



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DES FRERES MENTOURI CONSTANTINE 1  
FACULTE DES SCIENCES DE LA TECHNOLOGIE  
DEPARTEMENT DE GENIE CLIMATIQUE



# THESE

En Vue de l'Obtention du  
**Doctorat Troisième Cycle (LMD)**

*Spécialité : Génie Climatique*  
*Option : Réfrigération et Climatisation Énergie et Environnement*

Présentée par  
**BOUTELBA Ismail**

Sujet de la thèse

---

## **Modélisation et optimisation énergétique de procédés - séchoir avec PAC (pompe à chaleur) -**

---

**Thèse soutenue le : 30 Janvier 2019**

Devant le jury composé de :

M. MAHRI Zine Labidine	Professeur, Université Constantine 1	Président
M. ZID Said	Professeur, Université Constantine 1	Rapporteur
M. GLOUANEC Patrick	Professeur, Université de Bretagne Sud	Co-Encadreur
M. AYADI Abdelhamid	Professeur, Université Oum El Bouaghi	Examineur
M. BOUGRIOU Chérif	Professeur, Université de Batna	Examineur
M. GOMRI Rabah	Professeur, Université Constantine 1	Examineur
M. YUCEF-ALI Sabri	Docteur, LME Université de Valenciennes	Invité

---

N° d'ordre:.....

Série:.....



# THESE



En Vue de l'Obtention du  
**Doctorat Troisième Cycle (LMD)**

**Spécialité : Génie Climatique**  
**Option : Réfrigération et Climatisation Énergie et Environnement**

Présentée par  
**BOUTELBA Ismail**

---

## **Modélisation et optimisation énergétique de procédés - séchoir avec PAC (pompe à chaleur) -**

---

**Thèse soutenue le : 30 Janvier 2019**

### **Jury**

M. MAHRI Zine Labidine	Professeur, Université Constantine 1	Président
M. ZID Said	Professeur, Université Constantine 1	Rapporteur
M. GLOUANNEC Patrick	Professeur, Université de Bretagne Sud	Co-Encadreur
M. AYADI Abdelhamid	Professeur, Université Oum El Bouaghi	Examineur
M. BOUGRIOU Chérif	Professeur, Université de Batna	Examineur
M. GOMRI Rabah	Professeur, Université Constantine 1	Examineur
M. YUCEF-ALI Sabri	Docteur, LME Université de Valenciennes	Invité

Laboratoire de Génie Climatique, Faculté des sciences de la technologie-  
Campus Ahmed Hamani Constantine 1, 25000 Constantine –Algérie

Institut de Recherche Dupuy de Lôme (IRD), Université de Bretagne Sud, Centre de  
Recherche, B.P.92116, 56321 Lorient Cedex, France

# Modélisation et optimisation énergétique de procédés - séchoir avec PAC (pompe à chaleur) -

---

## Résumé

Le séchage des produits agroalimentaires est une opération incontournable destinée à garantir des conditions de conservation optimales. Cette opération, souvent réalisée à l'aide des techniques très énergivores, il importe donc de disposer d'un procédé de séchage à grande efficacité énergétique. Le but de cette étude porte sur le développement et la validation d'un outil numérique complet de dimensionnement d'un séchoir couplé à une pompe à chaleur. Les études réalisées concernent le séchage de la pomme de terre. Les propriétés physiques, hydriques et thermiques nécessaires à la simulation numérique ont été déterminées ; et un banc de séchage au sein de l'IRDL a été instrumenté afin de disposer des cinétiques de séchage d'un produit placé dans une enceinte. L'analyse et la confrontation des résultats expérimentaux permettent d'observer l'influence des paramètres opératoires (température, humidité et vitesse de l'air) et l'épaisseur du produit sur la vitesse de séchage. Un modèle numérique unidirectionnel de transferts couplés de masse et de chaleur a été développé dans un repère Lagrangien afin de surmonter le problème de déformation. Il permet d'accéder au champ de teneur en eau et à la température au sein du produit, tout en prenant en compte le phénomène de retrait. L'estimation de la surface d'évaporation et le coefficient de transfert convectif par méthode inverse nous a permis une représentation satisfaisante des cinétiques de séchage. Un second modèle numérique unidirectionnel qui prend en compte l'évolution des caractéristiques de l'air est combiné à un modèle global de séchoir à claies. Des simulations permettent la prédiction des cinétiques de séchage de chaque lit de particules et des caractéristiques de l'air sortant du séchoir. En parallèle, un module de calcul complémentaire a été mis en œuvre pour effectuer le dimensionnement d'une pompe à chaleur.

**Mots clés :** séchage, pomme de terre, transferts couplés de chaleur et de masse, expérimentation, simulation numérique, pompe à chaleur, performance.

# Modeling and energy optimization of processes

## - dryer with HP (heat pump) -

---

### Abstract

The agro-foodstuffs products drying is an essential operation to ensure optimal preservation conditions. This operation, often carried out using highly energy-consuming techniques. Therefore, it's important to dispose a high energy efficient drying process. The aim of this study is the development and validation of a complete numerical tool for the design of a heat pump assisted dryer. The studies carried out concern the potato drying. The physical, water and thermal properties required for numerical simulation have been determined; and a drying bench within the IRDL was instrumented to have the drying kinetics a product placed in a chamber. The analysis and comparison of the experimental results make it possible to observe the impact of the operating parameters (temperature, humidity and air speed) and the product thickness on the rate drying. A unidirectional numerical model of coupled mass and heat transfers has been developed in a Lagrangian referential to overcome the structural changes. It enables to access the moisture content field and the temperature within the product, while taking into account the shrinkage phenomenon. The estimation of the evaporation surface and the convective transfer coefficient by inverse method allowed us a satisfactory representation of drying kinetics. A second unidirectional numerical model that takes into account the air characteristics evolution is combined with a global model of a trays dryer. Simulations allow the drying kinetics prediction of each particles tray and of air characteristics leaving the dryer. Meanwhile, an additional computing module has been developed with a view to designing the heat pump system.

**Key words:** *drying, potato, coupled heat and mass transfer, experimentation, numerical simulation, heat pump, performance.*

# تطوير نموذج استهلاك الطاقة المثلى لطرق حفظ المنتجات بواسطة مجفف-مضخة حرارية

## ملخص

يعد تجفيف المنتجات الغذائية الزراعية عملية أساسية لضمان ظروف التخزين المثالي. هذه العملية، التي يتم إجراؤها في كثير من الأحيان باستخدام تقنيات تتطلب طاقة كبيرة، فمن المهم أن تكون عملية التجفيف ذات كفاءة عالية في استهلاك الطاقة. الغرض من هذه الدراسة هو التطوير والتحقق من أداة رقمية لتصميم مجفف إلى جانب مضخة حرارية. الدراسات التي أجريت تتعلق بتجفيف البطاطس. تم تحديد الخواص الفيزيائية والمائية والحرارية اللازمة للمحاكاة الرقمية؛ وقد تم تصميم جهاز تجفيف قسري داخل مخبر IRDL لدراسة حركية تجفيف منتج يوضع في غرفة. إن تحليل ومقارنة النتائج التجريبية تمكننا من ملاحظة تأثير معاملات التشغيل (درجة الحرارة والرطوبة وسرعة الهواء) وكذلك سمك المنتج على سرعة التجفيف. قد تم تطوير طريقة تقوم على التوازن الحراري والكتلة، والتي تأخذ بعين الاعتبار تأثير تقلص المنتج أثناء التجفيف، في معلم لاغرانج (Lagrangien) لتفادي مشكلة الانكماش، وهذه تمكننا من معرفة حقل محتوى الرطوبة ودرجة الحرارة داخل المنتج، مع الأخذ في الاعتبار ظاهرة الانكماش. وقد سمح لنا هذا بتقدير سطح التبخر ومعامل التحويل الحراري باستخدام طريقة عكسية يتمثل مرضي لحركية التجفيف. وقد تم الجمع بين نموذج رقمي آخر أحادي الاتجاه يأخذ بعين الاعتبار تطور خصائص الهواء مع النموذج العام لمجفف قسري ذات طوابق. تسمح عمليات المحاكاة بالتنبؤ بحركية التجفيف لكل سرير من الجسيمات وخصائص الهواء الخارج من المجفف. في موازاة ذلك، تم تنفيذ وحدة حسابية تكميلية لأبعاد المضخة الحرارية.

*الكلمات المفتاحية: تجفيف، بطاطا، انتقال مزدوج حراري ومادي، تجربة، محاكاة رقمية، مضخة حرارية، أداء.*

# **Remerciement**

*Je tiens tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui m'a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.*

*En second lieu, je tiens à remercier le Pr. Said ZID, mon encadreur, et le Pr. Patrick GLOUANNEC, mon Co-encadreur, ainsi que le Dr. Sabri YOUCEF-ALI pour leurs précieux conseils et la confiance qu'ils m'ont accordés tout au long de cette thèse.*

*Mes vifs remerciements vont également au Pr. Zine Labidine MAHRI d'avoir accepté de présider le jury de cette thèse et aux membres du jury le Pr. Abdelhamid AYADI, le Pr. Chérif BOUGRIOU et le Pr. Rabah GOMRI pour l'intérêt qu'ils ont porté à ma recherche en acceptant d'examiner mon travail et de l'enrichir par leurs propositions. Merci pour le regard critique et avisé qu'ils porteront sur ce travail.*

*Je tiens également à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail. Des remerciements sont adressés essentiellement aux membres de l'équipe ETEE pour m'avoir donné un environnement de travail agréable durant mon séjour en France grâce à leur présence, leur bonne humeur et leur soutien : Sylvain MARC, Mathieu BENDOUMA, Guillaume Delamarre, Abdulkader BENCHI, François ESTIER, Thibaut COLINART et en particulier Anthony MAGUERESSE pour son aide qu'il m'a apporté dans la réalisation expérimentale. Merci aux membres de l'équipe LGCC pour les bons moments qu'on a passé ensemble durant les années de cette thèse : Med Sadek HADJI, Nedjmeddine KIMOUCHE...*

*Enfin, je remercie évidemment ma famille et mes amies pour leur soutien inconditionnel, leur présence, leur aide, leur compréhension et qui, avec cette question récurrente « quand est-ce que tu soutiens ta thèse ? », bien qu'angoissante en période fréquente de doutes, m'a permis de ne pas dévier de mon objectif final !*

*Merci à tous !*

*« Rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme »*

*Antoine Lavoisier (1743-1794)*

## *Sommaire*

<b>INTRODUCTION GENERALE.....</b>	<b>16</b>
<b>CHAPITRE I :ETAT DE L'ART .....</b>	<b>18</b>
<b>I.1. Généralités.....</b>	<b>19</b>
I.1.1 Problématiques.....	19
I.1.2. Plage de température de séchage et d'humidité de quelque produits Agro-alimentaires .....	22
I.1.3 Séchage des Produits.....	24
<b>I.2. Modes de séchage .....</b>	<b>25</b>
I.2.1. Mode mécanique .....	26
I.2.2. Mode physico-chimique.....	26
I.2.3. Mode thermique .....	26
I.2.3.1. Séchage à l'air.....	26
I.2.3.2. Séchage à basse température .....	27
I.2.3.3. Séchage à l'atmosphère modifiée .....	29
<b>I.3. Phénomènes de transport dans un milieu poreux.....</b>	<b>29</b>
I.3.1 Caractérisation d'un milieu poreux.....	30
I.3.2. Isotherme de désorption .....	32
I.3.3. Phénomène d'hystérésis.....	35
I.3.4. Modèles de transferts hydriques dans un milieu poreux .....	37
<b>I.4. Cinétique de séchage.....</b>	<b>38</b>
I.4.1. Courbes de séchage .....	38
I.4.2. Différentes phases d'un séchage classique .....	39
I.4.2.1. Période de préchauffage (période transitoire) .....	40
I.4.2.2. Période à vitesse constante (période à taux constant) .....	40
I.4.2.3. Périodes de ralentissement (périodes à vitesse décroissant) .....	41
I.4.2.3.1. Modèle de déplacement du front de séchage (receding front model) .....	41
I.4.3. Evolution de la température des matériaux séchés.....	41
I.4.4. Modélisation de la cinétique de séchage .....	43
I.4.4.1. Modèle diffusif.....	43

I.4.4.2. Modèles semi-empiriques .....	45
I.4.4.3. Méthode des courbes caractéristiques de séchage (CCS) .....	46
<b>I.5. Phénomène du retrait .....</b>	<b>47</b>
<b>I.6. Produit modèle : la pomme de terre.....</b>	<b>49</b>
I.6.1. Généralités .....	49
I.6.2. Propriétés thermo-physique .....	50
I.6.2.1. La conductivité thermique.....	50
I.6.2.2. La chaleur spécifique .....	51
I.6.2.3. Masse volumique .....	51
I.6.3. Coefficient de diffusion .....	52
I.6.4. Activité et chaleur isostérique.....	53
<b>I.7. Dimensionnement des séchoirs à pompe à chaleur (PAC) .....</b>	<b>54</b>
I.7.1. Contexte des séchoirs à PAC .....	54
I.7.2. Modèles de PAC dans le domaine du séchage issu de la littérature .....	55
I.7.3. Critères de performance des séchoirs à PAC .....	56
<b>I.8. Conclusion .....</b>	<b>57</b>
<b>CHAPITRE II :ETUDE EXPERIMENTALE DE LA CINETIQUE DE SECHAGE DE LA POMME DE TERRE.....</b>	<b>58</b>
<b>II.1. Caractérisation du produit à sécher .....</b>	<b>59</b>
II.1.1. Propriétés thermo-physique .....	59
II.1.1.1. Masse volumique .....	59
II.1.1.2. Chaleur massique.....	63
II.1.1.3. Conductivité thermique.....	64
II.1.2. Isothermes de désorption .....	65
<b>II.2. Banc de mesure des cinétiques de séchage .....</b>	<b>69</b>
II.2.1 Description du banc .....	69
II.2.2. Préparation du produit et instrumentation.....	69
<b>II.3. Analyse de la cinétique de séchage.....</b>	<b>71</b>
II.3.1. Protocole Expérimental .....	71



II.3.2. Essais préliminaires .....	72
II.3.3. Descriptif d'un essai type .....	74
II.3.4. Confrontation des cinétiques .....	78
II.3.4.1. Influence de la température d'air .....	78
II.3.4.2. Influence de la vitesse d'air .....	79
II.3.4.3. Influence de l'humidité d'air.....	80
II.3.4.4. Influence de l'épaisseur .....	81
II.3.5. Estimation du coefficient de diffusion.....	83
<b>II.4. Courbes caractéristique de séchage (CCS) .....</b>	<b>86</b>
<b>II.5. Conclusion.....</b>	<b>87</b>
<b>CHAPITRE III:MODELISATION ET SIMULATION DU SECHAGE D'UN PRODUIT .....</b>	<b>88</b>
<b>III.1. Modélisation du séchage d'un échantillon.....</b>	<b>89</b>
III.1.1. Hypothèses .....	90
III.1.2. Equations de conservations .....	91
III.1.2.1. Bilan massique.....	91
III.1.2.2. Bilan d'énergie .....	92
III.1.2.3. Conditions initiales et aux limites .....	92
III.1.3. Transformation des équations de transfert dans un repère fixe .....	93
III.1.3.1. Equations de transfert .....	94
III.1.3.2. Conditions initiales et aux limites : .....	95
III.1.4. Coefficients de transfert .....	96
III.1.4.1. Transfert massique.....	96
III.1.4.2. Transfert de chaleur .....	98
III.1.5. Coefficient de diffusion.....	99
<b>III.2. Résolution numérique des équations et optimisation .....</b>	<b>101</b>
III.2.1. Méthode de résolution .....	101
III.2.2. Méthode d'estimation des paramètres.....	103
<b>III.3. Confrontation simulation-expérience .....</b>	<b>104</b>
III.3.1. Identification des paramètres intervenant dans le modèle .....	104

III.3.2. Evolution des variables d'état .....	106
<b>III.4. Etude de sensibilité des paramètres du modèle.....</b>	<b>110</b>
III.4.1. Influence du maillage .....	110
III.4.2 Influence du coefficient du retrait .....	111
III.4.3 Influence du coefficient de diffusion.....	111
III.4.4 Influence des paramètres thermo-physique du produit.....	112
<b>III.5. Conclusion .....</b>	<b>113</b>
<b>CHAPITRE IV:MODELISATION ET SIMULATION D'UN SECHOIR A CLAIES AVEC PAC.....</b>	<b>114</b>
<b>IV.1. Modélisation des transferts dans un lit mince d'échantillon.....</b>	<b>115</b>
IV.1.1. Hypothèses simplificatrices.....	116
IV.1.2. Equations de bilan sur l'air et le couplage avec le produit .....	116
IV.1.3. Caractéristiques hygrométriques de l'air asséchant .....	117
IV.1.4. Discrétisation numérique.....	118
IV.1.5. Résultats des simulations .....	120
<b>IV.2. Modélisation et simulation séchoir à plusieurs Claies .....</b>	<b>123</b>
IV.2.2 Simulation séchoir à trois claies.....	125
<b>IV.3. Couplage séchoir-PAC.....</b>	<b>128</b>
IV.3.1. Hypothèses de fonctionnement .....	128
IV.3.2. Point de fonctionnement d'un séchoir sans et avec PAC.....	129
IV.3.2.1 Etude d'une installation conventionnelle (sans PAC).....	129
IV.3.2.2 Etude d'une installation avec PAC .....	130
IV.3.3. Amélioration de la consommation énergétique.....	135
<b>IV.4. Conclusion .....</b>	<b>136</b>
<b>CONCLUSION ET PERSPECTIVES .....</b>	<b>137</b>
<b>REFERENCES .....</b>	<b>139</b>
<b>Annexe 1. Discrétisation des équations.....</b>	<b>152</b>
<b>Annexe 2. Propriétés thermo-physiques de l'air .....</b>	<b>159</b>
<b>Annexe 3. Modèle de pompe à chaleur .....</b>	<b>160</b>

## **Liste des Figures**

<b>Figure I.1.</b> Différentes phases dans un milieu poreux .....	20
<b>Figure I.2.</b> La nature multi-échelle de certains produits pertinents pour l'industrie du séchage .....	21
<b>Figure I.3.</b> Processus d'échange .....	22
<b>Figure I.4.</b> Nombre d'article obtenus auprès de Scopus jusqu'en 2013 .....	24
<b>Figure I.5.</b> Micrographie MEB de la surface d'un cube de pomme de terre séché dans un séchoir à: (a) micro-ondes sous vide: 6 kPa; (b) à air chaud: 50°C avec blanchiment; (c) à air chaud: 50°C sans blanchiment .....	29
<b>Figure I.6.</b> Tortuosité d'un pore .....	32
<b>Figure I.7.</b> Courbe classique d'un isotherme de sorption.....	33
<b>Figure I.8.</b> La stabilité des aliments en fonction de l'activité de l'eau .....	34
<b>Figure I.9.</b> Hystérésis de teneur en eau typique pour les aliments.....	36
<b>Figure I.10.</b> Courbe typique d'un séchage classique.....	38
<b>Figure I.11.</b> Courbe de vitesse de séchage .....	39
<b>Figure I.12.</b> Courbe de Kricher.....	39
<b>Figure I.13.</b> Courbe typique de Kricher .....	39
<b>Figure I.14.</b> Différentes évolutions de température des matériau durant le séchage.....	42
<b>Figure I.15.</b> Production mondiale de la pomme de terre et la part de l'Algérie en 2014.....	49
<b>Figure I.16.</b> Répartition des PAC industrielles installées par secteur .....	54
<b>Figure I.17.</b> Sécheur à pompe à chaleur géothermique .....	55
<b>Figure II.1.</b> Mesure directe des dimensions d'un échantillon de pomme de terre.....	59
<b>Figure II.2.</b> Dispositif expérimental pour mesure de la masse volumique intrinsèque sèche .....	60
<b>Figure II.3.</b> Retrait volumique de la pomme de terre en fonction de la teneur en eau réduite .....	61
<b>Figure II.4.</b> Masse volumique apparente en fonction de la teneur en eau .....	62
<b>Figure II.5.</b> Evolution de la porosité en fonction de la teneur en eau.....	62
<b>Figure II.6.</b> Microcalorimètre à balayage $\mu$ DSC 3 (SETARAM) .....	63
<b>Figure II.7.</b> Valeurs des chaleurs massiques mesurées en fonction de la température.....	63
<b>Figure II.8.</b> Chaleur massique de la pomme de terre en fonction de la teneur en eau .....	64
<b>Figure II.9.</b> Conductivité thermique en fonction de la teneur en eau.....	65
<b>Figure II.10.</b> Dispositif expérimental pour la mesure de l'activité de l'eau .....	66
<b>Figure II.11.</b> Comparaison entre l'activité de l'eau expérimentale et le Modèle de GAB.....	67
<b>Figure II.12.</b> Isostères de désorption pour la pomme de terre .....	67
<b>Figure II.13.</b> Chaleur isostérique de désorption de la pomme de terre .....	68
<b>Figure II.14.</b> Pilote de séchage .....	69
<b>Figure II.15.</b> Chambre de séchage.....	69
<b>Figure II.16.</b> Schéma présentatif du banc expérimental.....	71

<b>Figure II.17.</b> Influence des conditions aérauliques sur les pesées:.....	73
<b>Figure II.18.</b> Evolution des températures de l'air, (a) conditions variables, (b) conditions stables ....	73
<b>Figure II.19.</b> Evaluation du système de régulation: (a) variation de la température, (b) fixation de la température et variation d'humidité relative .....	74
<b>Figure II.20.</b> Perte de masse mesurée et corrigée en fonction du temps.....	74
<b>Figure II.21.</b> Cinétique de séchage de l'essai 1 ( $T_a=52^{\circ}\text{C}$ , $V_a=0.7\text{m.s}^{-1}$ , $H_r=8\%$ ) .....	75
<b>Figure II.22.</b> Influence du pas de temps sur la dérivation permettant d'obtenir la vitesse de séchage	76
<b>Figure II.23.</b> Vitesse de séchage avec et sans filtre.....	76
<b>Figure II.24.</b> Taux de séchage et la température de surface en fonction de X (essai 1) .....	77
<b>Figure II.25.</b> Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Essais de reproductibilité .....	77
<b>Figure II.26.</b> Influence de la température d'air sur la cinétique de séchage. $T_{a(\text{essai1})}=52^{\circ}\text{C}$ ; $T_{a(\text{essai2})}=69^{\circ}\text{C}$ .....	78
<b>Figure II. 27.</b> Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de la température d'air $T_a$ , $(\text{essai1})=52^{\circ}\text{C}$ ; $T_a$ , $(\text{essai2})=69^{\circ}\text{C}$ .....	79
<b>Figure II.28.</b> Influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage. $V_{a,(\text{essai1})}=0.7\text{m/s}$ ; $V_{a,(\text{essai3})}=1.5\text{m/s}$ .....	80
<b>Figure II.29.</b> Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de la vitesse d'air. $V_{a,(\text{essai1})}=0.7\text{m/s}$ ; $V_{a,(\text{essai3})}=1.5\text{m/s}$ .....	80
<b>Figure II.30.</b> Influence de l'humidité d'air sur la cinétique de séchage. $H_r(\text{essai1})=8\%$ ; $H_r(\text{essai3})=14\%$	81
<b>Figure II.31.</b> Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de l'humidité d'air. $H_r(\text{essai1})=8\%$ ; $H_r(\text{essai3})=14\%$ .....	81
<b>Figure II.32.</b> Influence de l'épaisseur sur la cinétique de séchage .....	82
<b>Figure II.33.</b> Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de l'épaisseur.....	82
<b>Figure II.34.</b> Comparaison des teneur en eau expérimentales avec celles obtenues par résolution analytique pour différentes conditions opératoires: (a) essai 1, (b) essai 2, (c) essai 3, (d) essai 4 ....	84
<b>Figure II.35.</b> Comparaison des teneur en eau expérimentales avec celles obtenues par résolution analytique pour différentes épaisseurs .....	84
<b>Figure II.36.</b> Evolution du coefficient de diffusion effectif pour différentes conditions opératoires.....	85
<b>Figure II.37.</b> Evolution du coefficient de diffusion effectif pour différentes épaisseurs.....	85
<b>Figure II.38.</b> Courbe caractéristique de séchage de la pomme de terre .....	86
<b>Figure III.1.</b> Phénomènes des transferts thermique et hydrique durant le séchage.....	89
<b>Figure III.2.</b> Etat de la pomme de terre: (a) Produit non séché; (b) Séchage non contrôlé; (c) Séchage contrôlé .....	90
<b>Figure III.3.</b> Différentes vitesses du transfert de masse .....	93
<b>Figure III.4.</b> Changement de repère.....	94
<b>Figure III.5.</b> Traçage de $\ln(X_r)$ en fonction du temps .....	99
<b>Figure III.6.</b> Confrontation du coefficient de diffusion avec le modèle de Hassini et al. (2007).....	101

<b>Figure III.7.</b> Volume de contrôle en 1D .....	101
<b>Figure III.8.</b> Maillage hyperbolique compris entre 0 et 1 .....	102
<b>Figure III.9.</b> Schéma du principe d'une méthode inverse .....	103
<b>Figure III.10.</b> Influence des conditions thermo-aérauliques sur le flux masses évaporés .....	105
<b>Figure III.11.</b> Influence des conditions thermo-aérauliques sur le coefficient de transfert convectif .....	106
<b>Figure III.12.</b> Confrontation et prédiction des teneurs en eau expérimentales et simulées à différentes conditions: (a) essai 1; (b) essai 2; (c) essai 3; (d) essai 4 .....	108
<b>Figure III.13.</b> Confrontation et prédiction des Températures expérimentales et simulées à différentes conditions: (a) essai 1; (b) essai 2; (c) essai 3; (d) essai 4 .....	109
<b>Figure III.14.</b> Nombre de Biot thermique en fonction de la teneur en eau .....	110
<b>Figure III.15.</b> Influence du maillage sur le modèle: a. Nombre de nœud; b. Constante de déformation .....	111
<b>Figure III.16.</b> Influence du coefficient de retrait avec $\psi_{Ref}=\rho_s/\rho_e$ sur le modèle .....	111
<b>Figure III.17.</b> Variation du coefficient de diffusion effectif avec les coefficients modificateurs .....	112
<b>Figure III.18.</b> Influence des paramètres du coefficient de diffusion sur le modèle .....	112
<b>Figure III.19.</b> Influence des propriétés de la pomme de terre sur le modèle $\rho_{is}$ , $c_{p,s}$ et $\lambda$ .....	113
<b>Figure IV. 1.</b> Echanges thermiques au niveau d'un lit de particules .....	116
<b>Figure IV. 2.</b> Schéma d'un lit de particule .....	118
<b>Figure IV. 3.</b> Algorithme de calcul .....	120
<b>Figure IV.4.</b> Disposition des rondelles de pomme de terre sur une claie avant et après séchage .....	121
<b>Figure IV.5.</b> Teneur en eau d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air .....	121
<b>Figure IV.6.</b> Température d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air .....	122
<b>Figure IV.7.</b> Humidité relative d'air à la sortie d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air .....	122
<b>Figure IV.8.</b> Température d'air à la sortie d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air .....	122
<b>Figure IV.9.</b> Représentation schématique des échanges entre deux lits de particules .....	123
<b>Figure IV.10.</b> Schéma électrique équivalent aux échanges à travers les parois du séchoir .....	124
<b>Figure IV.11.</b> Teneur en eau de la pomme de terre dans les trois claies .....	125
<b>Figure IV.12.</b> Température du produit dans le séchoir .....	126
<b>Figure IV.13.</b> Humidité relative de l'air à la sortie des trois claies .....	126
<b>Figure IV.14.</b> Température de l'air à la sortie des claies .....	126
<b>Figure IV.15.</b> Vitesse de séchage des trois claies .....	127
<b>Figure IV.16.</b> Configurations de l'installation Séchoir-PAC .....	129
<b>Figure IV.17.</b> Puissance de chauffage en fonction du taux de recyclage .....	130

<b>Figure IV.18.</b> Tracés du cycle d'air dans le séchoir à PAC au début et à la fin de processus .....	132
<b>Figure IV.19.</b> Les points de fonctionnement au début et à la fin de séchage .....	133
<b>Figure IV.20.</b> Détails des points de fonctionnement (PAC): (a) début séchage; (b) fin séchage.....	134

## **Liste des Tableaux**

<b>Tableau I.1.</b> Données pratique de quelques produits couramment séchés .....	23
<b>Tableau I.2.</b> Quelques travaux sur le séchage .....	25
<b>Tableau I.3.</b> Modèles empiriques des isothermes de désorption .....	35
<b>Tableau I.4.</b> Modèles empiriques de cinétique de séchage.....	45
<b>Tableau I.5.</b> Quelques modèles empiriques décrivant le retrait issu de la littérature.....	49
<b>Tableau I.6.</b> Information sur la production de la pomme de terre en 2014.....	50
<b>Tableau I.7.</b> Différentes Compositions chimiques du tubercule de pomme de terre .....	50
<b>Tableau I.8.</b> Conductivité thermique issue de la littérature .....	51
<b>Tableau I.9.</b> Equations de la chaleur spécifique issues de la littérature .....	51
<b>Tableau I.10.</b> Quelques modèles empiriques de la masse volumique apparente issus de littérature ...	51
<b>Tableau I.11.</b> Quelques équations de la diffusion issus de la littérature.....	52
<b>Tableau II.1.</b> Masse volumique intrinsèque de la pomme de terre.....	60
<b>Tableau II.2.</b> Coefficients pour l'équation de la chaleur massique du produit sec .....	64
<b>Tableau II.3.</b> Conductivité thermique de la pomme de terre humide et sec à trois températures .....	65
<b>Tableau II.4.</b> Coefficients du modèle de G.A.B .....	67
<b>Tableau II.5.</b> Coefficients estimés de l'Eq. (I.82) .....	68
<b>Tableau II.6.</b> Récapitulatif des conditions moyennes des différentes expériences .....	72
<b>Tableau II.7.</b> Valeurs moyennes du coefficient de diffusion pour différentes conditions opératoires..	85
<b>Tableau II.8.</b> Valeurs moyennes du coefficient de diffusion pour différentes épaisseurs.....	86
<b>Tableau II.9.</b> Coefficients de la CCS .....	86
<b>Tableau II.10.</b> Plage de conditions expérimentales.....	87
<b>Tableau III.1.</b> Valeurs des coefficients de diffusion à partir des pentes .....	100
<b>Tableau III.2.</b> Paramètres du coefficient de diffusion.....	101
<b>Tableau III.3.</b> Récapitulatif des conditions thermo-aérauliques introduites dans la simulation .....	104
<b>Tableau III.4.</b> Paramètres obtenus par optimisation .....	104
<b>Tableau IV.1.</b> Principaux résultats de simulation .....	127
<b>Tableau IV.2.</b> Etapes de calcul.....	131
<b>Tableau IV.3.</b> Comparaison des différents composants de la PAC au début et à la fin de séchage ..	132
<b>Tableau IV.4.</b> Récapitulatif des calculs de dimensionnement .....	135

## *Nomenclature*

$a_w$	Activité de l'eau du produit	-
$C, K, X_m$	Constante du model de G.A.B	-
$c_p$	Chaleur massique	$J.kg^{-1}.K^{-1}$
$D_{eff}$	Coefficient de diffusion effectif	$m.s^{-2}$
$e, e_p$	Epaisseur	m
$F_m$	Flux masse évaporé	$kg_e.kg^{-1}_{ms}.m^{-2}.s^{-1}$
$G_s$	Débit massique d'air par unité de surface	$kg.s^{-1}.m^{-2}$
$h$	Enthalpie	$J.kg^{-1}$
$H$	Coefficient de transfert global à travers les parois du séchoir	$W.m^{-2}.K^{-1}$
$h_v$	Coefficient de transfert convectif	$W.m^{-2}.K^{-1}$
$h_c$	Coefficient de transfert conductif	$W.m^{-1}.K^{-1}$
$h_{rc}$	Coefficient de transfert radiatif	$W.m^{-2}.K^{-1}$
$h_m$	Coefficient de transfert de masse global	$m.s^{-1}$
$Hr$	Humidité relative	%
$L_v$	Chaleur latente de vaporisation	$J.kg^{-1}$
$\dot{m}$	Débit massique	$kg.s^{-1}$
$m$	Masse	kg
$M_v$	Masse molaire	$kg.mol^{-1}$
$N$	Vitesse de séchage	$kg_e.s^{-1}$
$p_{sat}$	Pression de vapeur d'eau saturante	Pa
$p_v$	Pression partielle de la vapeur d'eau	Pa
$p_t$	Pression atmosphérique	Pa
$P, E$	Puissance	W
$Q$	Quantité de chaleur	J
$R$	Constante des gaz parfaits	$J.mol^{-1}.K^{-1}$
$S$	Surface	$m^2$
$T$	Température	K, °C
$t$	Temps	s
$v$	Vitesse	$m.s^{-1}$
$V$	Volume	$m^3$
$X$	Teneur en humidité	$kg_e.kg^{-1}_{ms}$
$XR$	Taux d'humidité adimensionné	-
$W$	Taux d'humidité ou humidité absolue de l'air	$kg_e.kg^{-1}_a$
$r$	Taux d'air recyclé	-

## Lettres grecques

$\varepsilon$	porosité	-
$\zeta$	coordonnée Lagrangienne	
$\lambda$	conductivité thermique	$W.m^{-1}.K^{-1}$
$\nu$	viscosité dynamique	Pa.s
$\rho$	masse volumique	$kg.m^{-3}$
$\sigma$	constante de Stéphan-Bltzman	-
$\psi$	coefficient de retrait	-
$\phi$	flux de chaleur	$W.m^{-2}$

## Nombres adimensionnels

<i>Bi</i>	Nombre de Biot
<i>Nu</i>	Nombre de Nusselt
<i>Pr</i>	Nombre de Prandtl
<i>Re</i>	Nombre de Reynolds
<i>Sc</i>	Nombre de Schmidt
<i>Sh</i>	Nombre de Sherwood

## Indices / Exposants

<i>0, i</i>	Initiale
<i>a</i>	Air
<i>b</i>	Apparente
<i>c</i>	Céleste
<i>e</i>	Eau, équilibre
<i>l</i>	Liquide, lit de particules
<i>s</i>	Solide, sec
<i>sat</i>	Saturation
<i>v</i>	Vapeur
<i>pr</i>	Produit

## Abréviations

<i>BP</i>	Taux de by-passe de l'évaporateur	%
<i>PAC</i>	Pompe à chaleur	N/A
<i>COP</i>	Coefficient de performance	-
<i>MER</i>	Taux d'extraction d'humidité	$kg.h^{-1}$
<i>SMER</i>	Taux d'extraction d'humidité spécifique	$kg.W^{-1}.h^{-1}$
<i>EUR</i>	Taux d'utilisation d'énergie	%



## INTRODUCTION GENERALE

Avec l'apparition constante de nouveaux ingrédients qui répondent à la demande des industries agro-alimentaires, qui doivent elles-mêmes répondre aux préoccupations et exigences des consommateurs, on cherche à améliorer la qualité de la matière tout en utilisant un procédé et un conditionnement qui la préserve. De nos jours, la majeure partie des produits agroalimentaires industrialisés ou commercialisés subissent au cours de leurs mises en forme un traitement thermique (séchage ou refroidissement), dont on connaît chaque jour de nouvelles applications.

