Modelling of Spouted Bed. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 87, 211–219.
- Segura, L. A., & Toledo, P. G. (2005). Pore-level modeling of isothermal drying of pore networks accounting for evaporation, viscous flow, and shrinking. *Drying Technology*, 23, 2007–2019.
- Simonin, H., Beney, L., & Gervais, P. (2007). Sequence of occurring damages in yeast plasma

membrane during dehydration and rehydration: mechanisms of cell death. *Biochimica et biophysica acta*, 1768(6), 1600–1610.

Souraki, B. A., & Mowla, D. (2008). Experimental and theoretical investigation of drying behaviour of garlic in an inert medium fluidized bed assisted by microwave. *Journal of Food Engineering*, 88, 438–449.

Spreutels, L., Debaste, F., Heilporn, C., Legros, R., Chaouki, J., Bertrand, F., & Haut, B. (2010). Development of a measurement technique for particle shrinkage during convective drying. *Proceedings of the 17th International Drying Symposium*. Presented at the 17th International Drying Symposium (IDS 2010), Magdebourg, Germany.

Tulasidas, T. N., Raghavan, G. S. V., & Mujumdar, A. S. (1995). Microwave drying of grapes in a single mode cavity at 2450 MHz - II: Quality and energy aspects. *Drying Technology*, 13, 1973–1992.

Turker, M., Kanarya, A., Yuzgec, U., Kapucu, H., & Senalp, Z. (2006). Drying of baker's yeast in batch fluidized bed. *Chemical Engineering and Processing*, 45, 1019–28.

Wang, J., & Xi, Y. S. (2005). Drying characteristics and drying quality of carrot using a two-stage microwave process. *Journal of Food Engineering*, 68(4), 505–511.

Wang, X. H., Chen, H. P., Luo, K., Shao, J., & Yang, H. P. (2008). The influence of microwave drying on biomass pyrolysis. *Energy & Fuels*, 22, 67–74.

Wang, Z. (2006). *Experimental studies and CFD simulations of conical spouted bed hydrodynamics*. The University of British Columbia (Canada).

Yuzgec, U., Turker, M., & Becerikli, Y. (2004). Modelling of batch fluidized bed drying of baker yeast for cylindrical pellets. *Proceedings of the IEEE International Conference on Mechatronics 2004, ICM'04*. Istanbul, Turkey: Institute of Electrical and Electronics Engineers Inc.

Yuzgec, U., Turker, M., & Becerikli, Y. (2008). Modelling spatial distributions of moisture and quality during drying of granular baker's yeast. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 86, 725–738.