Le recours au séchage s'avère une solution simple et efficace, sur le plan industriel, pour certains produits réputés difficiles à conserver sur des périodes assez longues, tels que les produits agro-alimentaires connus pour leurs fortes teneurs en eau initiales. Les transferts de chaleur et de masse ayant lieu au cours du procédé provoquent la variation de la teneur en eau et de la température du produit. De ce fait, une connaissance des propriétés thermo-physiques du produit ainsi que des conditions de séchage est primordiale afin de ne pas altérer la qualité du produit fini ; sachant que le concept de qualité rassemble beaucoup d'aspects tels que l'activité microbologique et les caractéristiques sensorielles qui sont liées directement à la température et à la teneur en eau du produit.

Bien qu'auparavant, le séchage faisait appel à des techniques qui privilégiaient le gaspillage d'énergie ; de nos jours de nombreux types d'équipements sophistiqués et de méthodes consommant moins d'énergie sont utilisés dans le domaine de séchage. De ce point de vue, les pompes à chaleur s'avèrent une solution intéressante, ayant une grande efficacité énergétique. D'où l'objectif de cette thèse qui est l'étude de la conduite de séchage et du système thermique associé.

Ainsi, les études menées durant cette thèse sont dédiées en premier lieu au séchoir dont le produit à sécher est la pomme de terre. Le choix de ce produit est justifié par le fait que l'Algérie possède une très grande capacité de production qui s'élève à plus de 4.67 Mt en 2014 (FAO, 2017). Malheureusement, une partie de la récolte est contrainte d'être laissée à l'abandon à cause d'une mauvaise gestion industrielle et/ou commerciale. Le second objectif concerne la pompe à chaleur qui sert à récupérer la chaleur fatale à la sortie du séchoir par l'évaporateur et la revalorisée à moyenne température dans le condenseur.

Les études menées durant cette thèse ont été réalisées dans le cadre d'une collaboration entre le Laboratoire de Génie Climatique de Constantine (LGCC, Algérie) et l'Institut de Recherche Dupuy de Lôme de Bretagne sud (IRDL, France) ex. LIMATB.

La présente thèse est structurée en quatre chapitres en plus de l'introduction et la conclusion générale :

Le premier chapitre est consacré à un état de l'art. On y présente en premier lieu des généralités sur le séchage des matériaux. Puis les différentes techniques de séchage, suivi par les phénomènes de transfert intervenant dans un milieu poreux et brièvement les progrès effectués en modélisation du séchage de ces milieux à travers la littérature. Une généralité sur la cinétique de séchage ainsi les modèles les plus répandus. Aussi, on présente le retrait qui constitue un phénomène indissociable du séchage des produits agro-alimentaire, de même que les propriétés du produit modèle qui sert de support dans ce travail, la pomme de terre. Enfin, on termine ce chapitre par l'intégration des pompes à chaleur aux séchoirs et leurs critères de performance.

Le second chapitre est dédié à l'étude expérimentale afin d'appréhender le comportement thermo-hydrigue de notre produit modèle. Après une première partie consacrée à la caractérisation hydro-thermo-physiques du produit, le pilote de séchage spécifiquement instrumenté au laboratoire pour cette étude est également présenté. Des essais ont été menés à différentes conditions afin d'établir une base de données suffisante pour valider le modèle numérique par le biais de simulation.

Le troisième chapitre est consacré à la modélisation et la simulation des phénomènes de transfert de chaleur et de masse du comportement thermo-hydrigue de notre produit durant le séchage. Afin de surmonter la difficulté associée au rétrécissement, une approche barycentrique est proposée. Les résultats de simulations sont comparés aux séquences expérimentales effectuées au deuxième chapitre afin de prédire les gradients des variables d'état. Les résultats obtenus sur les gradients de température dans le produit confirment l'hypothèse d'une température homogène. Un pseudo-coefficient de la surface d'évaporation et du coefficient de transfert convectif est estimé par la méthode inverse à l'aide des cinétiques de séchage. Enfin, une analyse de sensibilité est effectuée pour montrer la robustesse du modèle face à certains paramètres.

Dans le dernier chapitre, un développement numérique pour le dimensionnement d'un séchoir associé à une pompe à chaleur est démontré. Dans une première phase, le modèle mis en place est décrit et par le biais de simulation à différentes conditions thermo-aérauliques les cinétiques de séchage sont évaluées. Le dimensionnement d'une pompe à chaleur est alors explicité et à titre d'exemple le calcul de points de fonctionnement est présenté.

Le travail que nous avons entrepris dans cette thèse de doctorat est valorisée par deux publications [Boutelba et al. 2018, Boutelba et al. 2019] et trois communications internationales [Boutelba et al. 2014, Boutelba et al. 2015a, Boutelba et al. 2015b].

---

**CHAPITRE I :**

**ETAT DE L'ART**

---

Le séchage des produits agro-alimentaire est devenue un sujet de grande importance sur le plan commercial et industriel à cause du manque de traitement approprié qui engendre des dommages et un gaspillage considérable des produits saisonniers dans beaucoup de pays, selon Karim et Hawlader(2005) entre 30-40 % dans les pays en voie de développement. La majorité des séchoirs industriels sont des séchoirs convecteurs d'air utilisant des combustibles fossiles ou l'électricité en tant que leurs sources d'énergie primaire, étant abondante et bon marché, il pouvait se permettre de rejeter dans l'atmosphère des quantités considérable d'énergie même si des techniques de récupération de la chaleur étaient déjà utilisées. De ce fait, l'optimisation de l'opération de séchage doit répondre à deux conditions essentielles qui sont la consommation restreinte de l'énergie nécessaire et la sauvegarde de la qualité biologique du produit séché.

D'après Lahmari et al. (2012) le séchage par convection forcée présente des résultats intéressants au niveau de la qualité nutritionnelle et physique à condition de bien dimensionner les installations. Par ailleurs des travaux de la littérature ont montrés que des séchoirs associés à une pompe à chaleur (PAC) possèdent un potentiel d'économie allant jusqu'à 50% [Colak et al. 2009, Gungor et al. 2010, Assaf 2010, Minea 2013a].

## **I.1. Généralités**

### **I.1.1 Problématiques**

Le séchage implique l'élimination de l'humidité des matériaux naturels ou industriels jusqu'à une teneur en humidité spécifique, tout en garantissant la qualité du produit, un rendement élevé et des coûts opérationnels minimaux, ainsi les problématiques rencontrées peuvent être :

- Qualité du produit séché (activité microbologique, rétrécissement, porosité, densité, capacité de réhydratation, contrôle nutritionnel, caractéristiques sensorielles, etc.) [Tsami etKatsioti 2000, Chua et al. 2000, Cui et al. 2008].
- Energétique (consommation d'énergie, choix de sources d'énergie, pertes énergétiques, etc.) [Minea 2013a, Perussello et al. 2014] ;
- Financier (coût de transformation, coût de traitement, coût de transport, etc.)

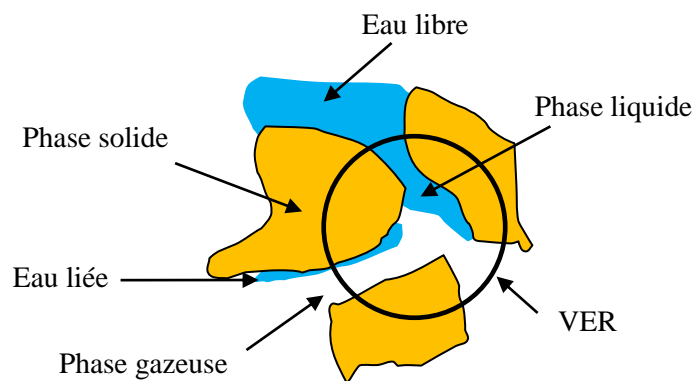
Les procédés de séchage sont appliqués pour le traitement des aliments, des textiles, du papier, du bois, des céramiques, des minéraux, des boues d'épuration, des produits pharmaceutiques, des produits biotechnologiques, etc. [Mujumdar 2006]. Concernant l'industrie alimentaire, elle consomme environ 30% de la consommation énergétique mondiale [FAO.2011], ce qui confirme que le séchage représente une opération importante et énergivore [Masanet et al. 2008]. Ces aliments peuvent être à la

fois des produits naturels (fruits, légumes, herbes, viande et poisson) et des produits industriels (aliments instantanés et nutraceutiques). Les aliments font partie des matériaux les plus difficiles à sécher en raison de leur nature :

➤ **Multiphasique**

La grande majorité des processus de séchage implique l'élimination de l'eau d'un matériau poreux conduisant à la déshydratation. Ce matériau peut être constitué de trois phases (Figure I.1) :

- Phase solide, elle représente la matière sèche, comme elle peut être de la glace, par exemple pendant la lyophilisation ;
- Phase liquide, qui peut exister dans différents états : de l'eau non liée (libre), de l'eau liée physiquement (adsorbée) et de l'eau liée chimiquement (par exemple dans du gypse ou des matériaux à base de ciment) ;
- Phase gazeuse, à savoir vapeur d'eau et air sec (O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>) mais également d'autres gaz, par exemple l'éthylène dans les fruits.



**Figure I. 1.** Différentes phases dans un milieu poreux

➤ **Multi-échelle**

Le séchage revêt un caractère distinct à plusieurs échelles. Defraeye (2014) a illustré les échelles, spatiales et temporelles, typiques impliquées pour certains produits pertinents pour l'industrie de séchage dont leur constituante diffère à chaque échelle (voir figure I.2). Ces échelles sont définies comme suit :

Echelle du séchoir ( $\sim 10^{-1}$  à  $10^3$  m), c.-à-d. au niveau de l'installation de séchage. Les produits à sécher sont distingués, contrairement aux différents composants du produit (voir Figure I.2). Dans ce cas, l'étude peut être menée au niveau de l'ensemble du produit.

Macro-échelle ( $\sim 10^{-2}$  à  $10^1$  m), c.-à-d. au niveau du produit, ces différents composants peuvent être distingués ainsi que les macro-fissures, bien que chaque composant apparaisse homogène.

Méso-échelle ( $\sim 10^{-4}$  à  $10^{-2}$  m), c.-à-d. au niveau d'un seul composant dans un produit. Différents constituants d'un composant (par exemple les faisceaux vasculaires, tissus du cortex, (voir Figure I.2) peuvent être distingués ainsi que des macro-pores, des inclusions, des interfaces de constituants ou des gouttelettes sur des surfaces.

Micro-Échelle ( $\sim 10^{-6}$  à  $10^{-4}$  m), à un niveau inférieur à un seul constituant. Au sein d'un constituant, on distingue des micro-pores, des grains, des fibres, des microcristaux, des cellules de plantes / fruits, etc.

Nano-échelle ( $\sim 10^{-9}$  à  $10^{-6}$  m). Comme par exemples les nano-capillaires, les parois cellulaires et les microfibrilles de cellulose qui le composent, les membranes cellulaires et les aquaporines.

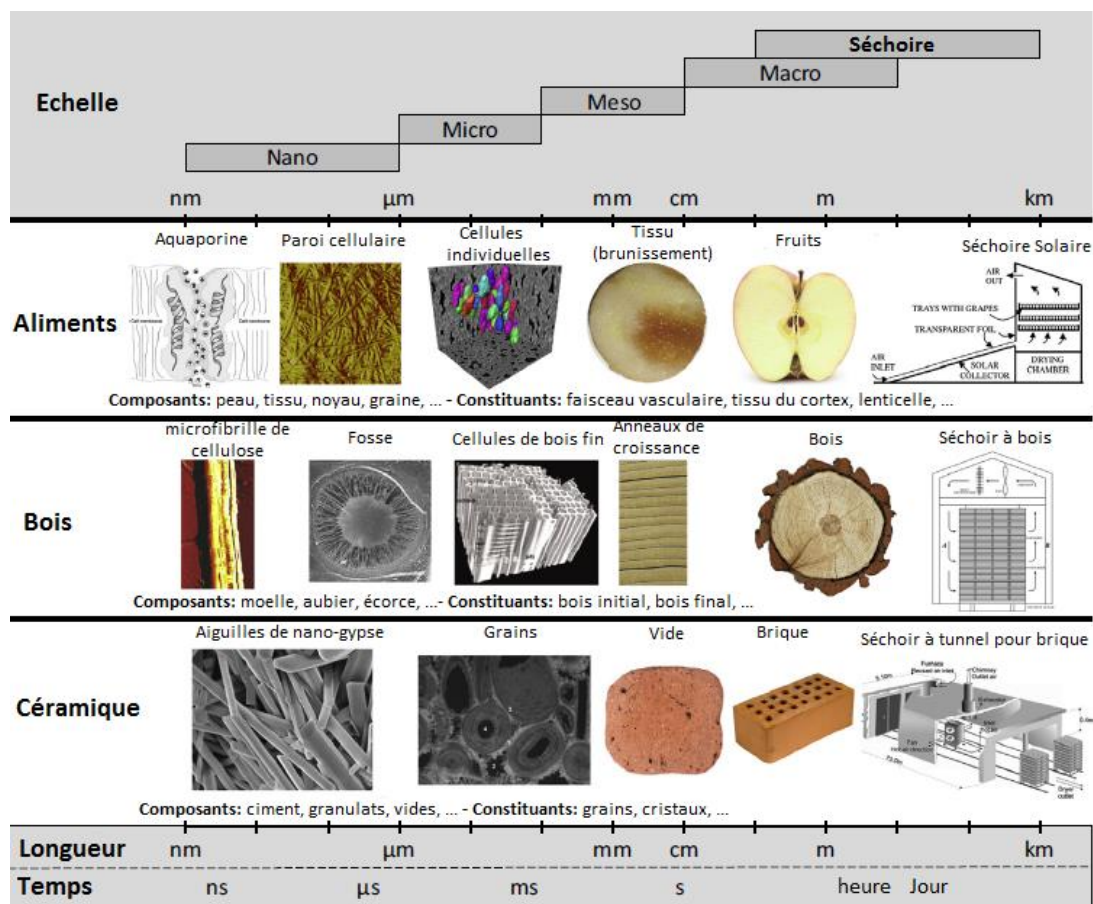


Figure I. 2. La nature multi-échelle de certains produits pertinents pour l'industrie du séchage [Defraeye 2014]

➤ **Multi-physique**

Le séchage est également un problème multi-physique, dont les processus de transport de chaleur, de masse et de quantité de mouvement couplés se produisent à l'intérieur mais aussi à l'interface air-produit. Les processus de transport et d'échange impliqués sont prescrits par le mode de séchage

appliquée et le produit à sécher. Les processus physiques les plus importants sont présentés par la Figure I.3, qui sont également ceux qui devraient être pris dans le modèle.

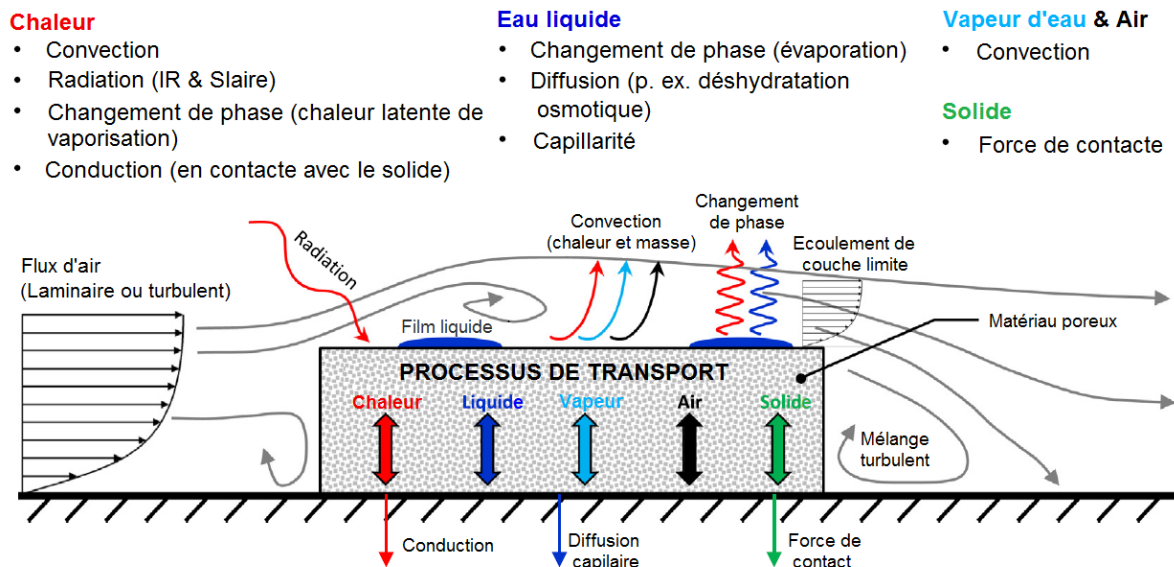


Figure I. 3. Processus d'échange [Defraeye 2014]

Les matériaux diffèrent particulièrement par leurs voies de transport d'eau (liquide et vapeur) à l'échelle microscopique, ou et qui sont intrinsèquement liés à leur microstructure. Ces différences aux échelles inférieures induisent un comportement de séchage fondamentalement différent à des échelles plus élevées. En plus de ces processus physiques qui se produisent pendant le séchage, des processus (bio) chimiques et biologiques peuvent également avoir lieu, tels que la rétention réduite des nutriments et des enzymes, les changements d'arôme ou de couleur, l'oxydation des graisses ou l'activité microbologique [Bonazzi et al. 2011, Hwang et al. 2012, Fang et al. 2009]. Bien que ces changements chimiques et biologiques soient d'une importance primordiale, surtout pour la sécurité alimentaire, la qualité nutritionnelle et organoleptique (sensorielle) [Banga et al. 2008, Palzer et al. 2012] ne seront pas traités dans cette thèse.

### I.1.2. Plage de température de séchage et d'humidité de quelque produits Agro-alimentaires

Le séchage à des températures relativement élevées peut surchauffer le produit traité, ce qui conduit à une cuisson des protéines et la destruction des propriétés nutritives du produit [Krokida et al. 1998, Iciek et al. 2009, Blahovec et al. 2010], de plus certains composés solubles notamment les sucres et les sels accompagnent l'eau évaporée pour se disposer à la surface. L'accumulation et l'assèchement de ces solutés bouchent les pores et imperméabilisent la surface du produit. Cependant, les sécher à des températures relativement basses prolonge la durée de séchage et favorise le développement des micro-organismes, engendrant ainsi des réactions chimiques ou biologiques mais aussi cause une dégradation des quantités nutritives. Alors, la connaissance des températures de

séchage surtout pour les produits thermosensibles tels que les aliments est primordiale. A titre d'exemple, le Tableau I.1 donne des informations pratique pour le séchage de trente produits couramment séchés :

- Température limite de séchage  $T_{lim}$
- Teneur en eau en base humide initiale  $X_{bh0}$
- Teneur en eau en base humide finale  $X_{bhe}$
- Le rapport de séchage  $R_s$  entre la masse initiale et finale du produit, permet de suivre l'évolution du produit.

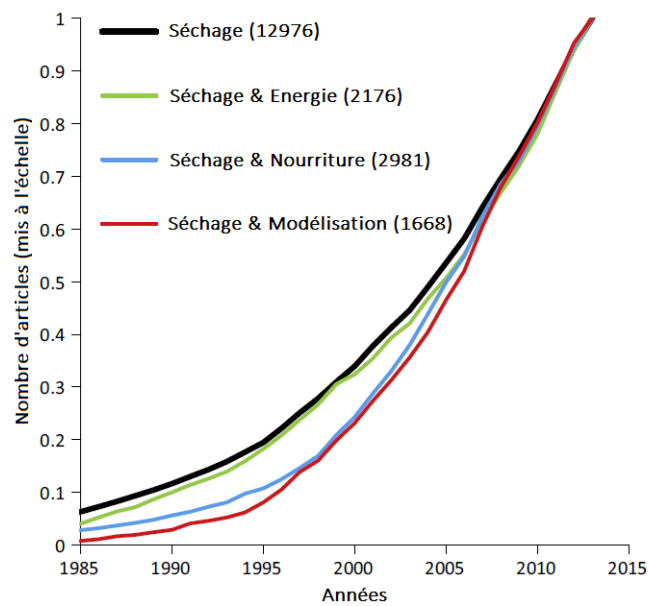
**Tableau I. 1. Données pratique de quelques produits couramment séchés [GRET-GERES. 1986]**

	$T_{lim}$ (°C)	$X_{bh0}$ (%)	$X_{bhe}$ (%)	$R_s$
<b>FRUITS</b>				
Abricots – pêches	65	85	15 - 18	5/1
Bananes	70	72	12 - 15	-
Figues	70	70 - 75	20 - 24	-
Goyaves	65	80	7	-
Raisins	70 - 80	80	15 - 20	-
<b>LEGUMES</b>				
Carottes	75	70	5	12/1
Choux	55 - 60	80	5	18/1
Gombos ou Okros	66	87	11	10/1 – 12/1
Haricots verts	75	70	5	7/1 – 10/1
Epinards - Légumes à feuilles	60	80	10	14/1
Manioc	80	50 - 65	12 - 15	-
Oignons - Ail	55	80	4	9/1
Patates douces - Igname	70 - 75	75	7	4/1
Pommes de terre	70	75	13	7/1
Pois verts	65	80	5	-
Poivrons	65 - 70	85	5	11/1 – 14/1
Tomates	50	95	7	16/1
<b>GRAINS</b>				
Blé	45	20	16	-
Maïs	60 - 80	35	15 - 20	-
Mil - Sorgho	60	21	14	-
Riz paddy	50	22 - 35	11 - 13	-
<b>ARACHIDES</b>	35	35 - 45	7 - 9	-
<b>CACAO</b>	55	50	7 - 8	-
<b>CAFE</b>	95	50 - 52	11 – 13	-
<b>COPRAH</b>	70 - 80	50	5 - 7	-
<b>POISSONS</b>	50	75	25 – 30	-
<b>VIANDES</b>	50 - 60	75	30	-



### I.1.3 Séchage des Produits

Les produits frais ont un besoin continu d'oxygène pour leur respiration qui se traduit par une transformation des sucres, une libération d'énergie, et une dégradation de la qualité. Une diminution d'eau dans le produit retarde ces dégradations induites par les réactions chimiques ou biologiques. Ce processus d'évacuation de l'eau est dû aux transferts de masse et de chaleur entre le produit et le milieu environnant. Au cours d'un séchage conventionnel, l'eau contenue dans le produit est extraite sous l'action de deux phénomènes, la diffusion et l'évaporation, ces deux derniers sont sous la dépendance de plusieurs facteurs, notamment des conditions de séchage (température, humidité, vitesse, pression, etc.), des propriétés thermo-physiques et hydrique du produit, de la géométrie du produit, des prétraitements, etc. Ces transferts de masse et de chaleur ont fait l'objet de nombreux travaux aussi bien théorique qu'expérimentaux. La figure I.4 montre le nombre d'article publié par an sur le séchage auprès de Scopus [Defraeye 2014]. La quantité cumulée est affichée et chaque courbe est mise à l'échelle avec le nombre total d'article jusqu'en 2013.



**Figure I.4.** Nombre d'article obtenus auprès de Scopus jusqu'en 2013 [Defraeye 2014]

Ainsi, ce procédé possède un large domaine d'applications, selon qu'il s'agit d'un produit alimentaire ou autre (Tableau I.2).

*Tableau I. 2. Quelques travaux sur le séchage*

<b>Produits Alimentaire</b>	
<b>Produits</b>	<b>Références</b>
Aubergine	Russo et al. 2013
Banane	Karim et Hawlader 2005
Café et le riz	Putranto et al. 2011
Carotte	Techasena 1992, Mayor et Sereno 2004, Mihoubi et al. 2009, Madiouli et al. 2012
Coing	Koç 2008
Maïs	Mourad et al. 1997
Mangue	Melendez 2002
Patate douce	Hatamipour 2007, Khalloufi et al.2009, Singh et Pandey 2012
Pomme de terre	Afzal et Abe. 1998, Youcef-Ali et al. 2001, Akpinar et al. 2003, Rahman et Kumar 2006, Hassini et al. 2007, Yadollahinia et al. 2009, Bacelos et Almeida2011, Hassini et al.2015,
Pommes	Oztop et Akpinar 2008, Hassini et al.2009, Esfahani et al. 2014
Racine de céleri	Bialobrzewski 2007
Radis	Jun Ho Lee et Hui Jeong Kim 2009
Saurel	Shi et al. 2008
Tomate	Al-Harashsheh 2009, Lahmari et al. 2012
Tournefortii de Gundelia	Evin 2012
Verveine	Belghit et al. 1999
<b>Produits non-alimentaire</b>	
Argile	Mihoubi et al. 2002
Béton	Mensi et al. 1988
Bois	Martin et al. 1995, Tarmian et al. 2011
Boue	Slim 2007, Louarn et al. 2014
Cuir	Liu et al. 2011, Fakhfakh et al. 2018
Foin	Morissette 2006
Laine	Hachemi et al. 1998
Matériaux poreux	Salagnac et al. 2004
Papier	Reardon et al. 1998
Produits biologiques	Minea 2013b
Tuile en terre cuite	Vasic et al. 2014

## I.2. Modes de séchage

Comme il a déjà été mentionné, le séchage est un processus d'élimination d'humidité, que ce soit via un procédé mécanique, physico-chimique ou thermique [Rahman 2007, Kowalski 2003, Cáceres Salazar 2006] :

### **I.2.1. Mode mécanique**

La centrifugation ou le pressage, permet d'éliminer seulement une partie de l'humidité (eau libre). Cette technique est généralement utilisée pour la déshumidification des boues d'épuration [Vaxelaire 2000, Mihoubi 2004, Louarn et al. 2014].

### **I.2.2. Mode physico-chimique**

La déshydratation osmotique, est basée sur l'application d'agents chimiques absorbant l'eau. Ces méthodes ne sont pas utilisées dans l'industrie mais plutôt dans des conditions de laboratoire.

### **I.2.3. Mode thermique**

Le séchage thermique peut être subdivisé en trois types :

#### **I.2.3.1. Séchage à l'air**

Dans ce cas, l'atmosphère est utilisée comme milieu asséchant, différents modes peuvent être appliqués :

**Séchage solaire** : le séchage solaire présente plusieurs inconvénients qui limitent son utilisation dans la production industrielle, comme le besoin de grandes surfaces, la difficulté de contrôler le taux de séchage, l'infestation d'insectes et la contamination microbienne [Cohen et Yang 1995]. De nouvelles options sont maintenant disponibles dans la littérature afin de réduire ces inconvénients, comme l'utilisation d'un ventilateur pour contrôler le débit d'air ou la superposition de claies pour réduire la surface.

**Séchage en magasin** : est un séchage à l'intérieur des bacs à basse température et humidité relative. Il peut être utilisé pour le stockage des céréales jusqu'à ce qu'elles soient moulues ou vendues.

**Séchage à l'air par convection** : C'est la technique de séchage la plus simple, qui se déroule dans une enceinte chauffée. Le produit est habituellement placé sur des plateaux en treillis ou en vrac sur un ou plusieurs lits. La circulation d'air peut être horizontale ou verticale par rapport au produit.

**Séchage par bouffées explosives** : Le produit est mis dans une enceinte à haute température et pression, et la libération soudaine de cette pression (explosion) évacue l'eau surchauffée du produit. Cette méthode donne un produit de bonne réhydrabilité. Cependant, la chaleur élevée peut dégrader la qualité nutritionnelle du produit [Cohen et al.1995].

**Séchage par pulvérisation** : Utilisé pour éliminer l'eau d'un produit liquide, le transformant ainsi en poudre par exemple le lait. Le produit à sécher est d'abord atomisé en le pompant à travers une buse

ou un atomiseur rotatif, généralement ce processus de séchage se fait en 4 étapes : pulvérisation du liquide, contact air/liquide, évaporation, séparation poudre/air.

**Séchage par lit fluidisé :** Cette technique implique le mouvement de la matière particulaire dans un courant de gaz ascendant, généralement de l'air chaud. Ce type de séchoir est destiné pour le séchage des produits granulaires comme le blé, le riz, les sciures, etc., son grand avantage est la courte durée de séchage, donc moins de dommages thermiques, à cause de la petite taille des particules, l'intensité des échanges convectifs et l'homogénéité des transferts de chaleurs. Cependant, il consomme beaucoup d'énergie.

**Séchage au lit projeté (pneumatique) :** utilise un jet de gaz chauffé, pénétrant dans la chambre par le centre d'une base conique. Les particules d'aliments sont rapidement dispersées dans le gaz, et le séchage se produit par une opération similaire au séchage éclair. Contrairement au séchage à lit fluidisé, ce mode fonctionne très bien avec les grandes particules [Cohen et Yang 1995].

**Séchage à la balle :** Dans cette méthode, Le séchage se fait principalement par conduction. Le matériau entre dans la chambre de séchage via un convoyeur à vis et entre en contact directe avec des billes chauffées en céramique ou en un autre matériau thermo-conducteur [Cohen et Yang 1995].

**Séchage à tambour rotatif :** Le séchoir représente un cylindre légèrement incliné de 2° à 6° pour maintenir l'avance axiale des solides [Platin al. 1982] en continue rotation, l'air asséchant est injecté soit dans le sens de rotation soit dans le sens inverse, le cylindre est muni généralement des aubes pour accroître la surface d'échange. Ce type de séchoir est destiné pour des produits non collant relativement petits, les particules doivent être bien calibrés pour éviter la prolongation de temps de séchage, il se divise aussi en deux catégories directe et indirecte [Colin 2011].

**Séchage par cylindre chauffant :** Le produit à sécher sous forme d'une bouillie, d'une pâte ou d'un liquide est placé sur la surface d'un tambour chauffé simple ou double. Le séchage au tambour est typiquement une opération continue, et il faut veiller à ce que le produit à sécher adhère bien à la surface de séchage ; dans certains cas, il peut être nécessaire de modifier le produit liquide en utilisant des additifs pour modifier sa tension superficielle ou sa viscosité [Cohen et Yang 1995].

### **I.2.3.2. Séchage à basse température**

**Séchage sous vide :** Le séchage sous vide consiste à soumettre les matériaux à une basse pression et à une source de chaleur. Le vide permet à l'eau de s'évaporer à une température plus basse qu'aux conditions atmosphériques. De plus, le faible taux d'oxygène dans l'atmosphère diminue les réactions d'oxydation pendant le séchage. En général, la couleur, la texture et la saveur des produits séchés sous vide sont de qualité supérieure aux produits séchés à l'air [Rahman et al. 2005].

**Lyophilisation :** En lyophilisation, le matériau congelé est soumis à une pression inférieure au point triple (à 0 ° C, pression : 610 Pa) et chauffé pour provoquer la sublimation de la glace en vapeur. Cette méthode est généralement utilisée pour les produits séchés de haute qualité, qui contiennent des composants thermosensibles tels que des vitamines, des antibiotiques et des cultures microbiennes. L'absence virtuelle d'air et la basse température empêchent la détérioration due à l'oxydation ou à la modification chimique du produit. Il donne également des produits très poreux, ce qui entraîne des taux de réhydratation élevés. Cependant, la lyophilisation est un processus lent et coûteux. Ainsi, il est principalement utilisé pour les produits de grande valeur [Cohen et Yang 1995].

**Séchage par pompe à chaleur :** Le sécheur à pompe à chaleur est une extension supplémentaire du séchoir conventionnel avec un système de réfrigération intégré. L'utilisation du sécheur à pompe à chaleur offre plusieurs avantages par rapport aux sécheurs à air chaud conventionnels pour le séchage des produits alimentaires, notamment une meilleure efficacité énergétique, une meilleure qualité de produit [Jon et al. 2000], une capacité de fonctionnement indépendante des conditions atmosphériques extérieures et un impact environnemental nul. Un avantage majeur du séchage par pompe à chaleur réside dans les améliorations potentielles de la qualité des produits séchés dans des conditions de séchage optimales. Il est également possible d'utiliser le séchage par pompe à chaleur avec des atmosphères modifiées pour obtenir des produits de meilleure qualité.

**Séchage à la vapeur surchauffée :** La vapeur surchauffée est utilisée comme moyen de séchage, et l'avantage de ce type de séchage est de fournir un milieu de séchage sans oxygène, donc un grand potentiel pour avoir des produits alimentaires de haute qualité. De plus, la vapeur de traitement disponible dans l'industrie peut être utilisée sans coût.

**Séchage par impact :** Un sécheur par impact est constitué d'un seul jet de gaz (air ou vapeur surchauffée) ou d'un réseau de jets, qui frappe une surface. Il existe une grande variété de buses qui peuvent être utilisées, et la sélection de la géométrie de la buse et de la configuration multi-buse a une grande importance sur les coûts initiaux et d'exploitation, ainsi que sur la qualité du produit [Moreira 2001].

**Fumage :** L'utilisation de la fumée de bois pour conserver les aliments est presque aussi ancienne que le séchage à l'air libre. Les principaux objectifs du fumage sont de conférer aux aliments des saveurs et des couleurs désirables, et certains des composés formés lors du fumage ont un effet conservateur (bactéricide et antioxydant) dû à la présence d'un certain nombre de composés [Cohen et Yang 1995]. Dans de nombreux cas, le fumage est considéré comme un prétraitement plutôt qu'un processus de séchage [Rahman 2007].

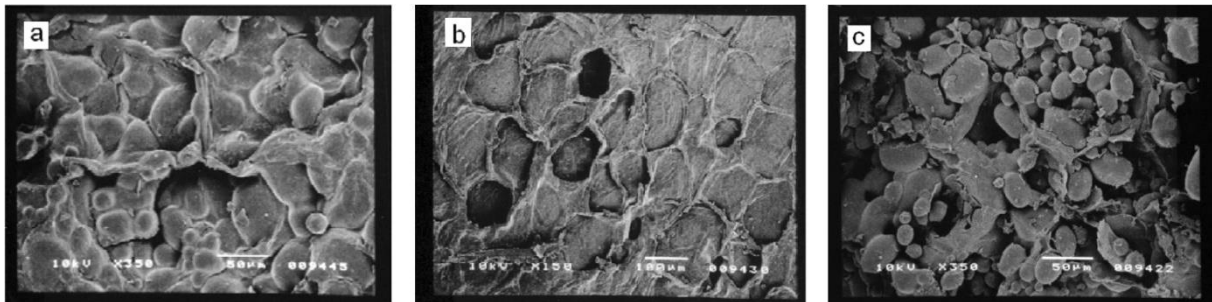
### I.2.3.3. Séchage à l'atmosphère modifiée

C'est un nouveau concept de séchage des aliments utilisant des séchoirs à PAC [Perera 2004, Hawlader et al. 2004, Hawlader et al. 2006]. L'air dans la chambre de séchage est généralement remplacé par une atmosphère inerte telle que l'azote, le dioxyde de carbone ou leurs mélanges, pour une meilleure qualité et une bonne conservation des constituants des aliments, sujettes à l'oxydation [O'Neill et al. 1998]. Le séchage sous atmosphère modifiée est très approprié pour le séchage des produits alimentaires et pharmaceutiques sensibles. Cependant, ce processus reste relativement coûteux. Les technologies pour créer le séchage de l'atmosphère modifiée sont en continuel évolutions.

Pour conclure, le choix d'un procédé de séchage adéquat tient compte de nombreux facteurs tels que le type de produit à sécher, les propriétés souhaitées du produit fini, la tolérance à la température admissible, la sensibilité du produit à la chaleur, les prétraitements requis, les coûts de traitement et les facteurs environnementaux [Rahman 2007]. Dans ce cas, il n'y a pas de meilleure technique de séchage applicable à tous les produits [Vega-Mercado et al. 2001, Cohen et Yang 1995].

### I.3. Phénomènes de transport dans un milieu poreux

Les recherches rapportées dans la littérature inhérente au séchage [Wang et al. 1995, Cui et al. 2008, Markowski et al. 2009, Setiady et al. 2009] assimilent les aliments secs comme un milieu poreux (voir Figure I.5). Sachant que la technique de séchage et le prétraitement affectent significativement la microstructure poreuse du matériau [Markowski et al. 2009].



**Figure I. 5.** Micrographie MEB de la surface d'un cube de pomme de terre séché dans un séchoir à : (a) micro-ondes sous vide : 6 kPa ; (b) à air chaud : 50°C avec blanchiment ; (c) à air chaud : 50°C sans blanchiment [Markowski et al. 2009]

Les matériaux poreux sont constitués d'une matrice solide consolidée (squelette) [Kowalski 2003] ou non consolidée (grains ou fibres) et des pores (interconnectés ou isolés) [Datta 2007] contenant un ou plusieurs composants (eau, air, vapeur d'eau, sel, etc.) susceptibles de s'écouler et d'échanger de la matière et de la chaleur [Peczalski et Laurent, 2000] (Figure I.1). On peut distinguer deux catégories de milieux poreux [Bahrani 2012] :

- Milieux hétérogènes poreux alvéolaires.
- Milieux hétérogènes poreux granulaires.

### I.3.1 Caractérisation d'un milieu poreux

Le milieu poreux peut être décrit par des grandeurs caractéristiques telles que la porosité et la tortuosité.

#### Porosité

La porosité est définie comme le rapport entre le volume des pores et le volume apparent du produit [Wang et Brennan 1995, Mayor et Sereno 2004, Mohanet Talukdar 2014] :

$$\varepsilon = \frac{V_a}{V_s + V_e + V_a} \quad (\text{I.1})$$

De plus, la porosité peut être déterminée grâce à des variables directement mesurables, telles que la masse volumique solide apparente et intrinsèque :

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b^0}{\rho_s^0} \quad (\text{I.2})$$

$$\text{masse volumique solide apparente: } \rho_b^0 = \frac{\text{masse solide}}{\text{volume apparent}} = \frac{m_s}{V_t} \quad (\text{I.3})$$

$$\text{masse volumique solide intrinsèque : } \rho_s^0 = \frac{\text{masse solide}}{\text{volume matrice solide}} = \frac{m_s}{V_s} \quad (\text{I.4})$$

Martynenko (2008) a exprimé la porosité en fonction de la teneur en eau, du retrait et de la masse volumique par trois différentes corrélations :

$$\varepsilon = \text{fct}(\psi, X) \quad \varepsilon = \text{fct}(\psi, \rho) \quad \varepsilon = \text{fct}(X, \rho)$$

Porosité en fonction du retrait et de teneur en eau :

$$\varepsilon = 1 - \alpha \frac{1 + \beta X}{1 + X_0} \frac{1}{\psi} \quad (\text{I.5})$$

Porosité en fonction du retrait et de la masse volumique :

$$\varepsilon = \left(1 - \frac{\rho}{\rho_l}\right) + \frac{\alpha(\beta - 1)}{1 + X_0} \frac{1}{\psi} \quad (\text{I.6})$$

Porosité en fonction de la teneur en eau et de la masse volumique :

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho}{\rho_s} \frac{1 + \beta X}{1 + X} \quad (\text{I.7})$$

Sachant que :

$$\beta = \frac{\rho_s}{\rho_l} \quad \text{et} \quad \alpha = \frac{\rho_0}{\rho_s}$$

$\rho_s$  : masse volumique du solide ;  $\rho_l$  : masse volumique du liquide ;  $\rho_0$  : masse volumique initial du produit.

Dagunet (1985) a étendu son étude pour inclure le retrait dans le cas d'un lit d'échantillons, présentant la porosité ( $\varepsilon_l$ ) comme la fraction du volume total occupé par un gaz (air sec ou humide), tandis que la fraction occupée par le solide est égale à  $(1 - \varepsilon_l)$ . Cependant, la porosité apparente d'un lit de particules, est exprimée par [Ratti 1994] :

$$\varepsilon_l = \frac{V_l - V_r}{V_l} = 1 - \frac{V_r}{V_l} \quad (\text{I.8})$$

où  $V_l$  et  $V_r$  sont respectivement le volume apparent du lit et le volume du produit solide.

On peut définir la fraction d'excès de volume comme le rapport entre la variation de volume qui résulte du mélange des composants purs à une température et à une pression données (volume excédentaire) et le volume total [Mayor et Sereno 2004] :

$$\varepsilon_{ex} = \frac{V_{ex}}{V_s + V_e + V_a} \quad (\text{I.9})$$

### Teneur et concentration

Pour les matériaux poreux contenant de l'eau comme solvant, les grandeurs physiques les plus souvent utilisées pour exprimer la conservation de la masse sont la teneur en eau ou la concentration.

La teneur en eau en base sèche ( $X_{bs}$ ) est la grandeur la plus utilisée pour définir la quantité d'humidité dans le produit qui s'exprime par :

$$X_{bs} = \frac{m - m_s}{m_s} = \frac{m_e}{m_s} \quad (\text{I.10})$$

Elle peut être relié à la fraction massique de l'eau (teneur en eau en base humide,  $X_{bh}$ ) :

$$X_{bh} = \frac{\text{masse d'eau dans le produit}}{\text{masse totale du produit humide}} = \frac{m_e}{m_t} = \frac{X}{1 + X} \quad (\text{I.11})$$

Dans certains domaines (industrie de lait, boue, etc.) on fait appel à la concentration en produit sec (siccité), ce paramètre se déduit facilement de la teneur en eau en base sèche :

$$\text{siccité} = \frac{\text{masse du produit sec}}{\text{masse totale du produit humide}} = \frac{m_s}{m_t} = \frac{1}{1 + X_{bs}} \quad (\text{I.12})$$



Sauf indication contraire, l'utilisation du terme  $X$  se réfère à la teneur en eau en base sèche ( $X_{bs}$ ) dans la suite de cette thèse.

Dans la littérature, certains travaux [Aprajeeta et al. 2015, Curcio et al. 2008, Kumar et al. 2015] utilisent la concentration molaire d'humidité pour résoudre les problèmes de transfert de masse et de chaleur.

### Tortuosité

La tortuosité géométrique correspond au rapport entre la longueur moyenne réelle " $L_e$ " des lignes de flux traversant le matériau et sa longueur  $L$  [Bories et al. 2008] (Figure I.6). Pour des pores droits et interconnectés à la surface, la tortuosité est égale à 1. Alors que pour des pores fermés elle peut atteindre  $+\infty$ .

$$\tau_{géo} = \frac{L_e}{L} \quad (I.13)$$

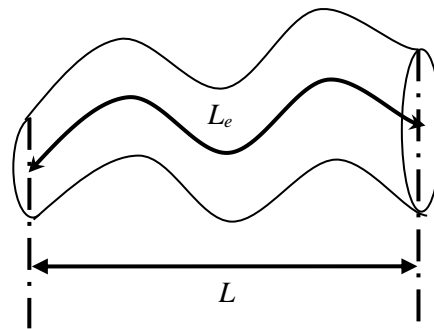


Figure I. 6. Tortuosité d'un pore

Aprajeeta et al. (2015) attribuent la diminution de la diffusivité apparente d'humidité à la réduction de la section effective des pores et à la tortuosité, dont ce dernier est traduit par un facteur de tortuosité exprimé en fonction de la fraction volumique d'une particule :

$$\tau = (1 - \theta_p)^{1/3} \quad (I.14)$$

avec  $\theta_p$  la fraction volumique d'une particule.

### I.3.2. Isotherme de désorption

L'isotherme de désorption est une courbe qui rapporte la teneur en eau d'équilibre  $X_e$  du produit en fonction de l'humidité relative  $Hr$  du milieu environnant  $X_e(Hr) = f(P_v/P_{v,sat})$ , le traçage de la courbe caractérise l'affinité que peut avoir le matériau avec son milieu environnant (Figure I.7).

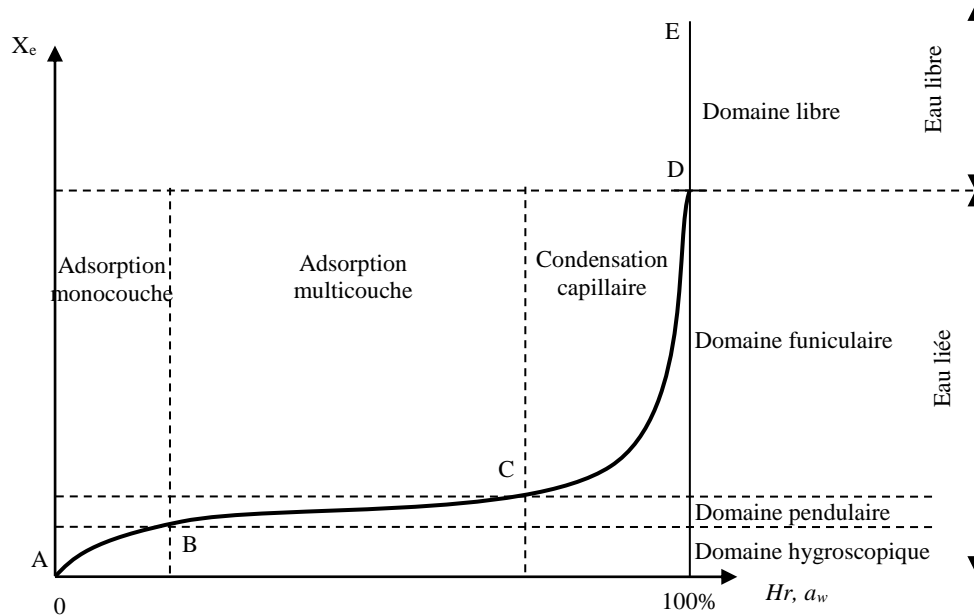


Figure I. 7. Courbe classique d'un isotherme de sorption

On définit l'activité de l'eau à la surface d'un corps humide «  $a_w$  », par le rapport de la pression de vapeur à la surface du produit ( $P_{vp}$ ) et la pression de vapeur saturante à sa température ( $P_{v,sat}$ ). Le corps est en équilibre hygroscopique avec l'air environnant, lorsqu'il n'y a plus d'échange d'eau entre le produit et l'air, on aura une égalité entre la pression  $P_{vp}$  et la pression partielle de vapeur  $P_v$  dans l'air, dans ce cas, l'activité de l'eau du produit est égale à l'humidité relative de l'air ( $a_w = Hr$ ).

La plupart des aliments donnent des isothermes sigmoïdes de type II (Figure I.7). Le point d'inflexion de l'isotherme indique le changement de la capacité de liaison à l'eau ou des quantités relatives d'eau libre et liée [Vaxelaire et Cézac 2004]. Quatre zones distinctes peuvent être identifiées :

AB: représente le domaine hygroscopique, où la surface solide est recouverte d'une monocouche de molécules d'eau adsorbées. Les forces d'interaction sont très intenses (forces de Van der Waals) mais de courte durée.

BC: représente le domaine pendulaire, où des multicouches de molécules d'eau sont maintenues à la surface solide. Les forces d'interaction sont moins intenses.

CD: représente le domaine funiculaire, où les couches de molécules d'eau coalescent dans les micropores de la structure solide, et l'eau est liée aux forces capillaires (eau faiblement liée).

DE: La teneur en eau libre peut être estimée à  $a_w = 1$ ; mais cette détermination n'est généralement pas précise en raison de la difficulté expérimentale de fixer une valeur d'humidité relative élevée (ou une activité d'eau correspondante).

L'activité de l'eau ( $a_w$ ) est une propriété importante pour la stabilité des aliments en ce qui concerne la croissance microbienne, les taux de réactions chimiques / biochimiques et les propriétés physiques (Figure I.8). En mesurant l'activité de l'eau des aliments, il est possible de prédire quels micro-organismes seront des sources potentielles d'altération et d'infection et quelles sont les réactions de brunissement non enzymatiques et les réactions spontanées d'oxydation lipidique auto-catalytique. De plus, l'activité joue un rôle important dans les propriétés physiques telles que la texture et la durée de conservation des aliments. Rahman et al. (2005) ont résumés les effets de l'activité de l'eau sur la formation et la germination des spores (cellule ou organe de multiplication), la production de toxines et la détérioration des aliments. D'après la Figure I.8, Il y a une activité critique de l'eau au-dessous de laquelle aucun micro-organisme ne peut croître. Pour la plupart des aliments, ceci se situe dans la plage d'activité de l'eau de 0.6 à 0.7. Alors que les bactéries pathogènes ont du mal à se développer en dessous d'une activité hydrique de 0.8, les levures et les moisissures sont plus tolérantes à la limite d'une activité hydrique d'environ 0.62.

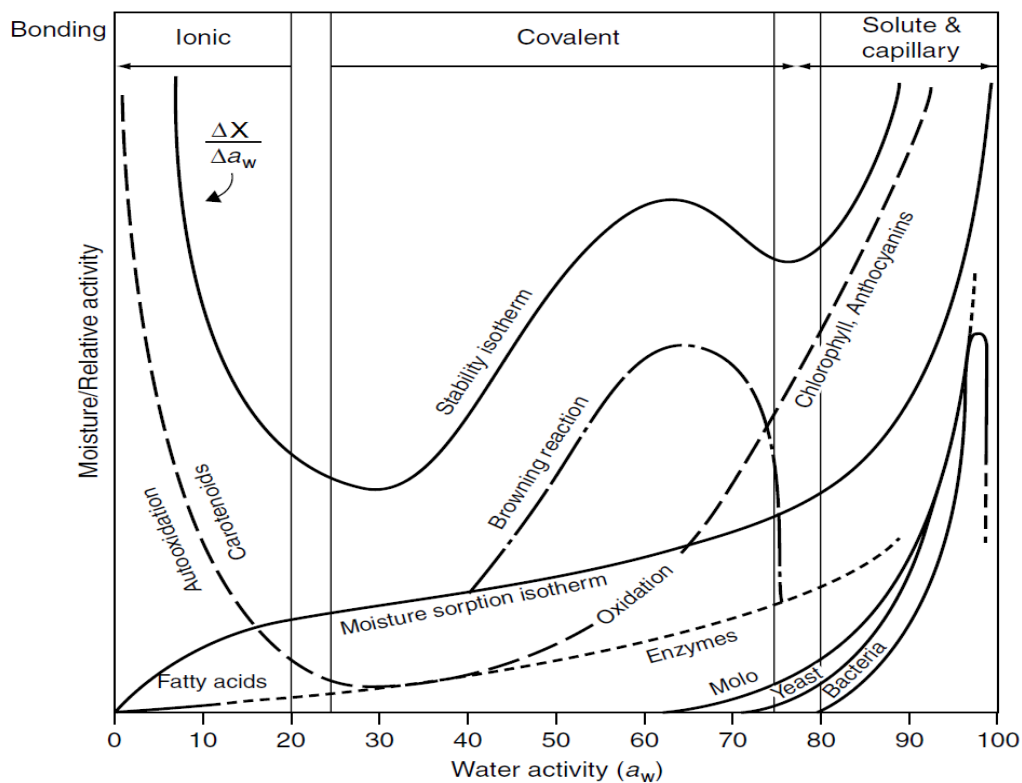


Figure I. 8. La stabilité des aliments en fonction de l'activité de l'eau [Beuchat 1987]

L'activité est une caractéristique propre à chaque produit, elle est obtenue expérimentalement à l'aide des isothermes de désorption. Pour décrire son évolution, plusieurs modèles empiriques sont proposés dans la littérature afin de faciliter l'évaluation hygroscopique du produit, regroupés dans le Tableau I.3.

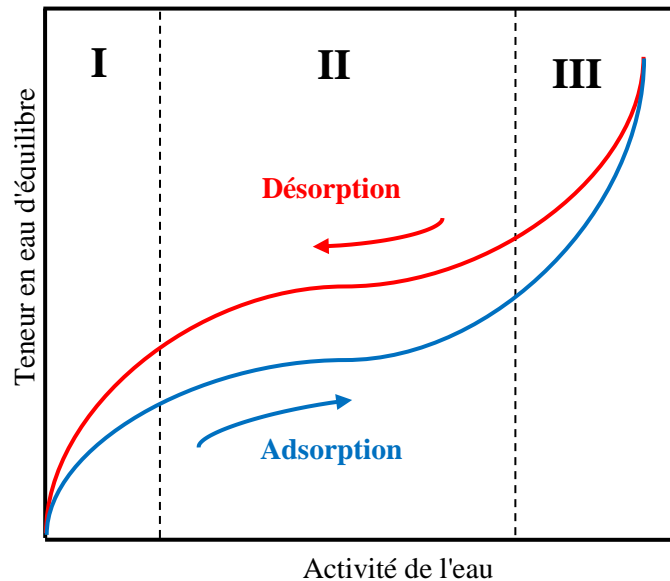
**Tableau I. 3. Modèles empiriques des isothermes de désorption**

Modèles	Equations
Brunauer-Emmett-Teller (B.E.T, 1938)	$X_e = \frac{X_{mc} C a_w}{[(1+a_w) + (C-1)(1-a_w) a_w]} \quad (I.15)$
Oswin modifié (1946)	$X_e = (A + B T) \left( \frac{a_w}{(1-a_w)} \right)^C \quad (I.16)$
Halsey modifié (1948)	$X_e = \left( -\frac{\ln(A + B T)}{\ln a_w} \right)^{\frac{1}{C}} \quad (I.17)$
Henderson modifié (1952)	$X_e = \left( -\frac{\ln(1-a_w)}{A(T+B)} \right)^{\frac{1}{C}} \quad (I.18)$
Chung-Pfost (1967)	$a_w = \exp \left[ -\frac{A}{T+B} \exp(-C X_e) \right] \quad (I.19)$
Chen (1971)	$a_w = \exp[A - B \exp(-C X_e)] \quad (I.20)$
Iglesias-Chirife (1976)	$\ln \left( X_e + \sqrt{X_e^2 + X_{1/2}} \right) = Z_1 a_w + Z_2 \quad (I.21)$
Guggenheim-Anderson-de Boer (G.A.B)	$X_e = \frac{C K X_{mc} a_w}{(1 - K a_w)(1 - K a_w + C K a_w)} \quad (I.22)$

(A, B, C, K, Z<sub>1</sub> et Z<sub>2</sub> : sont des constantes qui dépendent généralement de la température de l'air, X<sub>mc</sub> : humidité absolue d'une monocouche en kg<sub>e</sub>/kg<sub>ms</sub>)

**I.3.3. Phénomène d'hystérésis**

L'étude de la courbe de sorption-désorption consiste à évaluer le caractère hygroscopique du séchage, caractère qui indique l'affinité que peut avoir le matériau avec son milieu environnant. Bien que les isothermes de sorption-désorption aient des allures semblables, le principe permettant leur obtention est complètement différent [Belghit et al. 1999]. En effet, s'il s'agit d'un produit préalablement sec mis en présence d'un air humide, le système favorise la fixation d'une partie de l'eau contenue dans l'air par le produit, l'équilibre est donc dû à la sorption et par conséquent la relation entre l'humidité relative et la teneur en eau d'équilibre constitue une isotherme de sorption de ce produit. Dans le cas d'un produit humide maintenu à une température constante placé dans un milieu hygrométrique plus faible, on suit la variation d'humidité d'équilibre due à l'évaporation de l'eau contenue dans ce produit. Ainsi, la relation entre l'humidité relative du produit et la teneur en eau d'équilibre correspondante constitue l'isotherme de désorption. La différence de teneur en eau à l'équilibre entre les courbes d'adsorption et de désorption est appelée hystérésis (Figure I.9). Ce phénomène est observé dans la plupart des cas.



**Figure I. 9.** Hystérésis de teneur en eau typique pour les aliments

La boucle d'hystérésis de désorption se termine habituellement à la monocouche, et elle peut atteindre une activité nulle pour certains cas [Labuza 1968, Yang et al. 1997]. Diverses formes de boucles d'hystérésis peuvent être observées en fonction du type de produit et de la température. Les principaux facteurs affectant l'hystérésis sont la composition du produit, la température isotherme, le temps de stockage avant la mesure isotherme, les prétraitements, la température de séchage et le nombre de cycles successifs d'adsorption et de désorption [Rahman 2007]. Kapsalis (1987) regroupe les formes d'hystérésis selon trois types d'aliments :

- Hystérésis dans les aliments riches en sucres telle la pommes séchées, l'hystérésis se produit principalement au-dessous du premier point d'inflexion de la région isotherme I (domaine hygroscopique). Bien que l'hystérésis s'annule au-dessus de 0,65 [Yang et al. 1997].
- Hystérésis dans les aliments riches en protéines telle la charcuterie, une hystérésis modérée commence à environ 0,85 (région de condensation capillaire).
- Hystérésis dans les aliments riches en amidon comme la pomme de terre, généralement une hystérésis importante est obtenue à une activité d'environ 0.70 qui peut s'étendre jusqu'à 0.90 [Yang et al. 1997].

L'hystérésis en sorption a d'importantes implications pratiques dans l'agro-alimentaire qui concernent les effets de l'hystérésis sur la détérioration chimique et microbiologique et son importance sur les aliments à faible et moyenne humidité [Rahman2007]. Donc les changements d'hystérésis pourraient être utilisés comme indice de détérioration de la qualité.

### I.3.4. Modèles de transferts hydriques dans un milieu poreux

Il existe différentes lois phénoménologiques ou corrélations adaptées aux transferts de masse et de chaleur dans un milieu poreux. Lewis (1921) et Sherwood (1929) ont été les pionniers à analyser le séchage de ces milieux. Ils décrivent le séchage par une évaporation d'humidité qui se déroule soit à l'intérieur des pores, soit à la surface du matériau poreux. Donc, La diffusion de l'humidité de l'intérieur du solide vers la surface s'effectue uniquement sous forme de vapeur d'eau [Thiery et al. 2007]. De plus, ils décomposent le séchage en deux périodes (taux constant et ralentissement). Luikov (1934) a mis en évidence l'influence de la température et de la pression interne sur la migration de la vapeur d'eau [Luikov 1975]. Par la suite, en étudiant le séchage des solides granulaires, Ceaglske et Hougen (1937) montrent que l'écoulement de l'eau est entièrement dû aux forces capillaires, et totalement indépendants de la concentration. Donc, la phase liquide est mise en mouvement par capillarité, et la distribution de l'humidité est gérée par la loi de comportement. Alors que, Krischer et al. (1938) montrent que le transfert du liquide est dû aux forces capillaires ou au gradient de concentration, et la diffusion de vapeur est due au gradient de pression de la vapeur. Toutefois, ces théories ne sont applicables que dans des cas particuliers. Il a fallu attendre les travaux de Rllins et al. (1954) pour démontrer que le transfert d'humidité dans les solides est attribué à plusieurs phases. Philip et De Vries (1957) proposent que le mouvement de l'eau est dû soit à la capillarité soit à la diffusion de la vapeur, et valident l'application de la loi de Darcy à la phase liquide d'un milieu non saturé à partir de résultats expérimentaux. Ils ont aussi montrés la dépendance du coefficient de transport de la phase liquide et de la vapeur d'eau. Van Meel (1957) développe un concept basé sur la courbe caractéristique de séchage (CCS), qui consiste à modéliser la vitesse de séchage et contribue à la compréhension des phénomènes. En 1962 on assiste à la naissance de la première école sous le nom de Krischer, qui s'intéresse au comportement de séchage des produits multiphasique, les isothermes de sorption et les propriétés thermo-physiques des produits. A partir de cette initiative, Luikov (1966) s'intéresse aux transferts au sein du produit en se basant sur une description fine des équations de transfert couplés de chaleur et de masse dans un milieu poreux. Il est ainsi le premier à mettre en évidence l'effet de la température sur le transfert de l'humidité. Plus tard, il proposa un modèle à deux zones dans le cas de solides capillo-poreux qui développent une zone sèche en surface (receding front model) [Luikov1975]. Toutefois, les travaux de Whiteker (1970 - 1980) sont pris comme référence car elles permettent de lever la complexité de la modélisation des transferts (masse et chaleur) et la quantité de mouvement dans les 3 phases (solide, liquide et gazeuse) au niveau microscopique. Cette étude peut être considérée comme le point de départ de nouvelles et modernes théories [Whitaker and Chou 1983].

Plusieurs travaux publiés par divers scientifiques [Rios et al. 1987, De Vries 1987, Khemiri et al. 1993, Nguyen Haa et al. 1997] montrent que la représentation des systèmes d'équations par des

modèles mathématiques est assez complexe. Par ce fait, certains modèles font appel à des coefficients qui nécessitent le recours à des mesures expérimentales souvent délicats, par exemple, Sjöholm et al. (1995) et Kumar et al. (2015) ont incorporés le retrait de volume dans le coefficient de diffusion dans le cas de séchage de tranches de pommes.

## I.4. Cinétique de séchage

### I.4.1. Courbes de séchage

Dans le but d'étudier les mécanismes de séchage d'un produit, il est primordial de connaître le comportement expérimental de ce produit durant le séchage. La Figure I.10 est la représentation typique du séchage, décrivant la teneur en eau du produit en base sèche en fonction du temps.

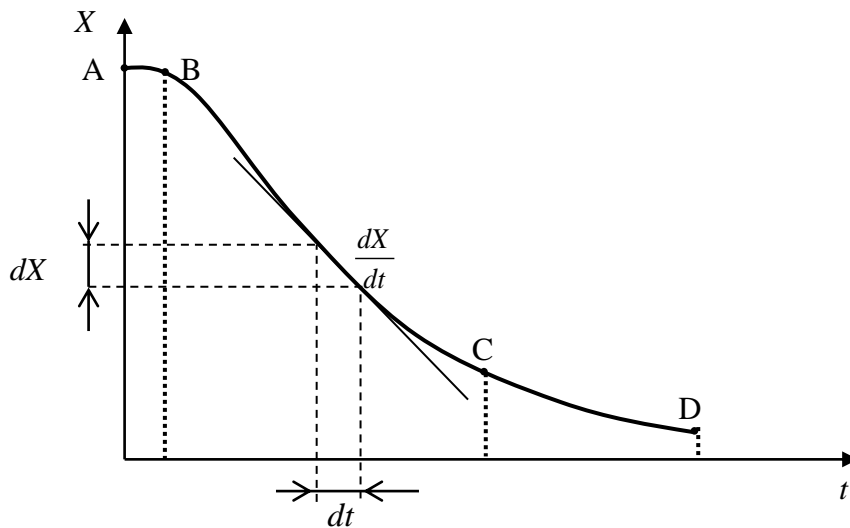


Figure I. 10. Courbe typique d'un séchage classique

Selon l'usage, les données relatives à la perte d'eau sont transformées pour tracer soit la courbe de vitesse de séchage (Figure I.11) soit la courbe de Krischer (Figure I.12) [Kemp et al. 2001]. De nombreuses informations peuvent être tirées de ces deux courbes de séchage (Figure I.11 et I.12) telles que la durée des périodes caractéristiques de séchage, les points critiques de séchage et le taux de séchage. Les cinétiques de séchage sont présentées généralement pour un séchage convectif d'un produit isotrope avec une interface air/produit plane et une distribution de la teneur en eau initiale uniforme.

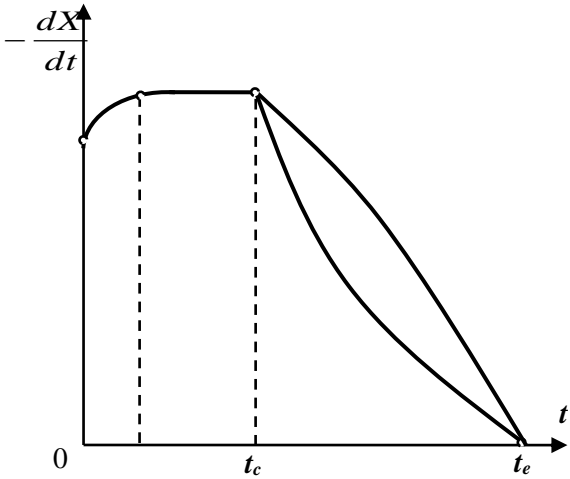


Figure I. 11. Courbe de vitesse de séchage

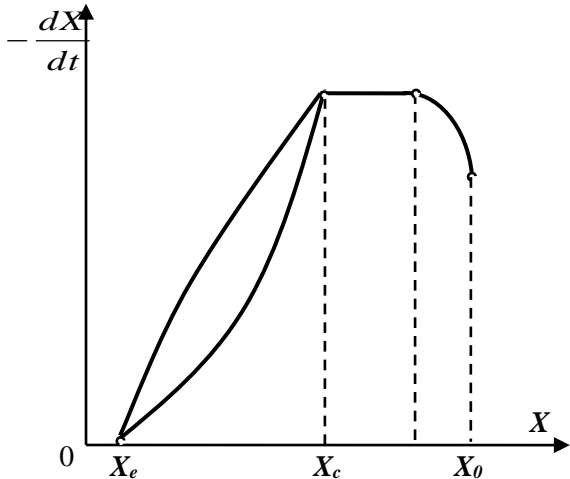


Figure I. 12. Courbe de Kricher

Le débit massique d'eau échangé entre la surface du produit et le milieu environnant est appelé flux masse ( $F_m$ ). Par convention cette grandeur est positive dans le cas d'une perte d'humidité par le produit [Ratti et Crapiste 1995, Rahman 2007]. Dans le cas d'un matériau rigide, non déformable, le flux masse est égale à la vitesse de séchage,  $N$  ( $\text{kg}_e \cdot \text{s}^{-1}$ ) à une constante près [Leonard 2002].

$$F_m = \frac{1}{S_0} \frac{dm}{dt} = \frac{m_s}{S_0} \frac{dX}{dt} = \frac{1}{S_0} N \tag{I.23}$$

Cependant, dans le cas d'un produit subissant un retrait, la détermination de la surface ( $S(X)$ ) est primordiale pour définir le flux masse :

$$F_m = \frac{l}{S(X)} \frac{dm}{dt} = \frac{m_s}{S(X)} \frac{dX}{dt} = \frac{l}{S(X)} N \tag{I.24}$$

**I.4.2. Différentes phases d'un séchage classique**

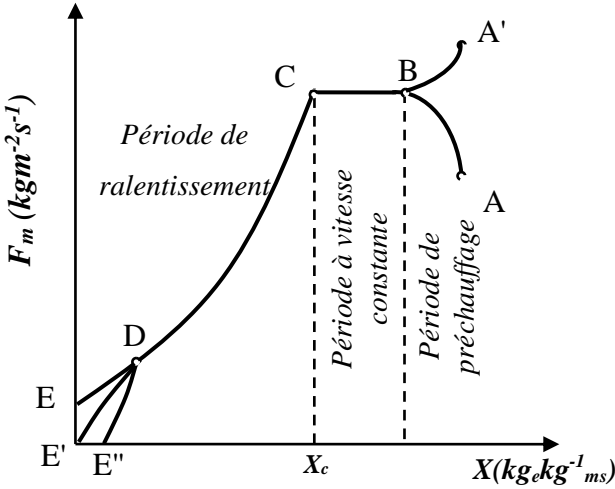


Figure I. 13. Courbe typique de Kricher



La courbe de Krischer (Figure I.13) tracée dans les conditions d'un milieu stable est décrite par trois grandes périodes :

#### I.4.2.1. Période de préchauffage (période transitoire)

C'est la phase de mise en température du produit (A-B). La chaleur transmise par l'air provoque une montée en température du produit jusqu'à atteindre la température du bulbe humide du milieu environnant tout en évaporant une certaine quantité d'eau. Cette période est connue par sa courte durée, généralement elle n'est pas visible, sauf dans le cas d'un produit de taille considérable ou lors d'un grand écart de température entre le produit et l'air, donc généralement elle manifeste peu d'intérêt pour les chercheurs.

#### I.4.2.2. Période à vitesse constante (période à taux constant)

Pendant cette phase (B-C), la surface du produit est saturée en eau, à cause de la présence d'une fine couche d'eau à la surface ou d'une diffusion rapide d'eau de l'intérieure du produit vers sa surface [Charreau et al. 1991]. L'énergie apportée par l'air chaud est-elle même nécessaire à l'évaporation de l'eau à la surface. C'est pourquoi, la température du produit reste constante et égale à la température du bulbe humide de l'air. Les résistances au transfert se situent presque exclusivement dans la couche limite. Ceci rend donc la vitesse de séchage dépendante de l'humidité, de la température et de la vitesse de l'air asséchant (conditions externes), aussi bien de la surface exposée au séchage et la pression.

En considérant que le transfert de matière représenté par l'évaporation de l'eau s'accompagne d'un transfert thermique dirigé en sens inverse, la vitesse d'évaporation  $N$  ( $kg.e.s^{-1}$ ) peut également s'exprimer sous la forme :

$$N = \frac{h_v S (T_a - T_{pr})}{L_v} \quad (I.25)$$

$h_v$  : le coefficient d'échange par convection entre l'air et le produit

$L_v$ : la chaleur latente de vaporisation.

Van Brakel (1980) reporte que cette phase n'est pas toujours visible, même pour les produits saturés en eau initiale telle que la pomme de terre, sachant que les parois cellulaires perturbent la vitesse migratoire de l'eau vers la surface [Youcef-Ali 2001]. Cependant, Schlunder (1990) montre que cette période pourrait exister même à des teneurs en eau très faibles quand la surface du solide est partiellement couverte d'eau. Toei (1996) rapporte que, durant cette phase, les conditions extérieures influencent le séchage du produit. Tandis que, sa forme peut avoir une influence sur la vitesse de séchage [Charreau et al 1991]

### **I.4.2.3. Périodes de ralentissement (périodes à vitesse décroissant)**

Généralement, deux périodes de ralentissement sont observées pour les solides hygroscopiques et non hygroscopiques, couramment interprétées par : le modèle de déplacement du front de séchage (receding front model) et le modèle de la surface mouillée (wetted-surface model) [Keey 1978].

#### **I.4.2.3.1. Modèle de déplacement du front de séchage (receding front model)**

Pendant la première période de ralentissement (C-D), le front de séchage qui se trouvait initialement en surface migre vers l'intérieur du produit, cette migration est provoquée par un gradient de concentration de vapeur d'eau. Le ralentissement de cette phase dépend entièrement de différentes résistances internes du produit aux transferts de masse et de chaleur. A savoir que plus le front de séchage s'éloigne de la surface et plus les résistances seront plus grandes [Chiang et al. 1987, Nadeau et Puiggali 1995]. Pour les matériaux non hygroscopiques, le séchage s'achève par cette période et le ralentissement se poursuit jusqu'au terme du séchage (D-E).

La deuxième période de ralentissement apparaît lorsqu'il ne subsiste plus que de l'eau liée (bound water). Le séchage se termine lorsque la teneur en eau d'équilibre est atteinte, sachant que cette teneur ne dépend que de la température et de l'humidité relative de l'air.

#### **IV.2.3.2. Modèle de la surface mouillée (wetted-surface model)**

Le premier ralentissement de ce modèle est lié à l'apparition des zones sèches à la surface du produit, correspondant à une teneur en eau égale à  $X_c$ . Ce ralentissement est causé par la résistance mécanique des parois cellulaires qui empêchent le passage de l'humidité par grande quantité via l'extérieur, donc la vitesse dépend du transfert interne et surfacique de masse. Cette période s'achève lorsque la surface externe du produit est totalement séchée (CD) [Keey 1978, Nadeau et Puiggali 1995].

La deuxième période de ralentissement est dépendante entièrement de la résistance de transfert de masse interne. L'allure de la cinétique de séchage est régie par les propriétés physiques du matériau, c'est-à-dire, le séchage se termine à siccité nulle (D-E') ou à  $X_c$  pour les matériaux hygroscopiques (D-E''). Le front de séchage peut également se retirer dans le produit et on retrouve alors le premier modèle.

### **I.4.3. Evolution de la température des matériaux séchés**

L'analyse d'un processus de séchage nécessite une connaissance de la température du matériau en fonction du temps (Figure I.14). L'évolution de cette température peut être reliée aux différentes périodes de séchage citées auparavant. Au début du séchage (A-B), période de préchauffage, la

température à la surface augmente brusquement jusqu'à atteindre la température du bulbe humide ' $T_h$ '. La partie (B-C) des courbes 2 et 3 représente la période de séchage à flux constant au cours de laquelle la température de surface du matériau reste égale à la température humide. Une fois la teneur en eau critique est atteinte, c'est-à-dire le point C, la période de ralentissement du flux de séchage s'opère ; Alors, le front de séchage recule vers le cœur du matériau et la température de la surface monte pour atteindre progressivement la température du bulbe sec ' $T_a$ ' (C-F, courbe 2). Une autre caractéristique de cette période est une augmentation progressive de la température du produit séché, en commençant par la température du bulbe humide jusqu'à la température du pseudo-bulbe humide ' $T_{psh}$ ' (D-E, courbe 3) [Nissan et al. 1960, Chiang et al. 1987, Rovedo et al. 1995]. L'humidité à l'intérieur de l'espace capillaire-poreux est dans un état funiculaire (liquide continu sur les parois des pores) ou pendulaire (poches isolées de liquide) [Kowalski 2003]. Lorsque le point E est atteint, les molécules d'eau se trouve uniquement sous forme liée aux parois des pores, cela implique une montée en température jusqu'à atteindre la température du bulbe sec ' $T_a$ ', dans ce cas la chaleur pénétrante dans le matériau se manifeste entièrement sous forme de chaleur sensible.

La température au centre suit une évolution pratiquement identique dans le cas des matériaux à faible nombre de Biot ' $Bi$ ', par exemple Rovedo et al. (1995) ont obtenus un nombre de Biot égale à 0.3 et 0.17 pour des teneurs en eau ' $X$ ' égale à 4.5 et 1  $\text{kg}_e.\text{kg}^{-1}_{ms}$  respectivement dans le cas de séchage de pomme de terre. Dans le cas contraire, la principale différence se marque pendant la période de ralentissement ; Cet écart est dû au déplacement du front de séchage dans le matériau causant des problèmes de transferts de chaleur.

Lorsque le produit subit des transformations particulières (gélification, solidification ou retrait) [Puiggali 1993], il arrive que la phase isenthalpique n'apparaisse pas. Alors, la température du matériau augmente continuellement depuis la température initiale jusqu'à la température de bulbe sec (A-F, courbe 1).

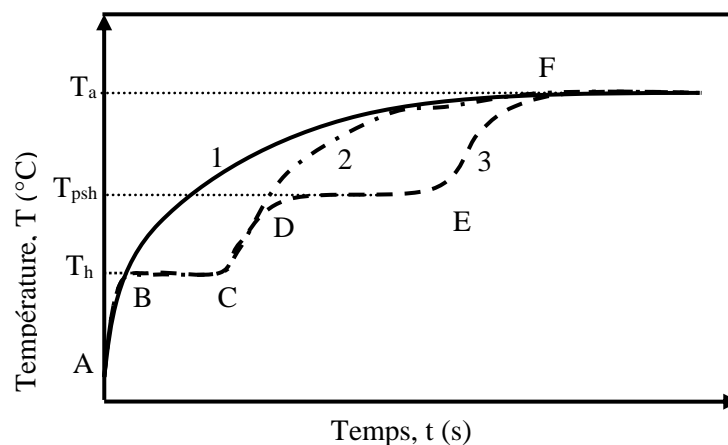


Figure I. 14. Différentes évolutions de température des matériaux durant le séchage

#### I.4.4. Modélisation de la cinétique de séchage

Plusieurs modèles mathématiques ont été proposées dans la littérature pour tracer la cinétique de séchage. Pour le séchage des produits alimentaires, il existe trois types de modèles, à savoir le modèle diffusif basé sur la deuxième loi de Fick, qui ne comporte que la résistance interne au transfert d'humidité [Hassini et al. 2007], les équations semi-empiriques [Özdemir et al. 1999, Falade et al. 2010] et empiriques ne tiennent compte que de la résistance externe au transfert de masse entre le produit et l'air [Midilli et al. 2002, Zhu et Shen 2014].

Pour la modélisation des différentes cinétiques de séchage, on utilise souvent la grandeur réduite XR, exprimée par :

$$XR = \frac{X_t - X_e}{X_0 - X_e} \quad (I.26)$$

Avec  $X_t$ ,  $X_0$  et  $X_e$  respectivement la teneur en eau à l'instant t, la teneur en eau initiale et la teneur en eau à l'équilibre.

##### I.4.4.1. Modèle diffusif

Le transfert de matière pendant le séchage est contrôlé par une diffusion interne. La deuxième loi de Fick établit une équation linéaire entre le flux de matière  $F_m$  ( $\text{kg}_e \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ) et le gradient de concentration volumique de l'eau  $C$  ( $\text{kg}_e \cdot \text{m}^{-3}$ ), au sein d'un volume de produit :

$$\vec{F}_m = -D_{eff} \vec{grad} C \quad (I.27)$$

$D_{eff}$  est la diffusivité de l'eau dans le matériau ( $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ )

La loi de conservation de la matière sans sources volumiques s'écrit comme suit :

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \text{div} \vec{F}_m = 0 \quad (I.28)$$

Pour un matériau homogène isotrope, la diffusivité est considérée comme constante et indépendante de la concentration :

$$\frac{\partial C}{\partial t} - D_{eff} \Delta C = 0 \quad (I.29)$$

En divisant l'Eq. (I.29) par la masse volumique intrinsèque (matériau indéformable), on obtient une équation en fonction de la teneur en eau  $X$  :

$$\frac{\partial X}{\partial t} - D_{eff} \Delta X = 0 \quad (I.30)$$

En supposant une diffusivité constante, un matériau indéformable, des résistances externes négligeables, une distribution uniforme de l'humidité initiale égale à  $\overline{X_0}$  et une humidité en surface égale à  $\overline{X_e}$  à tout instant [Zhu et Shen 2014], la solution analytique de l'équation (I.30) admet la série suivante [Crank 1975] :

$$XR = \frac{\overline{X} - \overline{X_e}}{\overline{X_0} - \overline{X_e}} = \gamma \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\left(- (2n-1)^2 \frac{\pi^2 D_{eff} t}{4l^2}\right) \quad (I.31)$$

$l$  : la longueur caractéristique du produit (rayon pour une sphère, épaisseur pour une plaque);

$\gamma$  : coefficient dépendant de la forme du matériau ( $6/\pi^2$  sphère,  $8/\pi^2$  plaque, etc.) [Srikiatden 2007].

Cette équation repose sur la connaissance du coefficient de diffusion de l'eau, qui est un paramètre très important dans la modélisation des cinétiques et l'analyse des systèmes de séchage, peut être déterminée à partir des données expérimentales par deux méthodes :

La méthode de demi-montée se base sur le fait que lorsque le processus de séchage est suffisamment avancé ( $XR < 0.6$ ), la série de l'équation (I.31) peut être simplifiée au premier terme :

$$XR = \gamma \exp\left(\frac{\pi^2 D_{eff} t}{4l^2}\right) \quad (I.32)$$

En notant le temps pour lequel la teneur en eau change de moitié on obtient l'expression du coefficient de diffusion suivant :

$$D_{eff} = \frac{l^2}{t_{0.5}} \frac{\ln\left(\frac{16}{\pi^2}\right)}{\pi^2} \approx 0.049 \frac{l^2}{t_{0.5}} \quad (I.33)$$

La méthode de minimisation consiste à estimer le coefficient de diffusion pour chaque point de mesure par la minimisation des moindres carrés entre les évolutions théoriques et expérimentales de la teneur en humidité réduite ( $XR$ )

Si on prend en compte la résistance au transfert de masse externe, la solution analytique s'écrit [Reyes et al. 2004] :

$$XR = \sum_{n=0}^{\infty} \frac{2 \sin^2 \delta_n}{\delta_n (\delta_n + \sin \delta_n \cos \delta_n)} \exp\left(-\delta_n^2 \frac{D_{eff} t}{4l^2}\right) \quad (I.34)$$

$\delta_n$  est lié nombre de Biot massique par:

$$\delta_n \tan \delta_n = \frac{k_m l}{D_{eff} \rho_s} = Bi_m \tag{I.35}$$

Cette solution peut être résolue de la même manière que la précédente.

Jannot (2006) reporte que le modèle diffusif n'est pas adapté pour les produits à très fortes teneurs en eau et qui subissent une contraction et une déformation très importantes au cours de leur séchage. Pour résoudre ce problème ils préconisent l'utilisation des modèles semi-empiriques. Cependant, Hassini et al. (2007) ont corrigés la méthode analytique, en introduisant simplement le retrait dans le modèle afin de déterminer le coefficient de diffusion de la pomme de terre.

#### I.4.4.2. Modèles semi-empiriques

Il y a eu un grand nombre d'études publiées au cours des trois dernières décennies sur le séchage des produits alimentaires et des matériaux biologiques. Dans ces travaux, les taux de séchage sont représentés à l'aide de modèles semi-empiriques de la forme :  $XR=fct(t)$ . Ces modèles ne sont pas extrapolables au-delà des limites expérimentales. Leur utilisation est limitée du fait que chaque modèle est spécifique à un produit précis ainsi qu'aux conditions de séchage qui lui est propre. Le Tableau I.4. regroupe les modèles les plus utilisés dans la littérature. Les coefficients  $k$ ,  $n$ ,  $a$ ,  $k_0$ ,  $k_1$ ,  $b$  et  $g$  sont des constantes obtenues par un ajustement de données expérimentales.

**Tableau I. 4. Modèles empiriques de cinétique de séchage [Akpinar et al. 2003]**

Modèles	Equations	
Newton	$XR = \exp(-kt)$	(I.36)
Page	$XR = \exp(-k t^n)$	(I.37)
Modifier Page I	$XR = \exp(-(k t^n))$	(I.38)
Modifier Page II	$XR = \exp((-k t^n))$	(I.39)
Enderson&Pabis	$XR= a \exp(-k t)$	(I.40)
Twoterm	$XR= a \exp(-k_0 t) + b \exp(-k_1 t)$	(I.41)
Tow-term exponentiel	$XR= a \exp(-k t) + (a-1) \exp(-k a t)$	(I.42)
Wang & Singh	$XR=1+a t+b t^2$	(I.43)
Approximation de la diffusion	$XR=a \exp(-k t) + (1-a) \exp(-k b t)$	(I.44)
Vern& al.	$XR=a \exp(-kt) + (1-a) \exp(-gt)$	(I.45)

Souvent, les équations ci-dessus peuvent décrire les tendances d'une façon satisfaisante. Les modèles Page (1949) semblent être ceux qui décrivent le mieux les pertes de masse en fonction du temps dans un environnement de séchage constant (température et humidité de l'air constantes). Donc, on pourrait utiliser le modèle de Page comme équation appropriée pour déterminer les taux de séchage à différentes étapes à des fins d'analyse, par exemple pour étudier l'effet de la température sur le coefficient de diffusion d'un produit [Srikiatden et Roberts 2006, Hassini et al. 2007, Falade et al. 2010].

L'inconvénient de ces modèles est que les coefficients qui y figurent, varient avec les conditions de séchage (Température, humidité et vitesse de l'air). Donc, il faut connaître les valeurs de ces coefficients sur une plage de conditions de séchage assez large, ce qui n'est pas évident.

#### I.4.4.3. Méthode des courbes caractéristiques de séchage (CCS)

Cette méthode est proche de celle préconisée par Van Meel (1958), son objectif consiste à normaliser les cinétiques de séchage dans un modèle mathématique à partir des expérimentations sans faire d'hypothèse préalable sur sa forme. Ainsi, il est possible de représenter les périodes de vitesse de séchage d'un produit donné obtenue dans différentes conditions de séchage par une seule courbe normalisée de la forme  $N^*=f(XR)$ . Cette notion de courbe caractéristique de séchage a été reprise par plusieurs auteurs [Belghit et al. 1999, Mihoubi 2004, Jannot et al. 2004, Timoumi et al. 2005, Baini et al. 2007, Torres et al. 2015] pour modéliser un assez grand nombre de produits.

Pour des produits présentant une période à vitesse constante, Van Meel (1958) a proposé l'équation suivante :

$$\text{En ordonnées : } \left(-\frac{dX}{dt}\right) \rightarrow N^* = \frac{-\left(\frac{dX}{dt}\right)}{-\left(\frac{dX}{dt}\right)_1} \quad (\text{I.46})$$

$$\text{En abscisses : } X \rightarrow XR = \frac{X - X_e}{X_{cr} - X_e} \quad (\text{I.47})$$

$X_{cr}$  et la teneur en eau critique ;  $X_e$  et la teneur en eau à l'équilibre, calculé à partir d'un isotherme désorption.

Dans le cas d'un produit sans période à flux constant (phase isenthalpe), le concept de Van Meel peut être modifié. Certains auteurs [Belghit et al. 1999, Mihoubi 2004, Timoumi et al. 2005] ont simplement utilisé la teneur initiale en eau  $X_0$ , la teneur en humidité à l'équilibre  $X_e$  et la vitesse de séchage initial  $-\left(\frac{dX}{dt}\right)_0$  comme suit :

$$\text{En ordonnées : } \left(-\frac{dX}{dt}\right) \rightarrow N^* = \frac{-\left(\frac{dX}{dt}\right)}{-\left(\frac{dX}{dt}\right)_0} \quad 0 \leq N^* \leq 1 \quad (\text{I.48})$$

$$\text{En abscisses : } X \rightarrow XR = \frac{X - X_e}{X_0 - X_e} \quad 0 \leq XR \leq 1 \quad (\text{I.49})$$

La courbe caractéristique de séchage (CCS) peut être décrite arbitrairement par différentes équations de la forme  $N^*=f(X)$ . Ces fonctions doivent vérifier les propriétés suivantes :

$$\begin{aligned} N^*(XR)=0 & \text{ pour } XR=0 \\ 0 < N^*(XR) < 1 & \text{ pour } 0 < XR < 1 \\ N^*(XR)=1 & \text{ pour } XR=1 \end{aligned}$$

Belghit et al. (1999) et Timoumi et al. (2005) ont choisis une équation polynomiale de la forme :

$$N^* = a + b XR + c XR^2 + d XR^3 + \dots \quad (I.50)$$

Cependant, Bainsi et al. (2007) et Torres et al. (2015) ont observés l'existence de deux phases de séchage significatives, La première phase était une diminution exponentielle et la seconde linéaire, décrites comme suit :

$$\text{Phase linéaire : } N^*(XR) = a XR + B \quad \text{pour } XR_1 \leq XR \leq XR_2 \quad (I.51)$$

$$\text{Phase exponentielle : } N^*(XR) = c \exp(dXR) \quad \text{pour } XR_2 \leq XR \leq 1 \quad (I.52)$$

Lorsque la période à flux constante existe, la valeur de la vitesse de séchage  $N$  peut être évaluée à partir de l'Eq. (I.25)

Tout fois, les modèles basés sur les transferts couplés de chaleur et de masse sont les modèles qui détaillent le plus finement les différents phénomènes mis en jeu au cours du séchage.

### I.5. Phénomène du retrait

Lors d'une opération de séchage, plusieurs comportements peuvent être distingués, certains matériaux se comportent comme :

**Matériaux rigide**, toute l'eau évacuée est remplacée par de l'air dans les pores (pas de déformation). Ces matériaux peuvent être du béton de chanvre, brique, argile à faible teneur en eau, etc. Au cours du séchage, les transferts d'humidité se font par capillarité et par diffusion.

**Matériaux fortement déformables**, ils reflètent un milieu poreux saturé (pas de porosité apparente). Les éléments constituant la matrice solide se resserrent sous l'influence des forces internes pendant le séchage. L'élimination de l'eau ne traduit que le retrait. Dans ce cas, la diffusion d'humidité au sein du matériau se fait uniquement en phase liquide et l'évaporation de l'eau ne prend lieu qu'en surface. Cette catégorie comprend les produits à base de polymère (gels, peinture, vernis), produits pharmaceutiques, etc.

**Matériaux à comportement intermédiaire**, la contraction de la matrice solide entraîne une apparition d'un réseau poreux, c'est-à-dire la quantité d'eau éliminée ne correspond pas à la diminution du volume, il y a alors création de cavités internes. Cela peut être à l'origine de déformation du réseau poreux. Cette catégorie comprend les produits agro-alimentaires, les argiles à forte teneur en eau, etc.



Les produits agro-alimentaires sont connus pour leur déformation volumique [Curcio et Aversa 2014]. La perte d'eau est traduite par un changement de volume exprimé en retrait apparent, définis comme suit [Hassini et al. 2007] :

$$\frac{V}{V_0} = \left( \frac{V_s}{V_0} + \frac{V_s}{V_0} \psi X \right) \quad (I.53)$$

Toutefois ce phénomène dépend également des conditions du séchage, dans la littérature, plusieurs études [Kaya et al. 2006, Oztop et Akpinar 2008, Lemus-Mondaca et al. 2013] négligent le retrait pour faciliter la résolution des équations de transfert de chaleur et de masse, cette hypothèse n'est plus valable pour les produits à forte déformation comme la pomme de terre, la tomate, la carotte, etc. Donc, le retrait volumique est exprimé par un coefficient, généralement défini comme étant la variation relative du volume de l'échantillon sur la variation de la teneur en eau [Rahman et Kumar 2006, Hassini et al. 2015], donné par l'équation :

$$\psi = \frac{V - V_s}{V_s X} \quad (I.54)$$

Kilpatrick 1955 a proposé une équation empirique pour les produits agro-alimentaires valable que pour les premiers stades du séchage. Tandis que Madiouli et al (2012) et Chandra et al. (2014) ont observés un retrait idéal, dont la diminution du volume du produit humide est le même volume du solvant extrait, exprimé comme suit :

$$\psi = \frac{\rho_b^0}{\rho_l} \quad (I.55)$$

D'autre part, si la réduction de volume est inférieure au volume d'eau évaporée, le séchage entraîne une augmentation de la porosité du produit. Korkida et Maroulis (1997) décrivent que la structure du produit sec est fortement dépendante de la nature du matériau et de la méthode de séchage, ils reportent aussi que le retrait est plus important à faible porosité et vis vers ça. En outre, selon Rahman et Perera (1999), la formation de pores et le retrait sont commandés par un certain nombre de mécanismes, tels que la tension superficielle et les forces capillaires. Alors que Oikonomopoulou et al. (2013) attribuent le progrès du phénomène de retrait à deux facteurs, internes (composition chimique, la structure initiale, la porosité, la quantité de composants volatils) et externes (température, pression, humidité relative, vitesse d'air, rayonnement électromagnétique, etc.) pendant le séchage. Wang et Breman (1995) ont obtenus un retrait plus important en séchant à faible température, alors que Rahman et Perera (1996) ont mesurés le retrait et la porosité pour prédire les propriétés diffusionnelles, dont elles ont un impact direct sur la qualité du produit déshydraté. Dans la littérature plusieurs équations empiriques ont été proposées pour décrire le phénomène de retrait, présentées dans le tableau suivant :

Tableau I. 5. Quelques modèles empiriques décrivant le retrait issu de la littérature

Équations		Références
$\frac{V}{V_0} = \frac{X + 0.8}{X_0 + 0.8}$	(I.56) avec $\frac{A}{A_0} = \left(\frac{V}{V_0}\right)^{2/3}$	Kilpatrick 1955
$\frac{V}{V_0} = \frac{\rho_{b0} \left[ \frac{(1 - X_{bh0})}{(1 - X_{bh})} \right]}$	(I.57) avec $X_{bh} = \frac{X}{X + 1}$	Rahman et Perera 1996
$\psi = (-0.003T_a + 0.922) \left( \frac{X}{X_0} \right) + (0.002T_a + 0.065)$	(I.58)	McMinn et Magee 1997
$\psi = \frac{0.966}{X_0 + 0.796}$	(I.59)	Khraisheh et al. 1997
$\frac{V}{V_0} = \frac{1}{(1 - \varepsilon)} \left[ 1 + \frac{\rho_0}{\rho_l} \frac{(X - X_0)}{(1 + X_0)} - \varepsilon_0 \right]$	(I.60)	Mayor et Sereno 2004
avec $\varepsilon_0 = \frac{V_a}{V_0}$ et $\varepsilon = \frac{V_a}{V}$		
$\frac{V}{V_0} = 0.1233 + 0.1522X$	(I.61)	Simal et Rossello 1994
$\frac{V}{V_0} = 1 - \frac{\rho_{b0}X_0}{\rho_l(1 + X_0)} + \frac{\rho_{b0}X}{\rho_l(1 + X_0)} + \varepsilon_0$	(I.62)	Mohanet Talukdar 2014

I.6. Produit modèle : la pomme de terre

I.6.1. Généralités

La pomme de terre est considérée comme le légume le plus consommé au monde. Selon l'Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture (FAO), la production mondiale totale de pommes de terre en 2014 s'élevait à plus de 381 millions de tonnes [FAOSTA 2017], dont l'Algérie prend une part de 17.7% en production en Afrique (Figure I.15) et 1.22 % dans le monde, sur un étendu d'environ 156 milles Hectares, représentant respectivement un apport de surface de cultivassions cultures de 8.08% et 0.82% à l'échelle africaine et mondiale. De ce fait, L'Algérie représente un rendement moyen nettement supérieure à celui de l'Afrique et du monde (Tableau I.6).

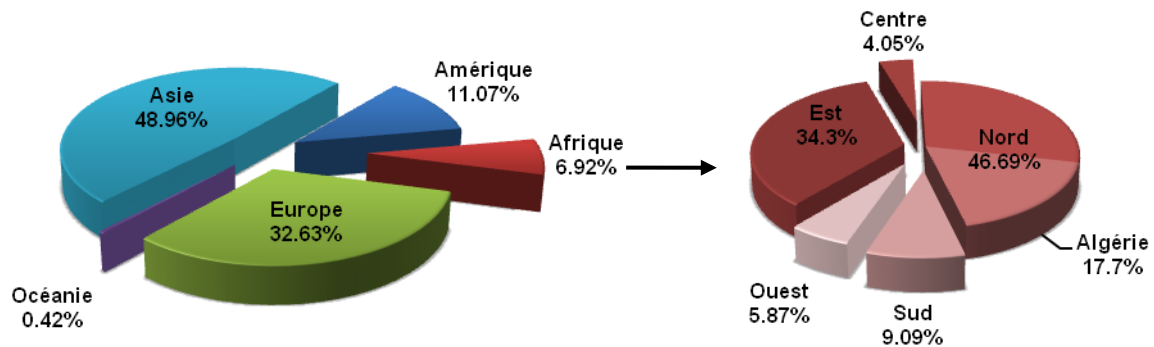


Figure I. 15. Production mondiale de la pomme de terre et la part de l'Algérie en 2014

**Tableau I. 6.** *Information sur la production de la pomme de terre en 2014 [FAOSTA 2017]*

	<b>Quantité (t)</b>	<b>Superficie (Ha)</b>	<b>Rendement (t/ha)</b>
<b>Monde</b>	381682144	19098328	199.85
<b>Afrique</b>	26391538	1933185	136.52
<b>Afrique du nord</b>	12321009	454217	271.26
<b>Algérie</b>	4673516	156176	299.25

Les deux tiers de pomme de terre récoltés dans le monde sont destinés à la consommation directe par les populations en tant que nourriture, Alors que l'autre tiers est utilisé dans les industries de transformation aux multiples débouchés (secteurs agro-alimentaire, cosmétique, pharmaceutique, etc.). A l'échelle industrielle, la pomme de terre séchée est utilisée pour la fabrication de la farine blanche (sans gluten), amidon, chips, soupe etc. [Po et al. 2011]. Notamment, elle peut entrer dans la composition de certains médicaments, rouge à lèvres, papier, gel-feu, etc.

Dans certains pays comme le Pérou ou la Chine ont fait sécher la pomme de terre pour la consommer pendant la période hivernale.

La pomme de terre est un aliment à forte teneur en eau initiale (entre 63-87%). Les glucides constituent la partie la plus importante de la matière sèche, ils sont composés d'environ 70% d'amidon et représentent la quasi-totalité de la valeur énergétique de ce produit. Sa composition chimique dépend de la variété du tubercule et du sol (résumé dans le Tableau I.7).

**Tableau I. 7.** *Différentes Compositions chimiques du tubercule de pomme de terre*

<b>Teneur en g/kg de matière fraîche</b>	<b>Srikiatden et Roberts 2008</b>	<b>USDA 2003</b>	<b>Grison 1983</b>	<b>Ecart</b>
<b>Eau</b>	843	785.8	775	632-869
<b>Matière sèche</b>	157	226.4	225	131-368
Dont				
Protéine	15.7	21.4	20	7-45
Glucides	122.9	167.7	194	132-305
Fibre	9.5	13		
Graisse	0.6	0.8	1	0.2-9.6
Cendres	8.3	11.3	10	4-19

## **I.6.2. Propriétés thermo-physique**

### **I.6.2.1. La conductivité thermique**

Afin de prédire la conductivité thermique des denrées alimentaires, Sweat (1974) propose une loi de mélange entre la conductivité du produit sec et celle de l'eau. Alors que Wang et Brennan (1992) rapporte une corrélation empirique pour la pomme de terre en fonction de la teneur en eau avec des constantes dépendantes de la température de l'air, Tandis que Choi et Okos (2003) ont proposés une

équation en fonction de fraction des constituant chimique du produit. Les trois équations concernant la conductivité thermique sont reportées dans le Tableau I.8.

**Tableau I. 8.** Conductivité thermique issue de la littérature

Equations	Références
$\lambda = \frac{0.148+0.641X}{1+X}$	(I.63) Sweat (1974)
$\lambda = a + b \log(X)$	(I.64) Wang et Brennan (1992)
$\lambda = w_w \lambda_w + w_p \lambda_p + w_f \lambda_f + w_c \lambda_c + w_{fi} \lambda_{fi} + w_a \lambda_a$	(I.65) Choi et Okos (2003)

### I.6.2.2. La chaleur spécifique

Mihoubi et al. (2009) présentent la capacité thermique comme une loi de mélange entre le produit sec et l'eau, alors que Wang et Brennan (1993) et Aprajeeta et al (2015) l'exprime en fonction de la teneur, Les équations issues de la littérature sont reportées Tableau I.9.

**Tableau I. 9.** Equations de la chaleur spécifique issues de la littérature

Equations	Références
$c_p = 4.184 \times 10^3 (0.406 + 0.00146 T_a + 0.203 X - 0.0249 X^2)$	(I.66) Wang et Brennan 1993
$c_p = \frac{c_{ps} + X c_{pw}}{1+X}$	(I.67) Loi du mélange
$c_p = 837 + 3349 X_{bh}$	(I.68)
$X_{bh} = \frac{X}{X+1}$	Aprajeeta et al 2015

### I.6.2.3. Masse volumique

Les études de séchage de la pomme de terre mentionnent souvent un fort retrait volumique. Ainsi, plusieurs modèles empiriques ont été mis au point pour prédire la masse volumique apparente, fournis dans le Tableau I.10.

**Tableau I. 10.** Quelques modèles empiriques de la masse volumique apparente issus de littérature

Equations	Références
$\rho_b = \frac{m}{V} = \frac{\rho_b^0(1+X)}{\left(1 + \frac{\rho_b^0}{\rho_w} X\right)}$	(I.69) Leiva Díaz et al. 2009
$\rho_p = \frac{1+X}{\frac{1}{\rho_s^0} + \frac{X}{\rho_w}}$	(I.70) Guine et al. 2006

$$\rho_b = \frac{1 + X}{\frac{1}{\rho_b^0} + \psi \frac{X}{\rho_b^0}} \quad (\text{I.71})$$

$\psi$  coefficient du retrait

$$\rho_b = (1 - \varepsilon_p)(1 - \varepsilon_b)\rho_s^0 = (1 - \varepsilon)\rho_s^0 \quad (\text{I.72})$$

$\varepsilon_p$ ,  $\varepsilon_b$  porosité apparente d'une particule et d'un ensemble de particule Schubert 1987

respectivement (cas de poudre)

$$\rho_b = [A + B \exp(C X^2)] \quad (\text{I.73})$$

A, B, C: constantes dépendantes de la température de l'air

Wang et Brennan 1995

### I.6.3. Coefficient de diffusion

La littérature fournit plusieurs approches théoriques du coefficient de diffusion pour la pomme de terre, estimé à partir de la solution analytique de la seconde loi de Fick, et exprimé souvent par une dépendance en exponentiel contenant plusieurs inconnus sous forme de type Arrhenius (résumé dans le Tableau I.11)

**Tableau I. 11.** Quelques équations de la diffusion issus de la littérature

Equations	Références
$D_{eff} = 1.29 \times 10^{-6} \exp\left(-\frac{0.0725}{X}\right) \exp\left(-\frac{2044}{T + 273.15}\right)$	(I.74) Ateeque et al. 2014
$D_{eff} = 7.18 \times 10^{-5} \exp\left(-\frac{31580}{RT}\right) \exp((-0.0025T + 1.22) X)$	(I.75) Hassini et al. 2007
$D_{eff} = 1.0418 \times 10^{-5} \exp\left(-\frac{25.77}{RT}\right)$	(I.76) Srikiatden et Roberts 2006

Aprajeta et al. (2015) proposent un coefficient de diffusion ne dépendant que de la tortuosité des pores :

$$D_{eff} = 3.5 \times 10^{-9} \varepsilon \tau \quad (\text{I.77})$$

Alors que, Afzal et Abe (1998) proposent une expression du coefficient de diffusion en fonction de la température interne 'T', de l'épaisseur 'e<sub>p</sub>' et de la teneur en eau 'X' de la pomme de terre :

$$D_{eff} = 2.57 \times 10^{-11} T + 7.96 \times 10^{-11} e_p - 2.11 \times 10^{-10} X - 7.015 \times 10^{-11} \quad (\text{I.78})$$

Tandis que Akpinar et al. (2003) ont élargis leur étude à deux lits minces de pomme de terre superposés. Ils proposent ainsi une expression exponentielle du coefficient de diffusion pour chacun en fonction de la température interne du produit 'T', de la surface des échantillons 'A' et de la vitesse de l'air 'V<sub>a</sub>'.

Pour la première claie :

$$D_{eff}=14754.352139 \times 10^{-9} (A^{0.495869})(V_a^{0.414549}) \exp\left(\frac{-1883.364}{T+273.15}\right) \quad (I.79)$$

Pour la deuxième claie :

$$D_{eff}=12740.53 \times 10^{-9} (A^{0.504924})(V_a^{0.320911}) \exp\left(\frac{-1823.127}{T+273.15}\right) \quad (I.80)$$

#### I.6.4. Activité et chaleur isostérique

Dans le cas de la pomme de terre le modèle de GAB et Oswin donnent des bons résultats pour des activités entre 0.1-0.9 [Wang et Brennan 1991, Kiranoudis et al. 1993, McLaughlin et al. 1998, Al-Muhtaseb et al. 2002]. La proposition formelle de Van Den Berg (1981) d'utiliser le modèle de GAB pour les aliments [Al-muhtaseb et al. 2002] la rendue presque universellement utilisé par les laboratoires du monde entier, considéré comme le modèle le plus polyvalent [Iglesias et al. 1995, Mihoubi et al. 2009], L'équation de GAB est écrite sous la forme suivante :

$$X_e = \frac{C K X_{mc} a_w}{(1 - K a_w)(1 - K a_w + C K a_w)} \quad (I.81)$$

Les coefficients  $X_{mc}$ ,  $K$  et  $C$  s'expriment souvent par la loi d'Arrhenius [Kiranoudis et al. 1993, Madamba et al. 1996, Al-Muhtaseb et al. 2002, Yang et al. 2015] de la forme :

$$a = a_0 \exp\left(\frac{\Delta H_a}{RT}\right) \quad (I.82)$$

Notons que McLaughlin et al. (1998) proposent une dépendance en exponentielle pour les coefficients  $X_{mc}$ ,  $K$  et  $C$ , exprimée par la forme suivante :

$$a = a_0 \exp(a_1 T) \quad (I.83)$$

La chaleur isostérique nette de sorption peut être utilisée pour estimer les besoins énergétiques du séchage et fournir des informations sur l'état de l'eau dans les produits alimentaires. Sachant que lorsque la chaleur isostérique nette de sorption atteint la chaleur latente de vaporisation de l'eau, l'humidité dans le produit ne subsiste que sous forme d'eau liée [Kiranoudis et al. 1993]. Il existe deux méthodes principales pour déterminer la chaleur isostérique de sorption des produits alimentaires : la mesure calorimétrique directe et l'équation de Clausius-Clapeyron. La première technique fournit un plus haut degré de précision, mais la méthode nécessite une mesure de petites quantités de chaleur. Pour cette raison, le simple calcul de la chaleur isostérique à partir des données de sorption est plus courant [Kiranoudis al. 1993, Mulet et al. 1999, Chen 2006].

La chaleur isostérique de désorption d'eau ( $q_{st}$ ) est définie comme la chaleur totale de vaporisation d'une molécule d'eau moins la chaleur latente de la vapeur d'eau, elle peut être déterminée à partir du dérivé de l'équation de Clausius-Clapeyron [Wang et Brennan 1991, Kiranoudis et al. 1993, McLaughlin et al. 1998] :

$$\ln a_w = -\left(\frac{q_{st}}{R}\right)\left(\frac{1}{T}\right) + c.st \quad (I.84)$$

Selon Tsami et al. (1990) la chaleur isostérique nette diminue considérablement lorsque le taux d'humidité en équilibre augmente, alors une relation exponentielle empirique entre la chaleur isostérique de sorption nette et la teneur en humidité a été proposée :

$$q_{st} = q_0 \exp\left(\frac{-X_e}{X_{ca}}\right) \quad (I.85)$$

$q_0$ : est la chaleur isostérique nette de sorption de la première molécule d'eau dans le produit = 74.6 KJ.mol<sup>-1</sup> dans le cas de la pomme de terre [Kiranoudis et al. 1993].

$X_{ca}$ : est la teneur en humidité caractéristique du produit = 0.081 Kg.e.Kg<sup>-1</sup><sub>ms</sub> pour la pomme de terre [Kiranoudis et al. 1993].

## I.7. Dimensionnement des séchoirs à pompe à chaleur (PAC)

### I.7.1. Contexte des séchoirs à PAC

Le séchage est considéré comme une étape à grande consommation énergétique, jusqu'à 70% pour l'industrie du bois et 50 % pour le textile [Minea 2013b], alors que l'industrie alimentaire consomme environ 15% [Perussello et al. 2014]. Outre la hausse des coûts de l'énergie, la législation sur la pollution et les technologies durables ainsi que le respect de l'environnement ont créé une demande accrue pour des procédés de séchage économes en énergie dans l'industrie alimentaire [Rahman 2007]. De ce fait, une étude faite par IEA (1995) a montré un potentiel énorme et des opportunités considérables pour les pompes à chaleur dans les applications industrielles pour récupérer la chaleur fatale, particulièrement dans le secteur agroalimentaire (Figure I.16). En prenant en compte les coûts des énergies et les contraintes environnementales, il apparaît que le temps de retour sur investissement des PAC se réduit considérablement, devenant un élément de compétitivité des industriels.

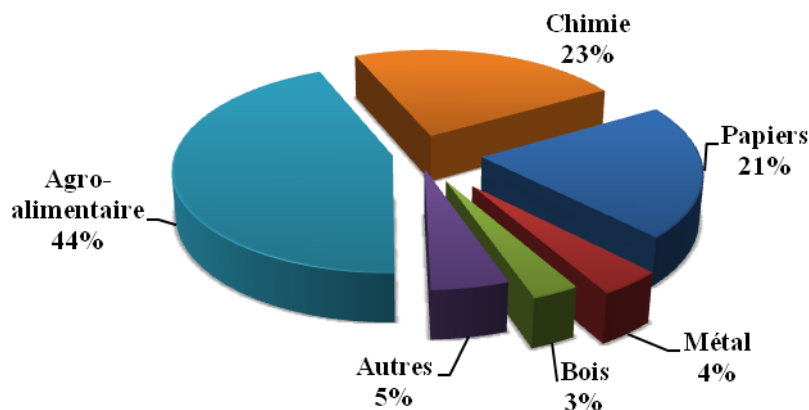


Figure I. 16. Répartition des PAC industrielles installées par secteur [Assaf 2010]

Le système de séchage par pompe à chaleur est une combinaison de deux sous-systèmes : une pompe à chaleur et une chambre de séchage. La pompe à chaleur fonctionne selon un cycle de climatisation de base, impliquant quatre composants principaux : l'évaporateur, le compresseur, le condenseur et le détendeur. Le fluide de travail (réfrigérant) à basse pression est vaporisé dans l'évaporateur par la chaleur extraite de l'air récupéré à la sortie du séchoir ( $Q_{ev}$ ). Le compresseur élève l'enthalpie du réfrigérant et le décharge sous forme de vapeur surchauffée à haute pression. La chaleur ( $Q_{cd}$ ) est retirée du réfrigérant et transférée à l'air de séchage au niveau du condenseur. Ensuite le réfrigérant est détendu à l'aide d'une vanne de détente et entre dans l'évaporateur pour terminer le cycle. Dans le cas de séchage, l'énergie retirée au condenseur traduit la consommation d'énergie du processus.

### I.7.2. Modèles de PAC dans le domaine du séchage issu de la littérature

Les pompes à chaleur correctement conçues peuvent être installées dans presque tous les séchoirs conventionnels qui utilisent la convection comme mode principal d'apport de chaleur [Minea 2013a, 2013b]. De plus, la stratégie de contrôle et la conception des séchoirs avec pompe à chaleur peuvent être modifiées (Figure I.17) pour obtenir des conditions de séchage optimales pour une large gamme de matériaux.

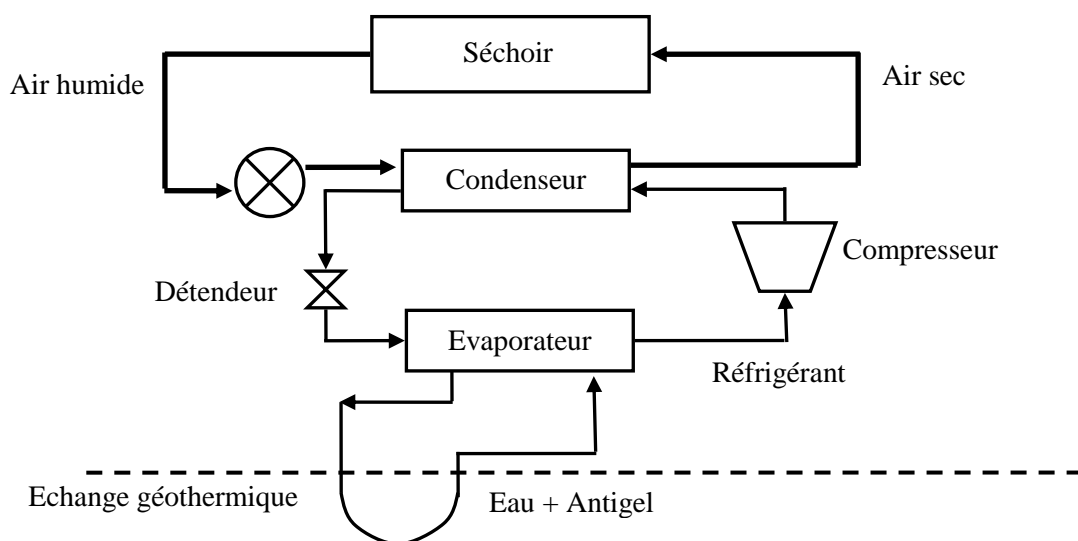


Figure I. 17. Séchoir à pompe à chaleur géothermique [Goh et al. 2011]

De nombreuses études expérimentales et numériques ont été menées par des chercheurs sur les systèmes de séchage par pompe à chaleur (PAC) pour l'efficacité énergétique et optimiser la conception du système et des composants. Teeboonma et al. (2003) ont présenté un modèle mathématique pour le séchage des fruits exotiques. Ainsi, ils ont identifié le débit et la température de l'air de séchage, le taux d'air recyclé et le taux d'air contourné à l'évaporateur comme les facteurs les plus importants pour l'optimisation d'un séchoir à PAC. Saensabai et al. (2003) ont étudié par



simulation numérique les performances de cinq configurations de sècheurs à PAC qui couvraient les systèmes entièrement ouverts, partiellement ouverts et complètement fermés avec un condenseur externe ou un refroidisseur externe. Ils ont indiqué que le meilleur mode de fonctionnement du sècheur à PAC dépend à la fois du taux de séchage et des conditions ambiantes. Krokida et al. (2004) ont présentés un modèle mathématique simple et facile à programmer pour concevoir avec précision un système d'économie d'énergie approprié pour récupérer l'énergie thermique évacuée en utilisant une combinaison d'un échangeur de chaleur et d'une pompe à chaleur. Soylemez (2006) a présenté une analyse d'optimisation thermo-économique par une formule algébrique simple pour estimer les conditions de fonctionnement optimales des sècheurs à PAC avec chauffage d'appoint. Sarkar et al. (2006a, 2006b) ont développé un modèle mathématique pour étudier l'effet des paramètres de fonctionnement clés (tels que le taux d'air de dérivation, le taux d'air de recirculation, l'efficacité du séchoir, les conditions ambiantes comme température et humidité relative) et le débit d'air massique) sur les performances d'une PAC à CO<sub>2</sub>. Hawlader et al. (2006) ont développés un modèle de simulation pour étudier les performances d'un sècheur à pompe à chaleur solaire et d'un chauffe-eau. Ils ont signalés un coefficient de performance de 7 pour une vitesse de compression égale à 1800 tr/min. Pal et al. (2008) ont présentés un modèle mathématique décrivant étape par étape les différents composants d'un séchoir à pompe à chaleur en boucle fermée de type discontinu fonctionnant dans des conditions de séchage constantes. En plus d'être énergétiquement efficace et respectueuse de l'environnement, la technologie de séchage par pompe à chaleur offre une grande flexibilité concernant le choix des conditions de séchage.

### I.7.3. Critères de performance des sècheurs à PAC

Dans la littérature l'efficacité énergétique de la pompe à chaleur est exprimée par le coefficient de performance ( $COP_{PAC}$ ) défini comme la chaleur totale fournie par le condenseur divisé par l'énergie consommée par la pompe à chaleur :

$$COP_{PAC} = \frac{Q_{cd}}{W_{PAC}} \quad (I.86)$$

Notons que l'énergie consommée par la PAC inclue la puissance électrique consommée, les pertes de chaleur dans les échangeurs et les pertes mécaniques et électriques dans le compresseur.

Le COP de l'ensemble du système de séchage peut être défini, comme le rapport de la chaleur totale apportée à l'air (chaleur du condenseur, éventuel chauffage) sur l'énergie consommé par le système (PAC, ventilateurs, pompes, éventuel chauffage) [Ceylan et Aktas 2008, Sevik et al. 2013] :

$$COP_{sys} = \frac{\sum Q_{sys}}{\sum W_{sys}} = \frac{Q_{cd}}{W_{PAC} + \sum W_V + \sum W_P + W_{Ch}} \quad (I.87)$$

D'autres indicateurs de performance énergétique existent dans le domaine de séchage, peuvent être caractérisés par le taux d'extraction d'humidité (Moisture Extraction Rate 'MER'), le taux d'extraction spécifique d'humidité (Specific Moisture Extraction Rate 'SMER') et le taux d'utilisation d'énergie (Energy Utilization Ratio 'EUR').

Le taux d'extraction d'humidité (MER) est défini comme le débit d'eau évaporée, cette performance dépend totalement de la cinétique de séchage, exprimée comme suit :

$$MER = \frac{\text{masse d'eau évaporée}}{\text{temps de séchage}} = \frac{m_e}{t} \quad (\text{I.88})$$

Le taux d'extraction spécifique d'humidité (SMER) est défini comme l'énergie totale nécessaire pour éliminer 1 kg d'eau. Cela dit, un SMER élevé traduit un faible coût d'exploitation [Minea 2013b]:

$$SMER = \frac{\text{masse d'eau évaporée}}{\text{énergie totale du système}} = \frac{m_e}{\sum W_{sys}} \quad (\text{I.89})$$

Pendant le processus de séchage, le taux d'utilisation d'énergie (EUR) de la chambre de séchage est calculée par la formule suivante [Ceylan et Aktas 2008, Sevik 2014] :

$$EUR = \frac{\text{chaleur nécessaire pour extraire l'humidité}}{\text{chaleur délivrée par le condenseur}} = \frac{Q_s}{Q_{cd}} \quad (\text{I.90})$$

## I.8. Conclusion

Ce chapitre a posé les bases des notions utiles lors de l'étude du séchage d'un produit poreux en général et de la pomme de terre en particulier, ainsi on a relaté les modèles de cinétique de séchage et les propriétés physico-thermiques de ce type de produit. A la fin, le besoin des pompes à chaleur dans le domaine de séchage a été exposé afin de rendre le procédé moins énergivore. Pour développer l'étude de cette chaîne énergétique, on fera appel à des expérimentations et des simulations numériques afin d'appréhender les phénomènes mis en jeu.

Pour la réalisation d'expérimentations performantes, il est nécessaire de bien comprendre l'ensemble des phénomènes physico-thermiques qui se produisent pendant l'opération de séchage. Dans cet objectif, le chapitre II sera consacré à ce fait.

---

**CHAPITRE II :**

**ETUDE EXPERIMENTALE DE LA**

**CINETIQUE DE SECHAGE DE LA**

**POMME DE TERRE**

---

Dans le but d'appréhender les différents phénomènes intervenant durant le processus de séchage, il est nécessaire de déterminer l'évolution des propriétés caractéristiques du produit séché. L'étude de ces propriétés se base habituellement sur des expériences. Ainsi, la caractérisation du comportement thermo-hydrique d'un produit au cours de séchage présente un aspect statique et dynamique qui consiste à déterminer la teneur en eau d'équilibre et les cinétiques de séchage respectivement.

Dans ce chapitre, tout d'abord quelques propriétés thermo-physiques ainsi que les isothermes de désorption sont déterminés expérimentalement afin d'être utilisés dans la simulation des transferts de chaleur de masse au sein du produit. Ensuite, un banc expérimental de séchage convectif est mis en place afin de comprendre au mieux les paramètres influents sur les cinétiques de séchage. Une approche globale de ces cinétiques permet d'estimer le coefficient de diffusion effectif du produit et de prédire une courbe caractéristique de séchage.

## II.1. Caractérisation du produit à sécher

### II.1.1. Propriétés thermo-physique

#### II.1.1.1. Masse volumique

La masse volumique est une grandeur physique qui caractérise la masse d'un matériau par unité de volume. Nous avons déterminé la masse volumique de la pomme de terre en tenant compte des définitions suivantes :

**Masse volumique apparente  $\rho_b$  (Bulk density)**, est le rapport entre la masse de l'échantillon ' $m_t$ ' et son volume apparent ' $V_t$ ' [Krokida et al. 2000, Tsami et Katsioti 2000], dont ce dernier a été déterminé avec la mesure directe des dimensions (longueur, largeur et épaisseur) de l'échantillon à différents intervalles de temps de séchage [Baik et al. 2001]. Les mesures ont été faites à l'aide d'un pied à coulisse numérique d'une précision de  $\pm 0.03$  mm (Figure II.1) à trois endroits différents pour chaque dimension [Wang et Brennan 1995b].

$$\rho_b = \frac{m_s + m_e}{V_s + V_e + V_a} = \frac{m_t}{V_t} \quad (\text{II.1})$$



Figure II. 1. Mesure directe des dimensions d'un échantillon de pomme de terre

**Masse volumique réelle  $\rho_p$  (Particle density)**, est le rapport entre la masse totale de l'échantillon ( $m_t$ ) et son volume total ( $V_t$ ) à l'exclusion des pores ouverts, occupés par l'air ( $V_a$ ) [Krokida et al. 2000, Tsami et Katsioti 2000, Mayor et Sereno 2004], elle peut être mesurée à l'aide d'un pycnomètre à hélium [Bahrani 2012].

$$\rho_p = \frac{m_t}{V_t - V_a} = \frac{m_s + m_e}{V_s + V_e} \quad (\text{II.2})$$

Dans cette étude, on fait appel à l'Eq. I.67 pour déterminer la masse volumique réelle.

**La masse volumique intrinsèque sèche  $\rho_s^0$  (Dry solids density) (masse volumique du solide)**, est exprimé par un rapport entre la masse de la matière solide ( $m_s$ ) et le volume occupé par cette dernière ( $V_s$ ) [Mayor et Sereno 2004]. La masse volumique du solide est déterminée via la méthode pycnométrique [Baik et al. 2001] en utilisant de l'éthanol comme liquide. Après avoir réduit en poudre des échantillons de produit sec, une partie est d'abord pesé dans l'air ( $m_p$ ) puis dans l'éthanol ( $m_t$ ) (Figure II.2). La masse volumique intrinsèque est alors obtenue par la relation suivante :

$$\rho_s^0 = \frac{m_s}{V_s} = \frac{m_p}{m_p - m_t} (\rho_l - \rho_a) + \rho_a \quad (\text{II.3})$$

Avec :  $m_p$ : masse de la poudre dans l'air

$m_t$ : masse de la poudre dans l'éthanol

$\rho_l$ : masse volumique de l'éthanol

$\rho_a$ : masse volumique de l'air

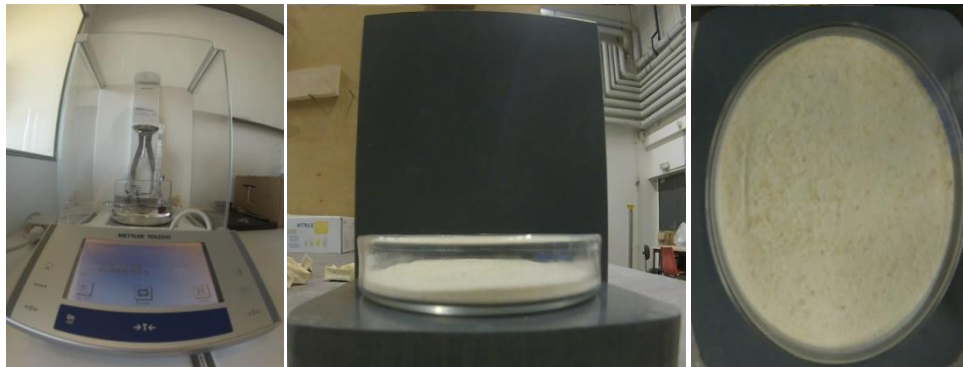


Figure II. 2. Dispositif expérimental pour mesure de la masse volumique intrinsèque sèche

Trois mesures ont été effectuées pour la poudre de pomme de terre prélevés sur plusieurs tranches sèches de la même variété "Ondine". La moyenne des valeurs est reportée dans le Tableau II.1.

Tableau II. 1. Masse volumique intrinsèque de la pomme de terre

Mesures	1	2	3
$\rho_s^0$ ( $\text{kg.m}^{-3}$ )	1396	1478	1448
$\rho_s^0$ moyen		1441	

La masse volumique apparent sèche  $\rho_b^0$  (*bulk density of dry solids*) ; C'est le rapport entre la masse de l'échantillon sec ( $m_s$ ) et le volume apparent sec ( $V_t$ ) [Guiné et al. 2006]. Elle peut être aussi calculée à partir de la masse volumique du solvant (eau)  $\rho_e$  et le facteur de retrait  $\psi$  dans le cas d'un retrait idéal :

$$\rho_b^0 = \frac{m_s}{V_t} = \psi \rho_e \quad (\text{II.4})$$

Le coefficient de retrait  $\psi$  qui apparait dans l'Eq. (II.4) est généralement défini comme idéal [Madiouli et al. 2012, Chandra et al. 2014] dans le cas de la pomme de terre. Afin de vérifier cette hypothèse, on a tracé la variation volumique d'un échantillon en fonction de la teneur en eau (Figure II.3) à partir des données expérimentales obtenues pour un séchage mené à une température de l'air de 52 °C, une vitesse de 0,7 m.s<sup>-1</sup> et une humidité relative de 8%. Pour chaque teneur en eau, les données expérimentales ont été ajustées pour le cas d'un retrait non idéal (Eq. (I.53)) et d'un retrait idéal (Eq. (II.4)).

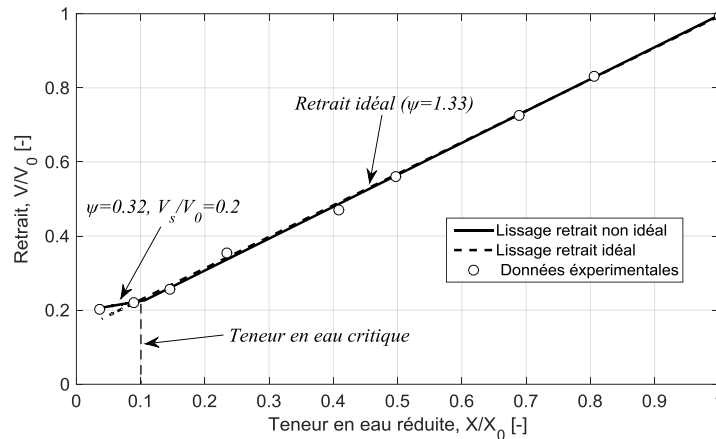


Figure II. 3. Retrait volumique de la pomme de terre en fonction de la teneur en eau réduite

Le tracé du retrait volumique n'est pas strictement linéaire sur toute la plage expérimentale, le petit redressement sur la courbe ( $\frac{X}{X_0} < 0.1$  où  $X=0.5 \text{ kg.e.kg}^{-1} \text{ ms}$ ) est dû à l'apparition des pores [Madiouli et al. 2012]. May et al. (2002), Wang et al. (1995) et Hassini et al. (2015) ont également trouvés des résultats similaires pour leurs études sur le rétrécissement volumique de la pomme de terre. Cependant, on peut prendre le coefficient du retrait  $\psi=1.33$  pour des teneurs en eau  $X>0.5 \text{ kg.e.kg}^{-1} \text{ ms}$ . Ainsi, la masse volumique apparente du produit sec est estimée à  $\rho_b^0=1338 \text{ kg.m}^{-3}$ .

L'évolution de la masse volumique apparente du produit est liée à la quantité du solvant présent dans le produit ainsi au retrait [Guiné et al. 2006, Leiva Díaz et al. 2009]. De plus, elle peut être aussi liée à la température de l'air [Wang et al. 1995]. Les équations données par Wang et al. (1995), Guiné et al. (2006) et Leiva Díaz et al. (2009) (Tableau I.10) décrivent bien les résultats expérimentaux comme le montrent la Figure II.4.

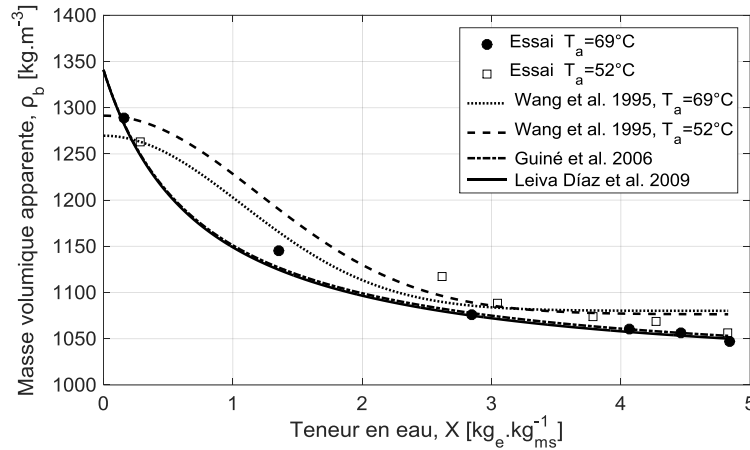


Figure II. 4. Masse volumique apparente en fonction de la teneur en eau

La porosité totale, apparente, de la pomme de terre pendant le séchage est calculée à partir de la masse volumique apparente ( $\rho_b$ ) et réelle ( $\rho_p$ ), en utilisant l'équation [Krokida et al. 2000, Guiné et al. 2006] :

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} \tag{II.5}$$

La porosité totale, apparente, augmente progressivement avec la diminution de la teneur en eau (voir figure II.5). Lorsque X atteint une valeur de 0.5  $\text{kg}_e \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{ms}}$ , on observe une augmentation significative de la porosité due à la rigidité de la structure des pores, c.-à-d. l'eau éliminé est remplacé par de l'air, qui représente le domaine funiculaire (l'eau existante dans le produit est liée aux parois des pores). Les valeurs de la porosité sont relativement faibles, entre 0.7 et 7 %, comparées au taux élevé d'élimination d'eau (environ 80%). Une tendance similaire a été observée par Setiady et al. (2009) et J. Aprajeeta et al. (2015). Cependant, Wang et Brennan (1995b) ont obtenus une porosité finale proche de 20%, ce qui présente une différence significative avec la présente étude où la porosité de l'échantillon atteint 7%, cela peut être attribué aux conditions de séchage (vitesse [Aprajeeta et al. 2015] et température [Chandra et al. 2014] de l'air). Ainsi, il est possible de conclure que le développement de la porosité est négligeable pour une teneur en eau  $X > 1.5 \text{ kg}_e \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{ms}}$ .

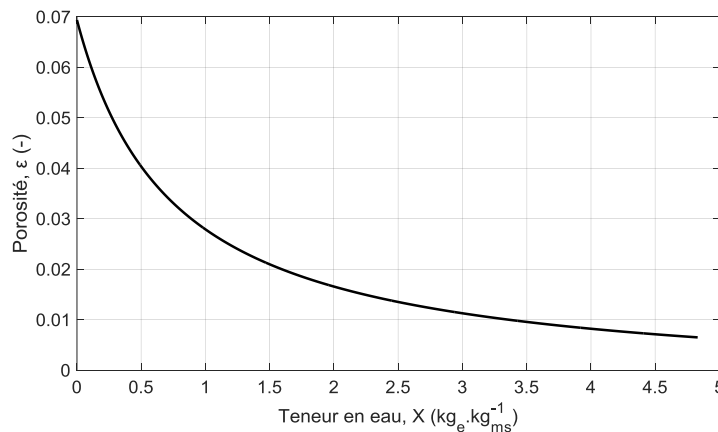


Figure II. 5. Evolution de la porosité en fonction de la teneur en eau

### II.1.1.2. Chaleur massique

La chaleur massique de la pomme de terre est mesurée à l'aide d'un microcalorimètre à balayage ( $\mu$ DSC 3, SETARAM) (Figure II.6). Les mesures calorimétriques ont été réalisées sur une plage de température de 0 - 40 °C pour un échantillon de pomme de terre humide et sec (séchage sous vide à 70°C). Chaque échantillon est soumis à deux cycles "montée et descente".



Figure II. 6. Microcalorimètre à balayage  $\mu$ DSC 3 (SETARAM)

La chaleur massique est déterminée par la différence de flux de chaleur entre la cellule vide et l'échantillon :

$$c_p = \frac{\left(\frac{dH}{dt}\right)_{\text{éch}} - \left(\frac{dH}{dt}\right)_{\text{cel.vide}}}{m \left(\frac{dT}{dt}\right)} \quad (\text{II.7})$$

avec:  $\left(\frac{dH}{dt}\right)_{\text{éch}}$  est le flux de chaleur mesuré pour la cellule et l'échantillon;  $\left(\frac{dH}{dt}\right)_{\text{cel.vide}}$  le flux de chaleur mesuré pour la cellule vide; m la masse de l'échantillon et  $\left(\frac{dT}{dt}\right)$  la vitesse de chauffe.

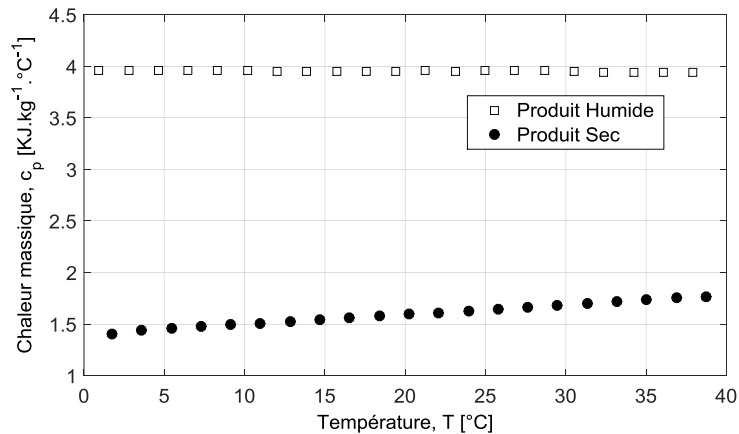


Figure II. 7. Valeurs des chaleurs massiques mesurées en fonction de la température



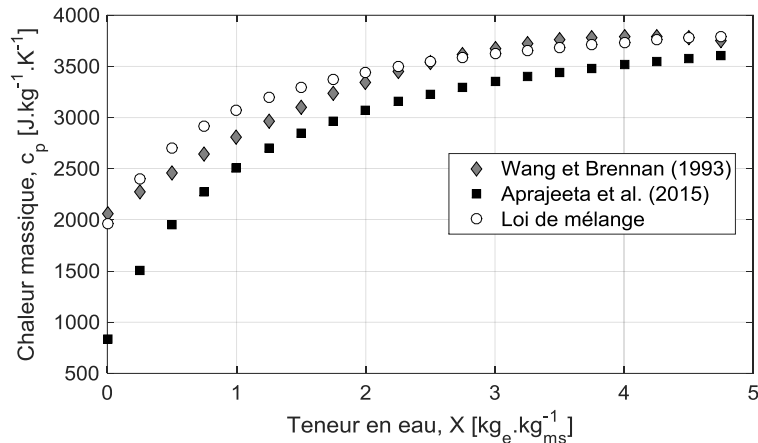
D'après la Figure II.7, l'évolution de la capacité calorifique du produit sec  $c_{p,s}$  peut être décrite sous la forme d'une fonction linéaire de la température, les valeurs  $c_{p,s}^0$  et  $b$  reportées dans le Tableau II.2 sont obtenues par lissage des point expérimentaux.

$$c_{p,s} = c_{p,s}^0 + bT \quad (II.8)$$

**Tableau II. 2.** Coefficients pour l'équation de la chaleur massique du produit sec

$c_{p,s}^0$	$b$	$R^2$
14.06.12	9.25	0.9984

Pour l'échantillon humide, on a obtenus des valeurs constantes beaucoup plus élevées, environ  $3950 \text{ J.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ , proches de celle de l'eau. L'évolution de la chaleur massique de la pomme de terre représentée par la Loi de mélange (Eq. (I.67)) est comparable à celle reportée par Wang et al. (1993) (Eq. (I.66)) (voir Figure II.8). Cependant, les valeurs tracées par l'équation reportée par Aprajeeta et al. (2015) (Eq. (I.68)) sont légèrement inférieures.



**Figure II. 8.** Chaleur massique de la pomme de terre en fonction de la teneur en eau

### II.1.1.3. Conductivité thermique

La conductivité thermique de la pomme de terre sec et humide a été obtenue par la technique du fil chaud [Wang et Brennan 1992], méthode de mesure dynamique. Le principe est le même décrit par Jury et al. 2007. On fait chauffer par effet Joule une sonde de diamètre 1.1 mm et de longueur 45 mm placée au cœur d'une tranche de pomme de terre fraîche (produit humide) ou au milieu d'un cylindre de poudre de pomme de terre compactée (produit sec). Ce chauffage engendre une augmentation de la température du produit. Les données temps-température et temps-puissance sont enregistrées en continu afin de déterminer la conductivité thermique par la relation suivante [Wang et Brennan 1992, Baik et al. 2001, Jury et al. 2007] :

$$\lambda = \frac{U I}{4\pi p_e L_c} \quad (II.9)$$

Avec,  $U$  : la tension aux bornes du fil chaud (V) ;  $I$  : l'intensité du courant (A) ;  $L_c$  : la longueur du fil chaud et  $p_e$  la pente de la partie linéaire de la courbe de température en fonction du logarithme du temps.

Plusieurs tests ont été effectués pour un domaine de température allant de 32 à 50 °C. Les résultats sont reportés dans le Tableau II.3.

**Tableau II. 3. Conductivité thermique de la pomme de terre humide et sec à trois températures**

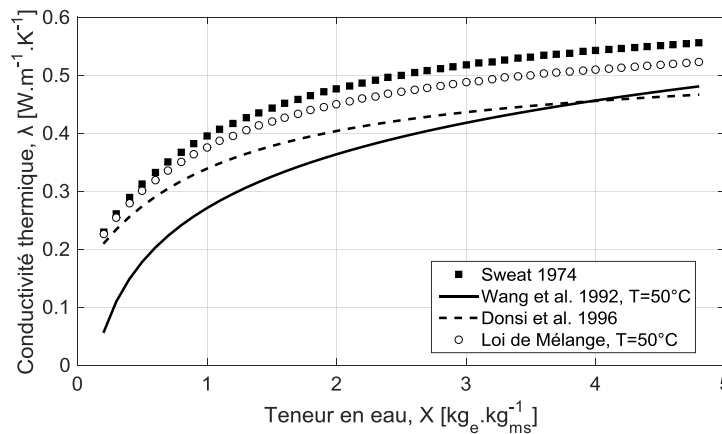
Température (°C)	Conductivité thermique ( $Wm^{-1}K^{-1}$ )	
	Produit Humide ( $\lambda_i$ )	Produit sec ( $\lambda_s$ )
32	0.537	0.138
40	0.518	0.146
50	0.522	0.151

La conductivité thermique de la pomme de terre à différentes teneurs en eau est représentée par la loi de mélange :

$$\lambda = \frac{\lambda_s + X\lambda_e}{1 + X} \tag{II.10}$$

Avec  $\lambda_s$  : la conductivité thermique du produit sec,  $\lambda_e$  : la conductivité thermique de l'eau.

Son évolution, tracée sur la Figure II.9, est comprise entre celle trouvée par Sweat (1974) et Donsi et al. (1996). Cependant, elle a la même allure que celles reportés dans la littérature [Sweat 1974, Wang et Brennan 1992, Donsi et al. 1996]



**Figure II. 9. Conductivité thermique en fonction de la teneur en eau**

### II.1.2. Isothermes de désorption

Les isothermes de désorption de la pomme de terre sont obtenues expérimentalement en plaçant les échantillons dans une enceinte climatique (Vötsch VCL 4006) (Figure II.10). Les mesures sont réalisées à température constante, alors que l'humidité relative de l'enceinte subit quant à elle une décroissance sur une plage d'hygrométrie de 90 à 5 %, l'équilibre hydrique est considéré comme atteint lorsque la différence entre deux pesées successives est  $\pm 0.01g$ . Les essais ont été réalisés pour trois

différentes températures (30, 50 et 70°C). Afin de vérifier la masse sèche, les échantillons sont introduits dans un four sous vides à une température de 80°C pendant 48 h.

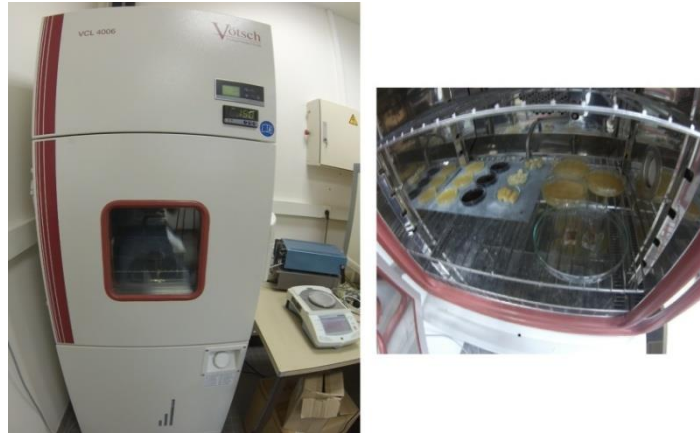


Figure II. 10. Dispositif expérimental pour la mesure de l'activité de l'eau

Comme le montre la Figure II.11, les isothermes de désorption obtenues suivent le profil caractéristique sigmoïde de type II [Brunauer et al. 1940] ce qui correspond à l'adsorption multicouche [Al-muhtaseb et al.2002], ce comportement est observé généralement pour les produits agroalimentaires. La teneur en humidité à l'équilibre augmente avec la diminution de la température. De plus, l'évolution de l'activité de l'eau diminue pour une faible teneur en humidité. Ceci est typique de la teneur en eau liée [Vaxelaire et Cézac 2004]. Dans ce cas ( $a_w < 1$ ), l'extraction de l'humidité nécessite une certaine énergie. Par conséquent, les particules d'humidité restantes ne peuvent pas participer facilement aux réactions de détérioration [Al-muhtaseb et al.2002]. La teneur en humidité critique dépend de la température de séchage qui se situe entre 0,2-0,45  $\text{kg}_e.\text{kg}_{ms}^{-1}$ . Alors que pour une activité  $a_w = 1$ , l'eau évaporée se trouve sous forme libre. Le modèle de GAB (Eq. (I.22)) permet une bonne représentation de l'activité, dont les coefficients du modèle  $C$ ,  $K$ , et  $X_{mc}$  ont une dépendance à la température décrite par la loi d'Arrhenius. Les paramètres de ces coefficients sont estimés par la méthode d'optimisation de dérivé libre (derivative-free method), résumés dans le Tableau II.4.

$$X_{mc} = X_{mc0} \exp\left[\frac{\Delta H_{X_{mc}}}{(R(T + 273.15))}\right] \quad (\text{II.11})$$

$$K = K_0 \exp\left[\frac{\Delta H_K}{(R(T + 273.15))}\right] \quad (\text{II.12})$$

$$C = C_0 \exp\left[\frac{\Delta H_C}{(R(T + 273.15))}\right] \quad (\text{II.13})$$

Pour évaluer la qualité du modèle, le coefficient de détermination ( $R^2$ ) est calculé par l'équation :

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (X_{\text{exp}} - X_{\text{pre}})^2}{\sum_{i=1}^n (X_{\text{exp}} - \bar{X}_{\text{exp}})^2} \quad (\text{II.14})$$

Tableau II. 4. Coefficients du modèle de G.A.B

$X_{mc0} (\times 10^2)$	$\Delta H_{X_{mc}} (\times 10^2)$	$K_0$	$\Delta H_K (KJ.mol^{-1})$	$C_0 (\times 10^5)$	$\Delta H_C (KJ.mol^{-1})$	$R^2$
9.56	-2.42	0.147	4.23	1.02	34.14	0.993

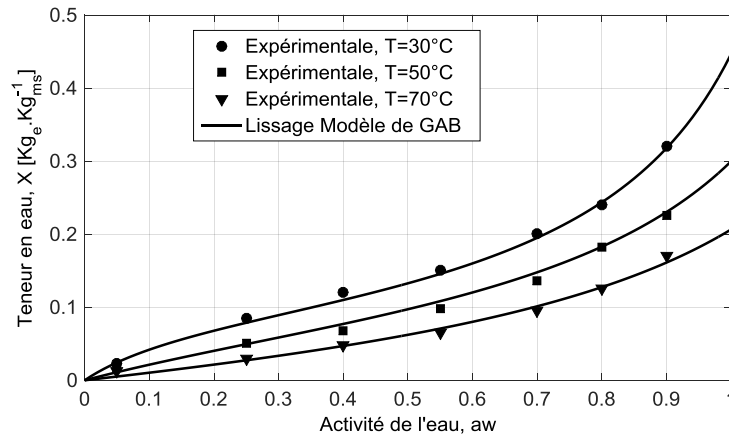


Figure II. 11. Comparaison entre l'activité de l'eau expérimentale et le Modèle de GAB

### Chaleur isostérique

La chaleur isostérique nette de sorption,  $Q_{st}$ , représente la force d'interaction entre une molécule d'eau et un site de sorption dans la pomme de terre. Cependant, pour vaporiser une molécule d'eau, on a besoin d'une chaleur égale à la somme de la chaleur latente ( $L_v$ ) et de la chaleur isostérique nette de sorption ( $Q_{st}$ ).

Dans cette étude, la chaleur isostérique nette de désorption de l'eau à chaque teneur en eau d'équilibre est obtenue à partir de la pente d'isostères de désorption expérimentales (Figure II.12), c'est à dire la courbe donnant  $\ln(a_w)=fct(1/T)$ , pour des teneurs en eau d'équilibre comprises entre 0.05-0.35  $kg_e.kg_{ms}^{-1}$ .

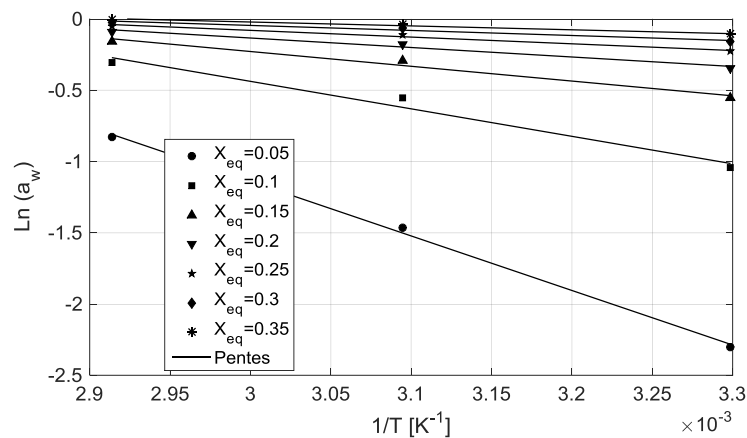


Figure II. 12. Isostères de désorption pour la pomme de terre

Pour chaque pente d'isostère, qui est égale à  $-\frac{Q_{st}}{R}$ , on peut déduire la chaleur isostérique correspondante et tracer la courbe  $Q_{st}=fct(X_{eq})$ . Les points expérimentaux, ainsi que le lissage cubique sont tracés sur la Figure 13. La courbe montre que la chaleur isostérique augmente avec la décroissance de la teneur en eau, car les principaux polymères sorbant l'eau, tels que l'amidon et la cellulose, dans la pomme de terre présentent des sites de liaison avec l'eau à divers degrés d'activité [McLaughlin et al. 1998]. Initialement, la désorption se produit dans les sites les moins actifs, nécessitant de faibles énergies interactives (négligeable devant la chaleur latente) en plus de la chaleur latente de vaporisation de l'eau pure. À mesure que la désorption se poursuit, la sorption se produit sur les sites actifs nécessitant des énergies interactives plus élevées. Les valeurs de  $Q_{st}$  augmentent fortement lorsque la teneur en eau est comprise entre 0.15 et 0.05 kg d'eau par kg de matière sèche, approchant  $34 \text{ kJ.mol}^{-1}$  à la teneur la plus faible ( $0.05 \text{ kg.e.kg}_{ms}^{-1}$ ). Ces valeurs sont comparables à celles rapportées par Kiranoudis et al. (1993) pour la pomme de terre.

Les points expérimentaux de la chaleur isostérique nette de désorption de l'eau de la pomme de terre sont lissés par une équation empirique de forme cubique :

$$Q_{st} = 55.56 - 5.12 \times 10^2 X_{eq} + 1.74 \times 10^3 X_{eq}^2 - 2.02 \times 10^3 X_{eq}^3 \quad (\text{II.15})$$

$$R^2=0.9987$$

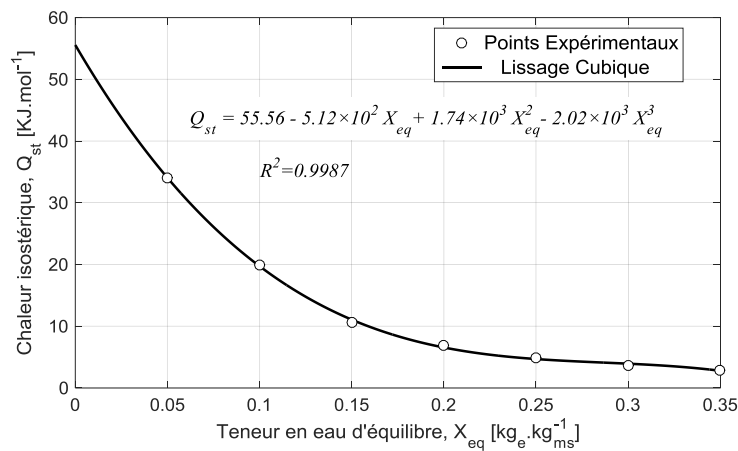


Figure II. 13. Chaleur isostérique de désorption de la pomme de terre

La relation exponentielle empirique de la chaleur isostérique nette de sorption (Eq.(I.82)), proposée par Tsami et al. (1990) est adaptée aux résultats. Les constantes  $q_0$  et  $X_{ca}$  résumées dans le Tableau II.5 sont obtenues par ajustement non linéaire des points expérimentaux.

Tableau II. 5. Coefficients estimés de l'Eq. (I.82)

$q_0$ ( $\text{kJ.mol}^{-1}$ )	$X_{ca}$ ( $\text{kg.e.kg}_{ms}^{-1}$ )	$R^2$
56.67	0.083	0.9947

## II.2. Banc de mesure des cinétiques de séchage

Afin d'étudier les cinétiques de séchage d'une tranche de pomme de terre, des expériences ont été effectuées à l'aide d'un pilote de séchage (Figure II.14) développé au sein de l'Institut de Recherche Dupuy de Lôme (IRDL) ex LIMATB de Lorient-France.

### II.2.1 Description du banc

Le pilote représente un séchoir conventionnel à air forcée, qui se compose essentiellement de trois parties :

- Une chambre de séchage, ayant une surface transparente pour visualiser l'expérience (voir figure II.15).
- Une centrale de traitement d'air (CTA) permettant le conditionnement d'air.
- Une centrale d'acquisition et de contrôle des conditions hydro-thermo-aéraulique (température, humidité et vitesse d'air) à l'entrée de la chambre.



Figure II. 14. Pilote de séchage

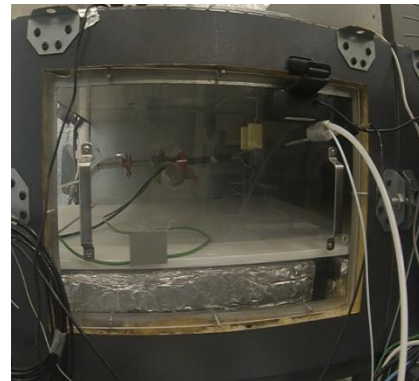


Figure II. 15. Chambre de séchage

### II.2.2. Préparation du produit et instrumentation

Pour les expérimentations, des pommes de terre fraîches de même variété "Ondine" ont été utilisées afin de maximiser la reproductibilité des mesures. Pour chaque expérience, on extrait trois tranches de forme parallélépipédique du cœur d'une pomme de terre brute afin d'avoir des teneurs en eau et des températures initiales homogènes, sachant que les échantillons ne subissent ni blanchiment [Bacelos et Almeida2011, Hassini et al. 2007, Markowski et al. 2009] ni autre prétraitement [Perussello et al. 2014].

Avant chaque expérience ; Les échantillons sont instrumentés, suspendus et espacés de 15 cm de manière à ce que toutes les surfaces soient exposées à l'air (voir Figure II.16).

**Echantillon 1** : est suspendue à une balance numérique d'une précision de  $\pm 0.01$ g, connectée à un ordinateur via un port série RS232 afin de mesurer la perte de masse en continu.

**Echantillon 2** : est implantée par deux thermocouples de type K d'une précision de  $\pm 0.1$  °C, l'un au centre géométrique ( $T_2$ ) et l'autre sur la surface gauche ( $T_1$ ) parallèle à l'écoulement du flux d'air. Un pyromètre optique, Optris CS, d'une précision de  $\pm 1$  °C mesure la température de la deuxième surface ( $T_3$ ). Ces capteurs thermiques sont connectés directement à la centrale d'acquisition Agilent 34980A. L'instrumentation de cet échantillon est utilisée pour étudier le profil de température.

**Echantillon 3** : Utilisé pour mesurer les changements structuraux (longueur, largeur et épaisseur) durant le séchage afin de déterminer le rétrécissement volumique du produit.

La température et l'humidité de l'air au niveau des échantillons sont mesurées à l'aide d'une sonde OEM Rotronic (Versatile HygroClip2), tandis que la vitesse de l'air est mesurée via un anémomètre (Lutron, AM 4204). Les capteurs de température, de vitesse et d'humidité d'air sont reliés à une centrale d'acquisition de données Agilent 34970A dotée d'une carte de vingt canaux, connectée à un ordinateur via un port RS232, qui effectue la conversion analogique-numérique des signaux. Toutes les mesures sont surveillées, contrôlées et enregistrées toutes les 5 secondes via un ordinateur (programme IN-Labview ©). Un appareil photo numérique de 3 Mega Pixel est placé sur la paroi transparente de la chambre afin de visualiser l'évolution surfacique des tranches toutes les 2 minutes.

La teneur en eau initiale,  $X_0$ , des échantillons est calculée par l'équation suivante :

$$X_0 = \frac{m_0 - m_s}{m_s} \quad (\text{II.16})$$

$m_0$  est la masse du produit initiale (kg);

$m_s$  représente la masse du produit sec (kg), cette dernière est obtenue en introduisant les échantillons dans un four sous vide à 70 °C. Puis, on fait des pesées toutes les 8 heures jusqu'à ce que la variation massique entre deux mesures devienne inférieure à  $10^{-2}$  g (équilibre massique).

La métrologie mise en place permet de suivre avec précision l'évolution au cours du séchage de la masse, des températures d'échantillon et des conditions thermo-aérauliques (température, vitesse et humidité d'air).

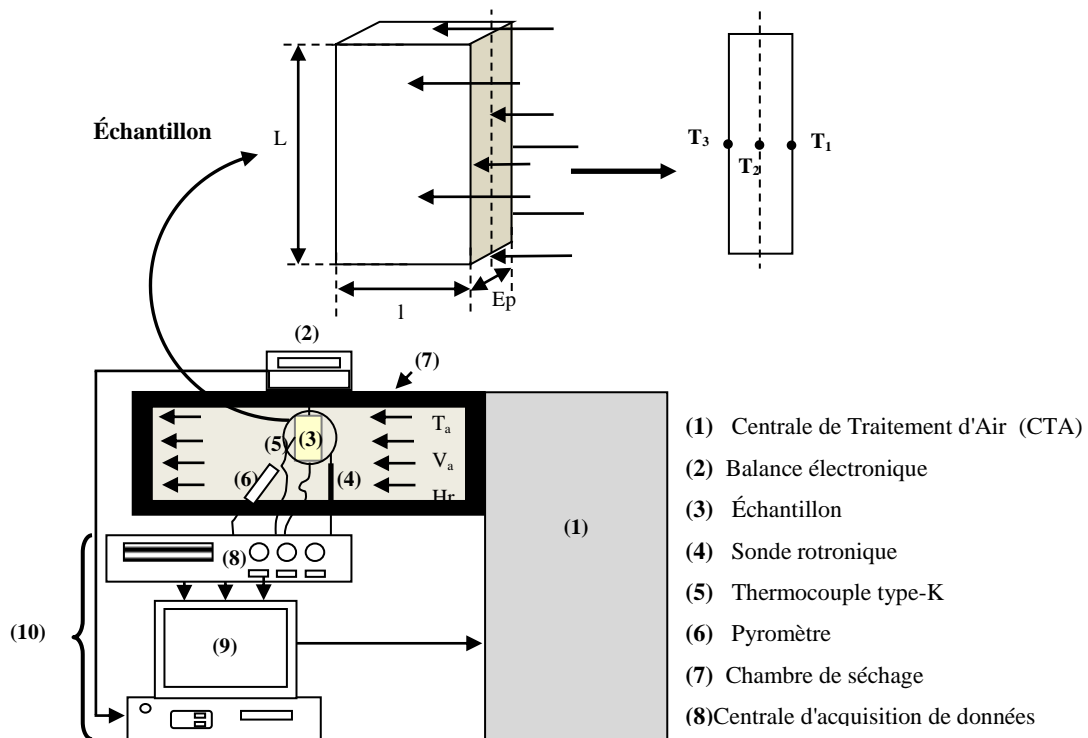


Figure II. 16. Schéma présentatif du banc expérimental

### II.3. Analyse de la cinétique de séchage

#### II.3.1. Protocole Expérimental

Le protocole d'essai adopté pour chaque expérience est le suivant :

Dans un premier temps, les conditions opératoires de l'air (température, humidité relative et vitesse d'air) dans la chambre de séchage sont imposées et la centrale d'acquisition est mise en fonctionnement. Ainsi, un ventilateur fait circuler de l'air qui passe à travers l'évaporateur de la CTA. Si nécessaire, cet air peut être mélangé avec de la vapeur surchauffée afin de l'humidifier. Lorsque l'état stationnaire est atteint, les conditions expérimentales stabilisées, les échantillons de pomme de terre sont coupés, instrumentés et placés à l'intérieur de la chambre (Figure 15). La perte de masse de l'échantillon 1 est suivie et enregistrée du début jusqu'à la fin de l'expérience c'est à dire jusqu'à atteindre l'équilibre massique. A la fin de chaque expérience les échantillons sont pesés et conservés dans une solution saline afin que le produit final ne subisse aucune adsorption.

Avant l'instrumentation, les échantillons sont posés et leurs dimensions (épaisseur, longueur et largeur) sont mesurées selon la méthode directe décrite dans le paragraphe I-1-1.



Plusieurs expériences ont été effectuées afin de caractériser et déterminer un comportement macroscopique de la cinétique de séchage. Un plan expérimental à plusieurs variables a été considéré en faisant varier la température, l'humidité relative et la vitesse de l'air. D'autres expériences ont été réalisées sur des échantillons avec différentes épaisseurs allant de 5 à 15 mm dans les mêmes conditions de séchage afin de vérifier l'influence de l'épaisseur sur la vitesse de séchage et la qualité du produit fini. Le Tableau II.6 donne les différentes conditions expérimentales effectuées.

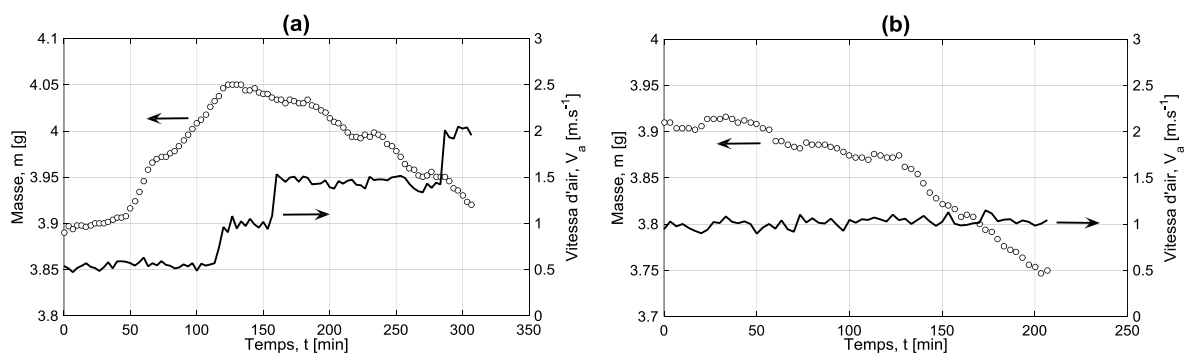
**Tableau II. 6.** Récapitulatif des conditions moyennes des différentes expériences

Numéro d'essai	Température de l'air $T_a$ (°C)	Vitesse de l'air $V_a$ (m/s)	Humidité relative de l'air $Hr$ (%)	Epaisseur $ep$ (mm)
1	52	0.7	8	10
2	69	0.7	8.2	10
3	52	1.5	7.6	10
4	52	0.7	14	10
5	51	1	7.7	5
6	51	1	7.6	10
7	51	1	8	15

### II.3.2. Essais préliminaires

Afin d'appréhender l'influence des conditions de séchage sur les mesures de la cinétique et l'efficacité du système de régulation, deux essais préliminaires ont été réalisés sur un produit anhydre (PVC) ayant les mêmes caractéristiques (forme et masse) qu'un échantillon de pomme de terre séché. Le premier essai est réalisé dans des conditions aérauliques variable, avec des vitesses d'air allant de 0.5 à 2 m.s<sup>-1</sup> et des températures d'air évoluant entre 21 et 50°C. Le deuxième essai est mené avec une température et une vitesse d'air constante en variant uniquement l'humidité relative de l'air.

La mesure expérimentale de la masse peut s'avérer délicate, surtout pour un échantillon suspendu qui pèse quelques grammes (3.9 g). Pour ce fait, les Figures II.17 tracent l'influence de la température et de la vitesse d'air sur mesure de la masse. Comme le montre les Figures II.17 (a, b, c et d), on observe pour les deux essais une certaine perturbation sur les pesées  $\pm 3.85\%$ . Cependant, une correction est nécessaire pour réduire le bruit de mesure. Pour cela, on recale les variations relatives avec une double pesée, masse initiale et masse finale réelle de l'échantillon.



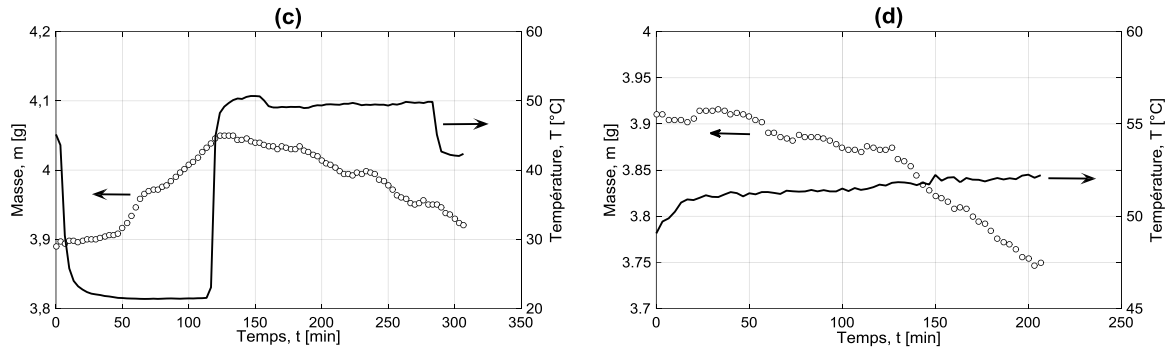


Figure II. 17. Influence des conditions aérauliques sur les pesées :

(a) vitesse variable, (b) vitesse constante, (c) température variable (d) température constante

Les températures d'air mesurées à l'entrée et à la sortie de la chambre pour les deux essais préliminaires sont présentées sur la Figure II.18. Après la phase transitoire de mise en régime on constate que les températures de l'air d'entrée et de sortie suivent la même évolution. Cependant, un écart de 5°C se produit pour une température d'entrée de 55°C (Figure II.18 (b)). Cet écart diminue avec cette dernière pour s'annuler au voisinage de la température ambiante (Figure II.18 (a)). Cela est dû aux pertes thermiques causé par les infiltrations d'air extérieur et les échanges thermiques avec la paroi vitrée. Pour surpasser ce problème, les conditions opératoires sont mesurées au niveau des échantillons.

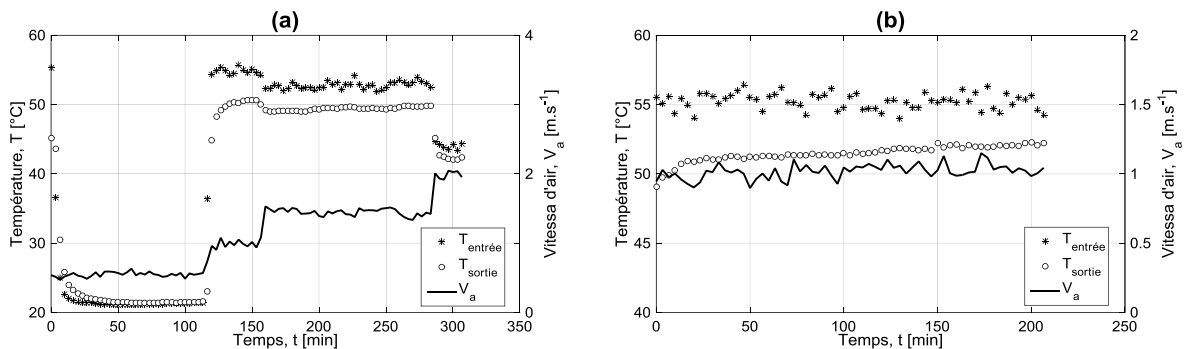


Figure II. 18. Evolution des températures de l'air, (a) conditions variables, (b) conditions stables

La Figure II.19 (a) met en avant l'influence de la température sur l'humidité relative de l'air. On constate que ces deux paramètres sont inversement liés c'est à dire l'humidité relative de l'air diminue avec l'augmentation de la température. Afin de les découpler, on fixe préalablement la température puis on fait varier progressivement l'humidité de l'air (Figure II.19 (b)).

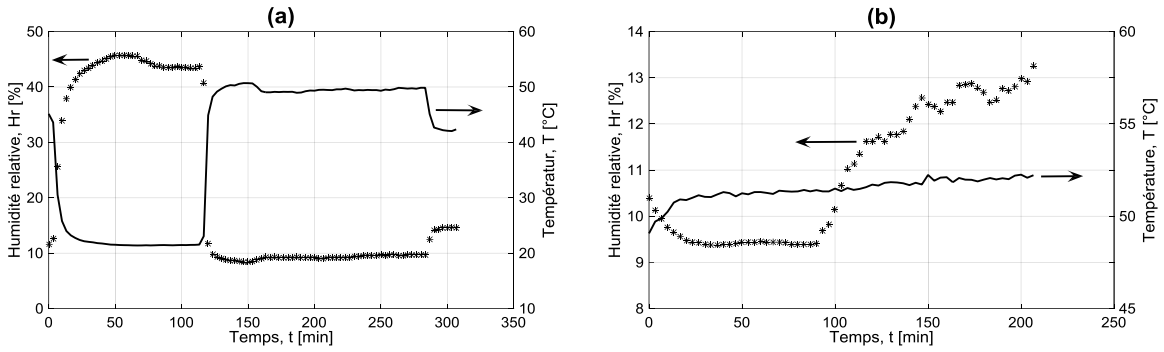


Figure II. 19. Evaluation du système de régulation : (a) variation de la température, (b) fixation de la température et variation d'humidité relative

### II.3.3. Descriptif d'un essai type

Il s'agit d'une étude réalisée dans les conditions opératoires de l'essai N°1. Pour ce test, on utilise un échantillon de pomme de terre ayant les dimensions initiales  $10 \times 30 \times 40 \text{ mm}^3$  et une masse de 13.69 g. La température initiale de l'échantillon est homogène et égale à  $17.46 \pm 0.17 \text{ }^\circ\text{C}$ . Le dispositif expérimental permet d'enregistrer la masse,  $m$ , au cours du temps,  $\text{min}$ . On obtient alors une courbe représentant la perte de masse en fonction du temps (Figure II.20). Pour réduire le bruit de pesé, signalé dans le paragraphe précédent, on fait appel à la formule suivante :

$$m_i = m_{i-1} - \left[ (M_{i-1} - M_i) \times \frac{m_0 - m_f}{M_0 - M_f} \right] \quad (\text{II.17})$$

$m_i$  est la masse corrigée de l'échantillon au temps  $i$ ;  $m_0$ , masse réelle initiale;  $m_f$ , masse réelle finale;  $M_i$ , masse mesurée dans le séchoir au temps  $i$ ;  $M_0$ , masse initiale mesurée dans la séchoir

$M_f$ , masse finale mesurée dans le séchoir

La Figure II.20 montre l'évolution de la perte de masse mesurée par la balance, positionnée au-dessus de la chambre de séchage (Figure II.16), et la perte de masse réelle obtenue par l'Eq. (II.17). Les deux courbes suivent la même évolution, un léger écart se produit à la fin du séchage dû aux conditions opératoires. Durant le séchage, le produit perd 10.88 g ce qui correspond environ à 79.4 % de sa masse initiale.

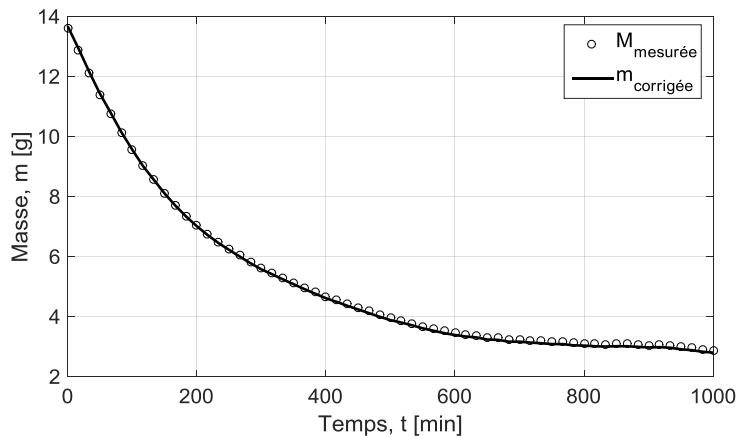


Figure II. 20. Perte de masse mesurée et corrigée en fonction du temps

Pour étudier la cinétique de séchage, la teneur en eau du produit sur base sèche  $X$  est retenue. Cette grandeur est calculée selon l'équation II.16 à partir des pesées continues et de la masse sèche. Cependant, le tracé de la teneur en eau (Figure II.21) montre qu'il faut pratiquement 17 heures pour atteindre la teneur en eau d'équilibre ( $X_{eq}$ ). Durant les premiers temps, on observe une chute considérable de la teneur en eau reflétant ainsi une évaporation à la surface du produit. A savoir que plus le temps passe et plus l'extraction de l'eau devienne plus difficile (domaine hygroscopique), ce qui explique le redressement de la courbe.

Sur la même figure est également reportée l'évolution des températures. On constate que la température d'air est maintenue constante aux environs de 52°C. Cet essai réalisé avec trois mesures de température ( $T_1$ ,  $T_2$  et  $T_3$ ) montre qu'on aboutit à de faibles gradients de température ( $\pm 1.5^\circ\text{C}$ ) au sein du produit. Cependant, l'évolution de ces températures est liée aux différentes périodes de séchage. Après une brusque période de préchauffage, on observe un palier de température, dans les environs de 29.5°C, nettement supérieure à la température humide de l'air ( $T_h=24^\circ\text{C}$ ), cela est dû à l'apparition de certaines zones sèches à la surface (*Wetted-surface model*) [Keey 1978] en plus des échanges par rayonnement de grandes longueurs d'ondes avec les parois du séchoir qui se superpose au transfert par convection [Zaknourne 2011]. Encore une fois, le ralentissement du flux de séchage s'opère, la température de l'échantillon augmente pour se stabiliser à un deuxième palier, dit palier à température pseudo-humide, dû à la transpiration par injection de masse dans une couche limite [Chiang et al. 1987]. A savoir que plus les zones humides en surface disparaissent et plus la température augmente, ce qui explique la légère pente. La déshumidification totale de la surface du produit provoque une montée en température atteignant celle de l'air chaud. La superposition des courbes de température de l'échantillon correspond au domaine hygroscopique, dans ce cas l'eau est liée aux parois des pores, appelée "eau liée" (condensation capillaire) [Vaxelaire et Cézac 2004].

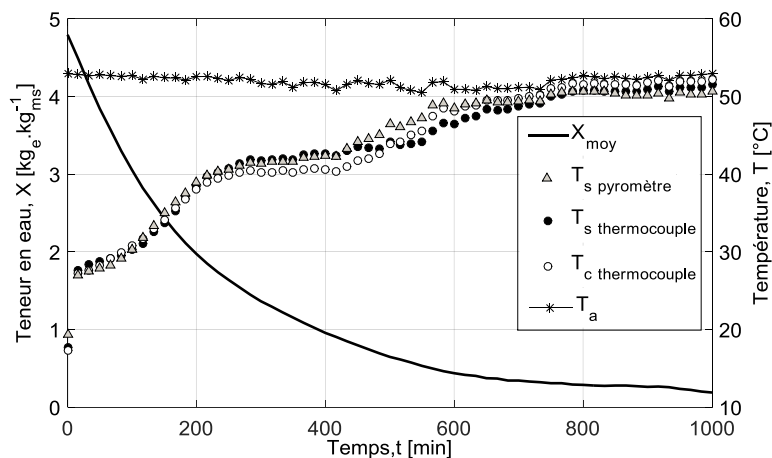


Figure II. 21. Cinétique de séchage de l'essai 1 ( $T_a=52^\circ\text{C}$ ,  $V_a=0.7\text{m.s}^{-1}$ ,  $H_r=8\%$ )

La connaissance de la vitesse de séchage est primordiale pour déterminer le flux masse évaporé. Pour obtenir ce tracé, il est nécessaire de passer par un traitement numérique sur la dérivée de la masse afin de surmonter le problème du bruit. En premier temps, on fait allonger le pas de temps lors de la dérivation (Figure II.22). Sachant que plus le pas de temps est long et plus le bruit est réduit. Cette méthode entraîne une perte d'une partie des données.

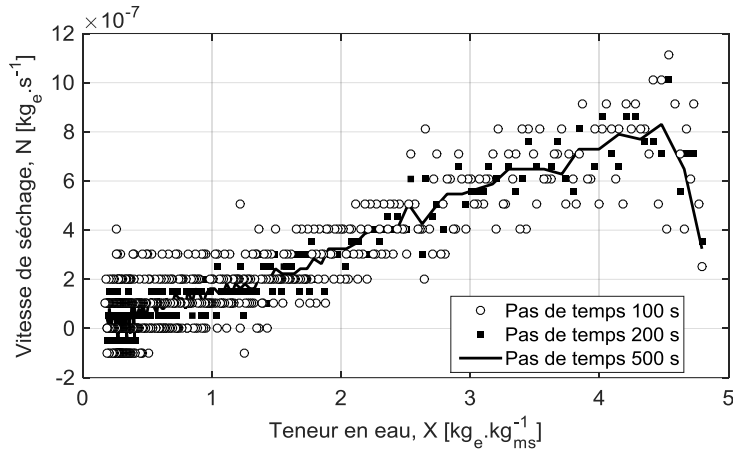


Figure II. 22. Influence du pas de temps sur la dérivation permettant d'obtenir la vitesse de séchage

Après avoir allongé le pas de temps à 500 s, un filtrage est effectué par un programme MATLAB® en utilisant la fonction "smooth(y)" (Figure II.23). Ce filtre à moyenne mobile (moving average) appartient à la catégorie des filtres dynamiques qui constituent une sous-classe des filtres linéaires [Oppenheim et al. 1989]. Le filtre testé dans ce travail respecte les conditions initiales et finales. Autres types de filtrage peuvent être utilisés, par exemple l'ajustement d'un polynôme par la méthode des moindres carrés sur plusieurs vitesses successives [Mihoubi 2004] ou l'utilisation d'un filtre à réponse impulsionnelle finie caractérisés par une fonction de transfert ayant la forme d'une fraction rationnelle [Oppenheim et al. 1989].

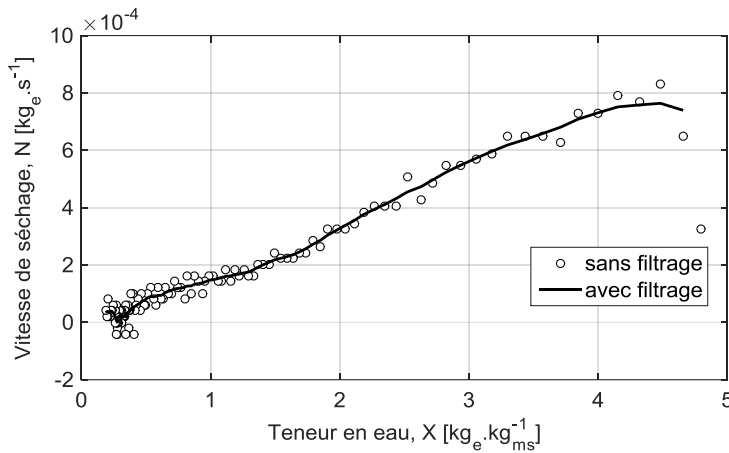


Figure II. 23. Vitesse de séchage avec et sans filtre

Afin de distinguer les différentes périodes de séchage, les courbes du taux de séchage et de température de surface sont reportées sur la Figure II.24. Après une courte période initiale de préchauffage, le taux de séchage atteint une valeur maximale de  $3.3 \times 10^{-4} \text{ kg}_e \cdot \text{kg}_{ms}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ , suivie de trois périodes de ralentissement correspondantes aux trois paliers de température. Des observations similaires ont été rapportées par Schultz et al. (2007) pour la pomme, Yadollahinia et al. (2009) et Ateeque et al.(2014) pour la pomme de terre. La période de taux de séchage constant n'est pas identifiée en raison du développement précoce des limitations intra-granulaires et de l'apparition des zones sèches à la surface (*Wetted-surface model*), c'est-à-dire que l'humidité à la surface n'est pas renouvelée assez rapidement dans certaines zones.

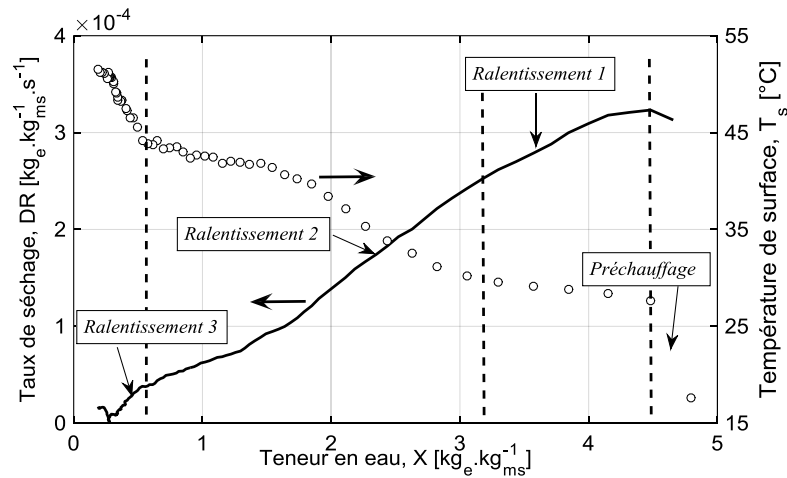


Figure II. 24. Taux de séchage et la température de surface en fonction de X (essai 1)

Une autre expérience, essai 1', est effectuée dans des conditions identiques à celles de l'essai 1 ( $T_a=52^\circ\text{C}$ ,  $V_a=0.7\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  et  $H_r=8\%$ ). La figure 25 témoigne de la bonne reproductibilité des mesures réalisées. Des essais de reproductibilité ont été effectués pour différentes conditions opératoires.

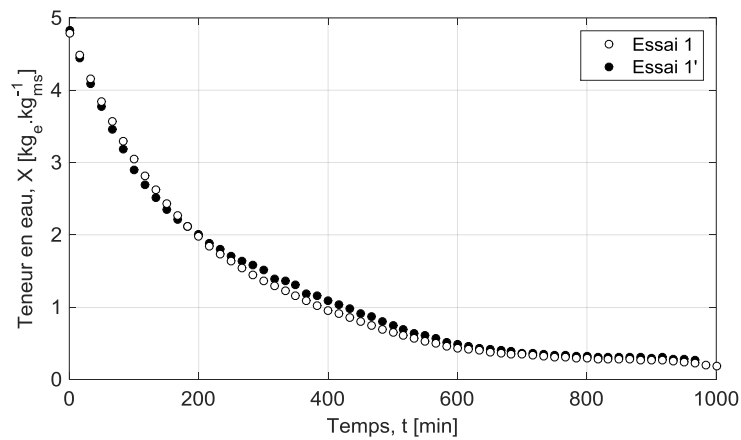


Figure II. 25. Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Essais de reproductibilité

### II.3.4. Confrontation des cinétiques

Dans cette partie, nous allons étudier quelques cinétiques de séchage obtenues à partir des expérimentations menées sur les tranches de pomme de terre, présentées dans le Tableau II.6. Sachant qu'on fait varier un paramètre à la fois pour chaque expérience, une sélection rigoureuse de ces cinétiques permet de mettre en évidence les paramètres influents. Dans un souci de clarté, les évolutions de la teneur en eau et de la température de surface sont comparées séparément.

#### II.3.4.1. Influence de la température d'air

L'influence de la température d'air sur la cinétique de séchage est mise en évidence par la confrontation des résultats obtenus pour l'essai 1 et 2 du Tableau II.6. La Figure II.26 montre que plus la température de l'air est élevée, plus le taux de séchage croît et donc la vitesse de séchage. En effet, le séchage à une température élevée permet de réduire la résistance interne à la migration d'humidité et d'augmenter le flux de chaleur apporté par l'air à l'échantillon. Alors, l'accroissement de la température du produit modifie non seulement l'activité de l'eau mais exerce aussi une influence sur le coefficient de diffusion de l'eau et dans une moindre mesure sur l'enthalpie de vaporisation. En ce qui concerne la température de surface, lors du premier palier elle s'éloigne de la température de bulbe humide et ce d'autant plus que la température d'air est importante dû principalement à l'étendue des zones sèches à la surface et au rayonnement de grande longueur d'onde. De plus, elle suit la même allure pour les deux essais avec un écart d'environ 12°C, pratiquement tout le long de séchage, qui atteint 17°C à l'équilibre.

On observe aussi sur la Figure II.27 que le temps de séchage est moins prononcé pour une température plus élevée. Ainsi, une augmentation de la température d'air de 17 °C permet de réduire le temps de séchage d'environ 50% ( $t_{eq} = 460$  min), en plus d'avoir une teneur en eau d'équilibre plus faible égal à 0,07  $\text{kg}_e \cdot \text{kg}_{ms}^{-1}$ .

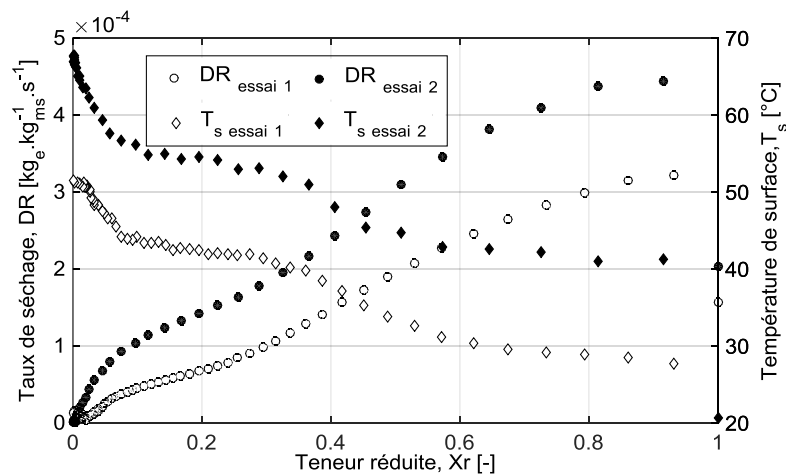


Figure II. 26. Influence de la température d'air sur la cinétique de séchage.

$$T_{a(essai1)}=52^{\circ}\text{C}; T_{a(essai2)}=69^{\circ}\text{C}$$

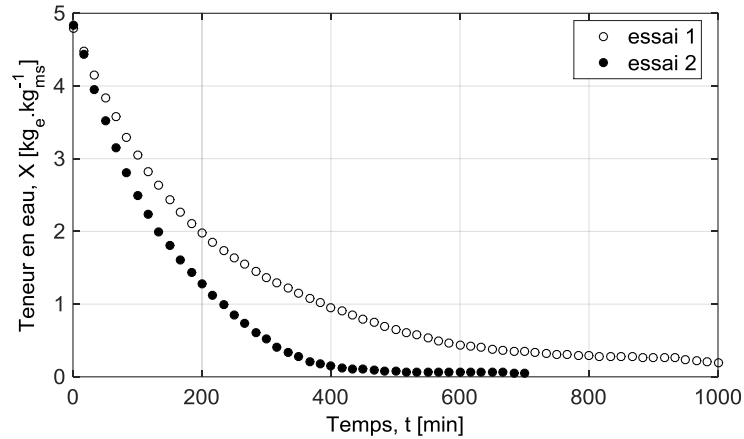


Figure II. 27. Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de la température d'air  
 $T_{a, (essai1)}=52^{\circ}C$ ;  $T_{a, (essai2)}=69^{\circ}C$

### II..3.4.2. Influence de la vitesse d'air

La Figure II.28 présente les évolutions du taux de séchage et de la température de surface pour deux vitesses d'air différentes. Il s'agit des essais 1 et 3 du Tableau II.6. On constate que la vitesse d'air n'a d'effet sur la vitesse de séchage qu'au début du processus qui correspond à la première période de ralentissement. En effet, l'augmentation de la vitesse d'air permet d'augmenter le coefficient de transfert convectif et donc le coefficient de transfert de masse [Ratti 1994]. Alors, l'augmentation du taux de séchage est clairement la preuve de limitations extra-granulaires. Au-delà de la deuxième période de ralentissement, les courbes du taux de séchage commencent à se superposer. Ainsi, l'influence de la vitesse d'air devient moins nette. Cela correspond au passage du processus de séchage d'un contrôle extra-granulaires (convection) à intra-granulaires (diffusion) [Hassini et al. 2007]. De l'évolution de la température de surface, on constate que la durée de la première période de ralentissement est moins prononcée et que la température augmente et ce d'autant plus rapidement que la vitesse d'air est élevée étant donné que la température du produit est proportionnelle aux zones sèches à la surface. Contrairement à la température, la vitesse d'air n'a pratiquement aucune influence sur la durée de séchage (Figure II.29)



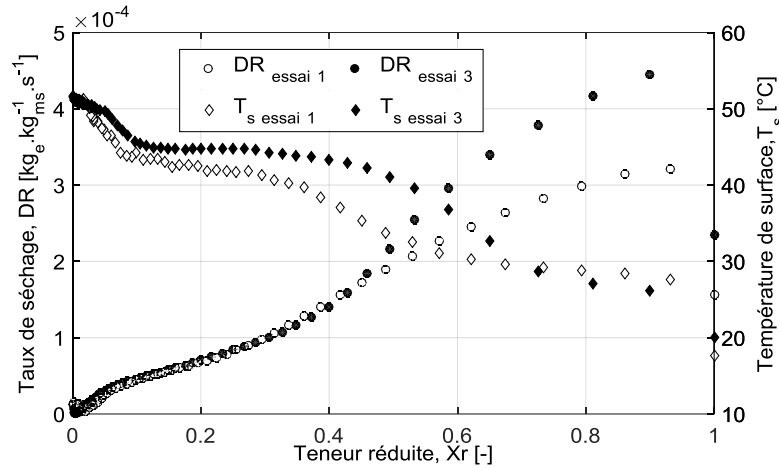


Figure II. 28. Influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage.

$$V_{a,(essai1)}=0.7m/s; V_{a,(essai3)}=1.5m/s$$

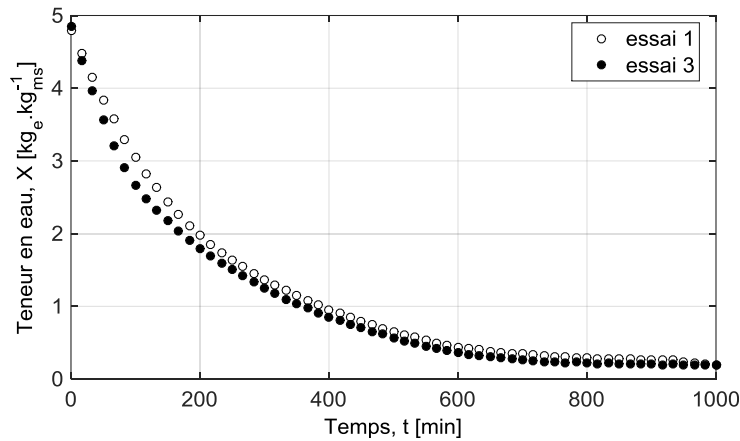


Figure II. 29. Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de la vitesse d'air.

$$V_{a,(essai1)}=0.7m/s; V_{a,(essai3)}=1.5m/s$$

### II.3.4.3. Influence de l'humidité d'air

L'influence de l'humidité relative d'air est mise en évidence, Figure II. 30 et 31, en comparant deux essais menés dans un domaine hygroscopique relativement faible vu la difficulté de régulation, il s'agit des essais 1 et 4 du Tableau II.6. Ces essais correspondent à une augmentation de la teneur en eau d'air de 6.7 (Hr=8%) à 12 (Hr=14%) g.kg<sup>-1</sup> d'air sec (écart de 80%). Nous constatons un recouvrement des courbes de perte de masse tout le long de séchage mise à part la période à température pseudo-humide. Il faut garder à l'esprit que, lors de la seconde période de ralentissement, le front d'évaporation se déplace vers le cœur du produit et que le pic de la pression partielle de vapeur atteint 1.08 kPa à Hr=8% et 1.9 kPa à Hr=14%. Cela peut influencer l'injection de la vapeur d'eau vers la surface et donc le pouvoir évaporatoire [Colin 2011]. Par contre l'écart entre les températures de surface durant la première période de ralentissement est dû probablement à la différence entre les températures humides. De plus, pour atteindre la teneur en eau d'équilibre, il faut compter pratiquement le même

temps de séchage. Enfin, le séchage avec des humidités relativement faibles, entre 7 et 14%, n'affecte le taux de séchage que vers la fin du processus.

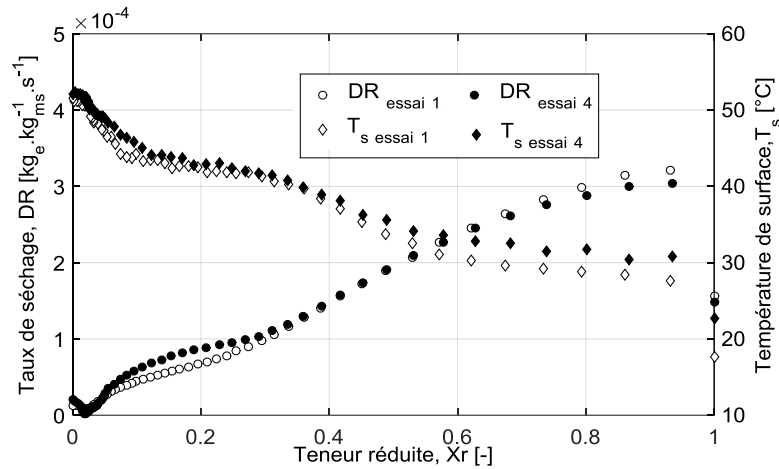


Figure II. 30. Influence de l'humidité d'air sur la cinétique de séchage.  $Hr_{(essai1)}=8\%$ ;  $Hr_{(essai3)}=14\%$

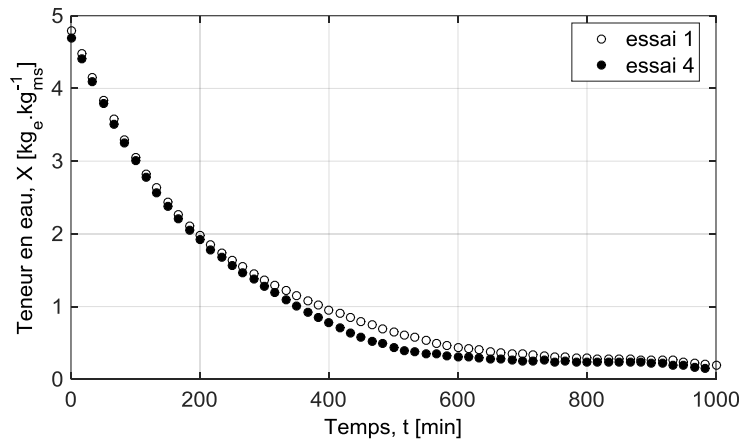


Figure II. 31. Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de l'humidité d'air.

$$Hr_{(essai1)}=8\%; Hr_{(essai3)}=14\%$$

#### II.3.4.4. Influence de l'épaisseur

Afin de mettre en évidence l'influence de l'épaisseur sur la cinétique de séchage, les essais 5, 6 et 7 du Tableau II.6 sont comparés. D'après la Figure II.32, l'augmentation de l'épaisseur induit une diminution du taux de séchage. Néanmoins, un écart important est observé entre les échantillons de 5 et 10 cm tout le long du processus de séchage. En effet, la surface d'échange est peu affectée par l'épaisseur, contrairement à sa masse sèche qui est proportionnelle à l'épaisseur. Alors, lorsque l'épaisseur est doublée, le flux de vapeur moyen à la surface de l'échantillon reste sensiblement le même alors que son effet sur la teneur en eau moyenne est divisé par deux. Par contre, l'écart entre les échantillons de 10 et 15 cm se produit exclusivement au début de séchage. Lorsque le séchage se poursuit, les taux tendent à se superposer. Cela est dû probablement au parcours et aux résistances

internes au transfert d'humidité. Nous pouvons également constater que la teneur réduite critique ( $X_{r,cr}$ ), à partir de laquelle le ralentissement se produit, est proportionnelle à l'épaisseur. Alors, plus l'épaisseur est faible et plus l'évaporation à la surface est prédominante. Il est donc pertinent de faire varier ce paramètre en vue de l'identification de l'activité.

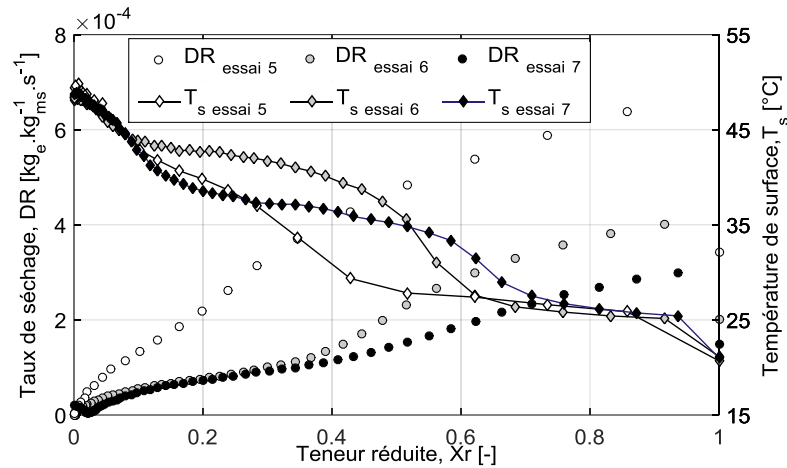


Figure II. 32. Influence de l'épaisseur sur la cinétique de séchage

Les évolutions des teneurs en eau au cours du temps sont reportées sur la Figure 33. On constate que le temps de séchage est proportionnel à l'épaisseur des échantillons. Ainsi, la teneur en eau d'équilibre est atteinte après 400, 800 et 1000 min pour des épaisseurs de 5, 10 et 15 cm respectivement. De ce fait, on note une augmentation de temps de séchage de 100% et de 25% en passant d'une épaisseur de 5 à 10 cm et de 10 à 15 cm respectivement. Cela est dû à la distance parcourue, qui est proportionnelle à l'épaisseur, par l'humidité et aux résistances rencontrées durant sa migration à la surface.

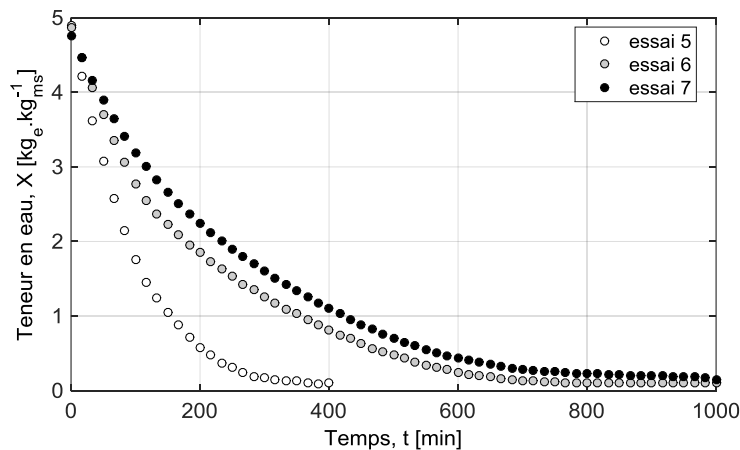


Figure II. 33. Evolution de la teneur en eau en fonction du temps. Influence de l'épaisseur

### II.3.5. Estimation du coefficient de diffusion

Le transfert de masse dans les produits alimentaires, autant pour la pomme de terre, est souvent interprété comme un phénomène diffusif. Ainsi, il est important d'avoir un ordre de grandeur du coefficient de diffusion effectif massique du produit. En effet, La combinaison des cinétiques de séchage avec les solutions analytiques de la seconde loi de Fick (Eq. (II.18)) permet d'estimer ce coefficient. Celle-ci peut être s'appliquer si l'épaisseur et la température du produit sont constantes. Il a été montré expérimentalement, que le coefficient de diffusion dépend de la teneur en eau [Riberio et al. 2003, Hassini et al. 2007], de la structure du produit [Waananen et al. 1996, Afzal et Abe 1998, Akpinar et al. 2003] et de la température [Hassini et al. 2007, Ateeque et al. 2014] souvent décrite sous la loi d'Arrhenius [Srikiatden et Roberts 2006, Falade et al. 2010, Tzempelikos et al. 2014].

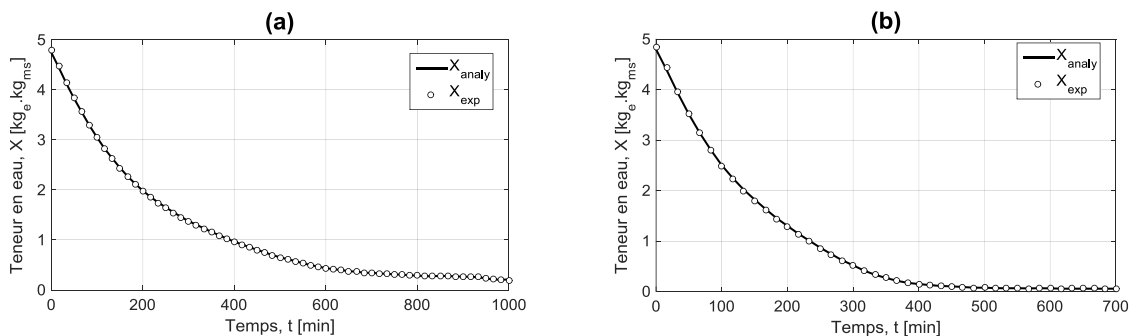
L'équation ci-dessous précédemment présentée (chapitre 1) est admise comme solution analytique de la seconde loi de Fick:

$$X_r = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\left(- (2n+1)^2 \frac{\pi^2 D_{eff} t}{4 e_p^2}\right) \quad (II.18)$$

Dans le cas de la pomme de terre, l'épaisseur subit un rétrécissement considérable durant le séchage (produit déformable). Toutefois, nous avons exploité cette approche en considérant que le coefficient de diffusion effectif ainsi que l'épaisseur sont constants sur de courts intervalles de temps. Sachant que sur ces différents intervalles, l'effet de la température et du retrait sur le transfert de masse est négligé. La solution de l'équation II.18 est donc obtenue par une méthode pas à pas à l'aide d'une procédure d'optimisation sous logiciel MATLAB. Le critère de minimisation est le carré des écarts entre la courbe théorique et expérimentale de la teneur en eau :

$$Crit = \sum_{i=1}^n (X_{analy}(i) - X_{exp}(i))^2 \quad (II.19)$$

Comme on peut le voir sur les Figures II.34 et II.35, les résultats présentent une très bonne adéquation entre les valeurs calculées et expérimentales.



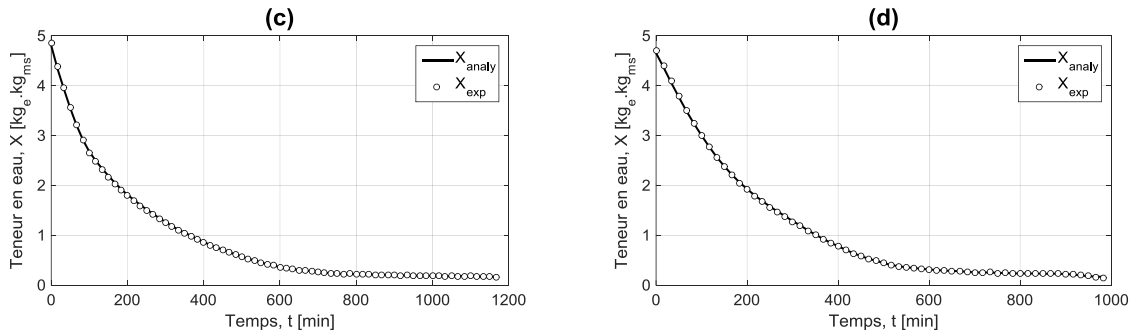


Figure II. 34. Comparaison des teneurs en eau expérimentales avec celles obtenues par résolution analytique pour différentes conditions opératoires : (a) essai 1, (b) essai 2, (c) essai 3, (d) essai 4

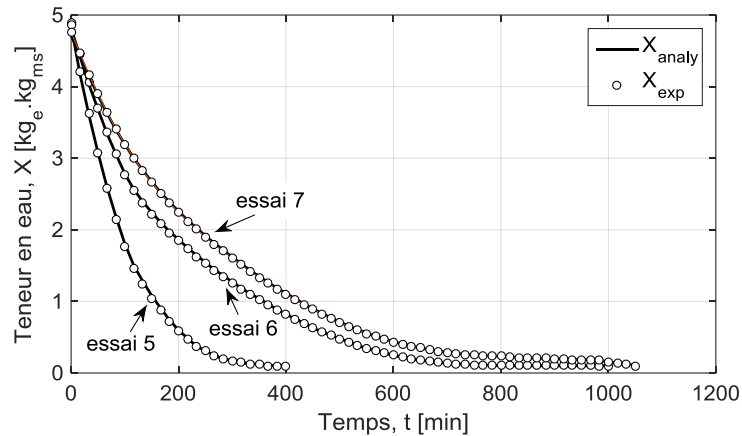


Figure II. 35. Comparaison des teneurs en eau expérimentales avec celles obtenues par résolution analytique pour différentes épaisseurs

La Figure II.36 donne les évolutions des coefficients de diffusion des échantillons de pomme de terre. Ils sont obtenus pour différentes conditions opératoires (essai 1, essai 2, essai 3 et essai 4). On remarque que le coefficient de diffusion croît avec la température tout le long du processus de séchage contrairement à l'humidité. On peut également constater sur la même Figure que la vitesse d'air influence fortement le coefficient de diffusion au début du séchage, du même ordre que la température. Lorsque le séchage se poursuit, la croissance de ce coefficient cesse plus vite. Ceci s'explique par le fait qu'au la vitesse d'air n'a aucune influence sur les résistances intra-granulaire qui gouverne totalement la diffusion d'eau liée.

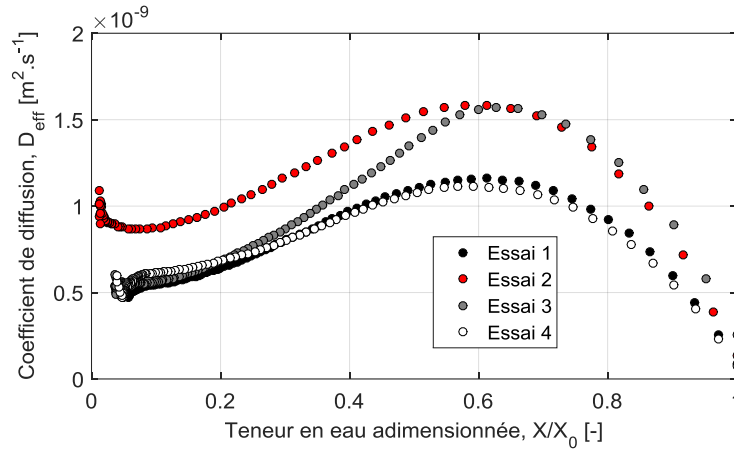


Figure II. 36. Evolution du coefficient de diffusion effectif pour différentes conditions opératoires

En faisant une moyenne sur les coefficients de diffusion obtenus (Tableau II.7), il apparaît que l'échantillon exposé à une température plus élevée présente le coefficient de diffusion le plus élevé.

Tableau II. 7. Valeurs moyennes du coefficient de diffusion pour différentes conditions opératoires

Essais	1	2	3	4
$D_{eff}(m^2.s^{-1})$	$8.17 \times 10^{-10}$	$1.33 \times 10^{-9}$	$8.81 \times 10^{-10}$	$8.08 \times 10^{-10}$

Sur la Figure II.37 sont reportées les évolutions des coefficients de diffusion effectif des tranches de pomme de terre de différentes épaisseurs avec la teneur en eau adimensionnée, estimés à partir des données expérimentales des essais 5, 6 et 7. On remarque que le coefficient de diffusion augmente avec l'épaisseur des tranches [Boutelba et al. 2018]. Nguyen et Price(2007) ainsi que Falade et al. (2010) ont rapportés des résultats similaires pour le séchage de la banane et de la patate douce respectivement.

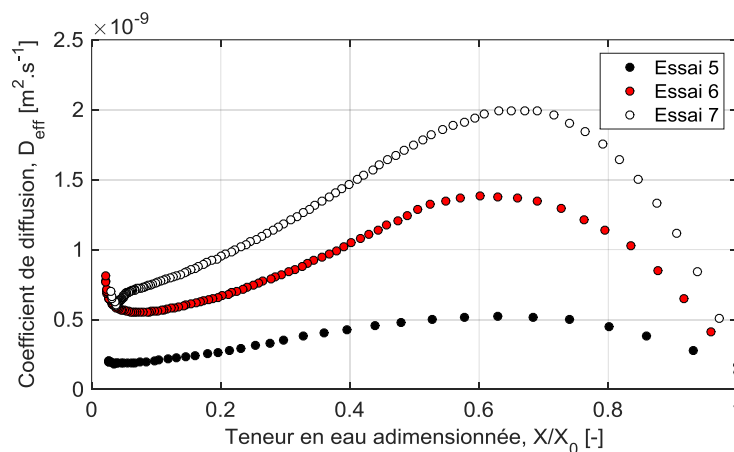


Figure II. 37. Evolution du coefficient de diffusion effectif pour différentes épaisseurs

D'après les valeurs moyenne des coefficients de diffusion obtenus (Tableau II.8), On remarque que plus le produit est épais et plus le coefficient de diffusion est élevé.

Tableau II. 8. Valeurs moyennes du coefficient de diffusion pour différentes épaisseurs

Essais	5	6	7
$D_{eff}(m^2.s^{-1})$	$3.03 \times 10^{-10}$	$1.05 \times 10^{-9}$	$1.24 \times 10^{-9}$

II.4. Courbes caractéristiques de séchage (CCS)

Dans le cas de la pomme de terre, la phase à vitesse constante n'est pas identifiée. De ce fait, la courbe caractéristique de séchage de l'ensemble des essais réalisés sous différentes conditions (Tableau II.6) est déterminée à partir des transformations I.48 et I.49 du chapitre I, basée sur la transformation de Van Meel. Ainsi, les cinétiques de séchage sont décrites sous la forme de deux équations donnant la valeur de la vitesse initiale de séchage  $\left[-\frac{d\bar{X}}{dt}\right]_0$  ainsi que la vitesse de séchage réduite  $N^*$  en fonction de la teneur en eau réduite  $Xr$ .

La Figure II.38 illustre un regroupement assez acceptable des allures de séchage en dépit des variations des conditions opératoires et du produit. Cela nous permet d'obtenir une description mathématique de la courbe caractéristique de séchage (CCS) par la méthode des moindres carrés. Le meilleur lissage est obtenu en choisissant comme équation une fonction polynomiale de degré 5:

$$N^* = a + b Xr + c Xr^2 + d Xr^3 + e Xr^4 + f Xr^5 \tag{II.20}$$

Tableau II. 9. Coefficients de la CCS

Constantes	Valeurs	Erreur standard	R <sup>2</sup>	$\chi^2$
<i>a</i>	-0.00528	0.00544	0.96674	$2.23 \times 10^{-3}$
<i>b</i>	2.12586	0.19551		
<i>c</i>	-8.52569	1.56683		
<i>d</i>	21.62326	4.67779		
<i>e</i>	-21.53628	5.80598		
<i>f</i>	7.31389	2.53574		

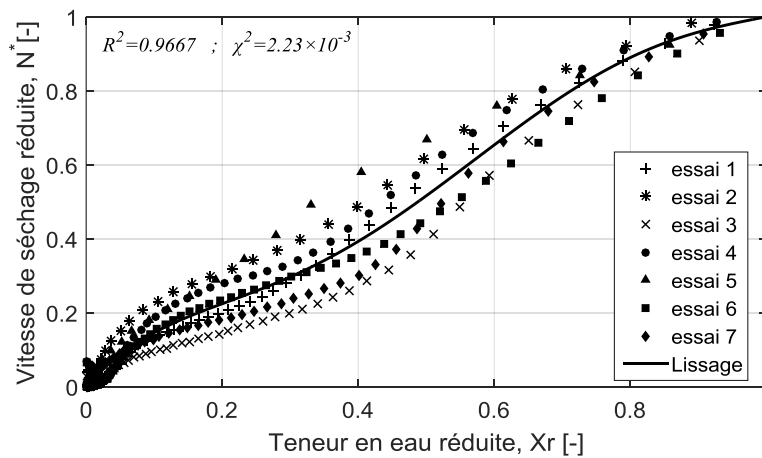


Figure II. 38. Courbe caractéristique de séchage de la pomme de terre

Les valeurs des coefficients représentatifs de l'évolution de la CCS sont reportées dans le Tableau II.9. Ainsi, les critères d'évaluation sont représentés par un coefficient de détermination  $R^2$  relativement élevé (0.96811) et un chi-carré relativement faible ( $2.23 \times 10^{-3}$ ). De ce fait, la courbe caractéristique de séchage construite selon les transformations et les coefficients précédents nous donne une bonne représentation de l'ensemble des essais. On note certains écarts mais l'évolution de la vitesse de séchage reste correcte, dans la plage de conditions expérimentales (Tableau II.10).

**Tableau II. 10. Plage de conditions expérimentales**

<b>Conditions</b>	<b>min</b>	<b>max</b>
<b>Température d'air, <math>T_a</math> (°C)</b>	50	70
<b>Vitesse d'air, <math>V_a</math> (m.s<sup>-1</sup>)</b>	0.5	1.5
<b>Humidité relative d'air, <math>Hr</math> (%)</b>	5	14
<b>Épaisseur du produit, <math>e_p</math> (mm)</b>	5	15

On peut voir d'après les résultats qu'il n'y a pas d'influence significative de l'humidité relative et de la température de l'air sur la CCS des échantillons de pomme de terre. En revanche, la vitesse de l'air et l'épaisseur de l'échantillon semble avoir une certaine influence sur la courbe, ce qui l'invalide comme modèle unique permettant de prédire les cinétiques de séchage sur une plage importante de conditions de séchage. Ainsi, bien que la méthode CCS nous offre un bon moyen de prédire l'ordre de grandeur des vitesses de séchage, notre application finale exige une meilleure représentation de la réalité.

## **II.5. Conclusion**

Dans ce chapitre, ont été présentées les caractérisations physiques expérimentales de la pomme de terre sur lesquels la modélisation sera basée. Ainsi, on a déterminé les propriétés thermo-physique et les isothermes de désorption dont le modèle de GAB a bien représenté ces dernières.

Le banc de séchage mis en place a permis de réaliser des expérimentations sous différentes conditions. Ces essais ont mis en évidence l'influence des conditions opératoires ainsi que l'épaisseur du produit sur les cinétiques et les différentes phases de séchage. Les expériences ont montré que les cinétiques sont plus sensibles à la température d'air et à l'épaisseur du produit. L'application de la méthode des courbes caractéristique de séchage a permis de déterminer une équation polynomiale de degré 5 sur une plage de conditions bien déterminée. De plus, l'exploitation des cinétiques de séchage, nous a permis à partir de la solution analytique de l'équation de Fick d'estimer un coefficient de diffusion effectif, dont il dépend à la fois de la température et de l'épaisseur du produit.

L'ensemble de cette base de données expérimentales est utilisé dans le chapitre suivant afin de développer un modèle numérique représentatif des transferts de chaleur et de masse au sein du produit.



---

**CHAPITRE III :**

**MODELISATION ET SIMULATION DU**

**SECHAGE D'UN PRODUIT**

---

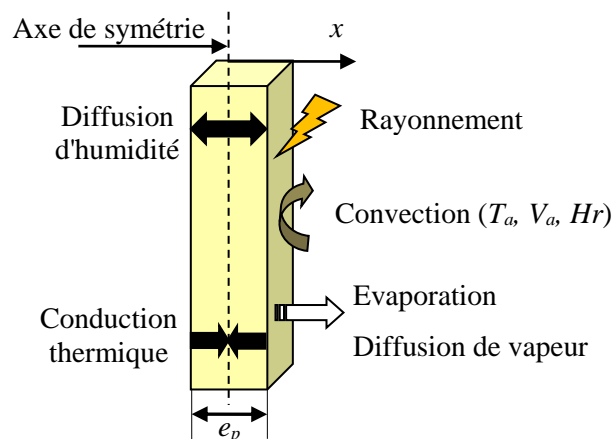
Dans ce chapitre, un modèle numérique de transfert couplé de masse et de chaleur monodirectionnel est présenté dans un repère Lagrangien afin de surmonter le problème du rétrécissement. Les propriétés thermo-physiques incluses dans le modèle sont en fonction de la température et la teneur en eau établis aux chapitre précédent. L'objectif de ce chapitre est la validation de l'approche barycentrique dans le cas d'un séchage convectif de la pomme de terre à différentes configurations, afin de prédire le gradient d'humidité et de température au sein du produit.

La résolution des équations utilise la méthode des volumes finis associée à un schéma temporel implicite. Le flux masse évaporée et le coefficient de transfert de chaleur sont respectivement déterminés à partir de la surface par laquelle l'eau s'évapore et du nombre de Nusselt, qui sont estimés par méthode inverse à partir des cinétiques de séchage. Ainsi, les résultats expérimentaux sont confrontés aux simulations dans le but de valider le model et d'étudier sa sensibilité aux propriétés du produit.

#### III.1. Modélisation du séchage d'un échantillon

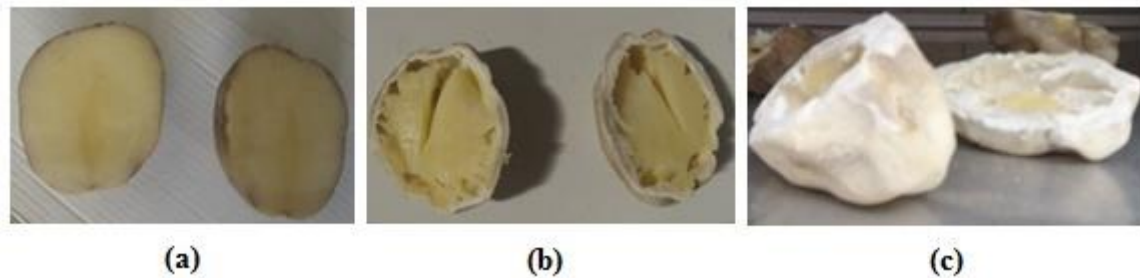
Plusieurs modèles basés sur des équations de couplage de transfert de masse et de chaleur ont été proposés, pour le séchage, par Luikov (1966 et 1975), De Vries et Philip (1957), De Vries (1958) et Whitaker (1977).

Dans notre cas d'étude, on se place dans des conditions similaires aux expériences du chapitre II. Les échantillons étudiés ont la forme parallélépipède disposés verticalement d'une façon que toutes les surfaces sont exposées au flux d'air. La modélisation du séchage fait intervenir plusieurs phénomènes (Figure III.1), tels que les transferts couplés de masse et de chaleur, que l'on peut décrire grâce à des équations de conservation de matière et d'énergie. Ainsi, les transferts se basent à la fois sur la Loi de Fick et la loi de Fourier pour décrire respectivement la diffusion d'humidité et la diffusion de chaleur. Dans cette partie, la mise en équations des transferts est au niveau du produit (échelle macroscopique) [Mihoubi 2004, Allanic 2006, Thévenot 2012].



**Figure III. 1.** Phénomènes des transferts thermique et hydrique durant le séchage

Pendant le procédé de séchage, le produit se déshydrate plus rapidement à la surface qu'au cœur (voir Figure III.2(b)) [Wang et Brennan 1993, Srikiatden et Roberts 2008, Mihoubi et al. 2009]. Afin de prévoir la qualité finale du produit séché (Figure III.2(c)), il est primordial de connaître le gradient d'humidité. Pour cette raison, nous proposons un modèle qui soit capable de prendre en compte les phénomènes physiques tel que le retrait et de prédire l'évolution spatio-temporelle de la teneur en eau et de la température au sein du produit.



**Figure III. 2.** Etat de la pomme de terre: (a) Produit non séché; (b) Séchage non contrôlé; (c) Séchage contrôlé

### III.1.1. Hypothèses

Comme nous avons déjà expliqué dans le chapitre I, le processus de séchage des milieux poreux déformable est très complexe ; pour surmonter la complexité du problème, les hypothèses simplificatrices suivantes sont retenues :

- Le produit étudié est un milieu diphasique constitué de deux phases, solide et liquide.
- Le phénomène d'évaporation a lieu uniquement à la surface de l'échantillon.
- Les variables d'état sont : la teneur en eau ( $X$ ) et la température ( $T$ ).
- La teneur en eau et la température sont initialement uniformes au sein de l'échantillon.
- L'épaisseur de l'échantillon est faible par rapport aux autres dimensions ; cela nous permet de supposer un transfert de masse et de chaleur unidirectionnel.
- On suppose une symétrie suivant l'axe  $x$  (demi-épaisseur).
- Le retrait est dû uniquement à la perte d'eau.
- Le coefficient de diffusion intègre le phénomène de rétrécissement du produit.
- On néglige le phénomène de transport lié à la gravité, la thermo-migration et les phénomènes de convection interne.
- L'émissivité est supposée constante

### III.1.2. Equations de conservations

Le comportement thermo-hydrique du produit nécessite la résolution d'un ensemble d'équation couplée : l'équation de conservation de la matière de chacun des constituants, matrice solide et liquide, et l'équation de conservation de l'énergie.

#### III.1.2.1. Bilan massique

L'équation globale de conservation de masse appliquée à la fois à la phase solide et liquide, s'écrit comme suit :

$$\frac{\partial \rho_k}{\partial t} + \text{div}(\rho_k \vec{v}_k) = 0 \quad k = l, s \quad (\text{III.1})$$

Sachant que :  $\rho, v$  sont respectivement la masse volumique et la vitesse  
 $l, s$  sont respectivement l'état liquide et solide

En outre le flux de transport de matière  $\rho_k \vec{v}_k$  peut se décomposer en deux termes : diffusif et convectif

$$\rho_k \vec{v}_k = \vec{J}_{D,k} + \rho_k v \quad k = l, s \quad (\text{III.2})$$

Bird et al. (2002), décrit le terme diffusif de l'Eq. (III.2) par la première loi de Fick :

$$\vec{J}_{D,k} = -D_{ls} \nabla \rho_k \quad k = l, s \quad (\text{III.3})$$

$$\text{On a: } \rho v = \rho_l v_l + \rho_s v_s \quad (\text{III.4})$$

$$\text{En introduisant l'humidité absolue du produit } X = \frac{\rho_l}{\rho_s} \quad (\text{III.5})$$

et en supposant que l'effet de gravité est négligeable, donc le déplacement d'humidité peut être décrit comme un phénomène diffusif, on peut exprimer le flux liquide en remplaçant l'Eqs. (III.2), (III.4) et (III.5) dans l'Eq. (III.1) par [Mihoubi 2004] :

$$\rho_l (\vec{v}_l - \vec{v}_s) = -\frac{\rho}{1+X} D \overrightarrow{\text{grad}}(X) \quad (\text{III.6})$$

La combinaison des Eqs. (III.1) et (III.6) permet d'obtenir la forme générale du bilan massique [Mihoubi et al. 2009, Allanic 2006] (voir Annexe 1) :

$$\rho_s \left( \frac{\partial X}{\partial t} + \vec{v}_s \overrightarrow{\text{grad}}(X) \right) = \text{div} \left( \frac{\rho}{1+X} \overrightarrow{\text{grad}}(X) \right) \quad (\text{III.7})$$

Dans le cas de transfert monodirectionnel, selon x, l'équation est la suivante :

$$\rho_s \left( \frac{\partial X}{\partial t} + \vec{v}_s \frac{\partial X}{\partial x} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{\rho}{1+X} D \frac{\partial X}{\partial x} \right) \quad (\text{III.8})$$

### III.1.2.2. Bilan d'énergie

Selon les hypothèses décrites auparavant, le bilan d'énergie est décrit par une équation globale, combinant les termes diffusif et convectif.

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} = \text{div}(\vec{q}) - \text{div}(\rho_k c_{p_k} \vec{v}_k T) \quad k = l, s \quad (\text{III.9})$$

$\vec{q}$  flux thermique diffusif, exprimé par la loi de Fourier:

$$\vec{q} = -\lambda \vec{\nabla} T \quad (\text{III.10})$$

Si on remplace  $q$  par sa valeur dans l'Eq.(III.9), on obtient :

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} = \text{div}(-\lambda \vec{\nabla} T) - \text{div}(\rho_k c_{p_k} \vec{v}_k T) \quad k = l, s \quad (\text{III.11})$$

Dans le cas de transferts monodirectionnels dans un repère cartésien, sans sources de chaleur et une conductivité thermique apparente variable en fonction de la teneur en eau, l'équation (III.11) devient :

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left( \lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) - v \frac{\partial}{\partial x} (\rho c_p T) \quad (\text{III.12})$$

### III.1.2.3. Conditions initiales et aux limites

Pour  $t=0$ , les distributions de teneur en eau et de température sont uniformes :

$$X(x,0) = X_0 \quad T(x,0) = T_0 \quad (\text{III.13})$$

$X_0, T_0$ : Sont respectivement la teneur en eau et température initial du produit.

Sur le plan de symétrie  $x=0$ , la condition de Neumann est imposée (frontière adiabatique ou imperméable): [Mihoubi et Bellagi 2008]

$$\frac{\partial X}{\partial x} = 0 \quad (\text{III.14})$$

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad (\text{III.15})$$

A la surface ( $x=e_p$ ) : le produit échange de la chaleur que par convection forcée. Dans notre cas, l'échange radiatif de grandes longueurs d'ondes avec les parois du séchoir est pris en compte [Zaknourne 2011, Mihoubi et al. 2009]. Alors, le transfert de chaleur à la surface s'écrit sous la forme suivante :

$$-\lambda \frac{\partial T}{\partial x} = h_c(T - T_a) + F_m L_v + Q_{\text{parois}} \quad (\text{III.16})$$

Avec :  $h_c(T - T_a)$  est la densité du flux échangée par convection ;

$Q_{\text{parois}}$  est la densité du flux radiatif échangée avec les parois environnantes ;

$F_m L_v$  est la chaleur d'évaporation ;

$\lambda \frac{\partial T}{\partial x}$  est la densité du flux de chaleur transmise par conduction dans le produit.

Aussi, la quantité d'eau évaporée est égale à la somme du flux de diffusion massique et au flux de transport induit par le retrait dans le produit :

$$F_m = -\rho_s D \frac{\partial X}{\partial x} \quad (\text{III.17})$$

### III.1.3. Transformation des équations de transfert dans un repère fixe

L'étude expérimentale menée au chapitre II a montré que l'élimination de l'eau se traduit par un rétrécissement qui est relié à la teneur en eau [Wang et Brennan 1995 ; Hassini et al. 2007, Aprajeeta et al. 2015].

Au sein du produit, les constituants (matrice solide et liquide) se déplacent à des vitesses différentes (Figure III.3) [Nadeau et Puigalli 1995, Allanic 2006]. Alors, La vitesse de référence du système est une fonction de la vitesse de chacun des constituants. Ainsi, les vitesses de diffusion respectivement d'eau et du solide s'expriment par  $(\vec{v}_l - \vec{v})$  et  $(\vec{v}_s - \vec{v})$ , dont  $\vec{v}_i$  est la vitesse de déplacement de la phase  $i$ .

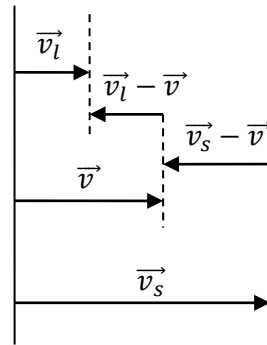


Figure III. 3. Différentes vitesses du transfert de masse [Allanic 2006]

Deux approches numériques peuvent prendre en compte ces vitesses. La première solution consiste à modifier le domaine d'étude en fonction du taux de déformation (méthode Eulérienne) [Zuniga 2005], cette méthode est couramment utilisée en mécanique des fluides ; tandis que La seconde solution envisage un changement de repère avec un domaine d'étude fixe et ainsi surmonter les difficultés de résolution liées au rétrécissement [Navarri et Andrieu 1993, Guerrier et al. 1998] ; cette approche est classiquement employée en mécanique du solide dont Allanic (2006) a comparée dans ces travaux de thèse deux vitesses de référence volumique moyenne et barycentrique. Il en ressort que la méthode utilisant un repère Lagrangien, vitesse barycentrique, permet de réduire le temps de calcul ainsi que les problèmes de convergence numérique. Pour cette raison, les équations de conservation de masse et de chaleur sont écrites dans ce repère (Lagrangien) (Figure III.4).

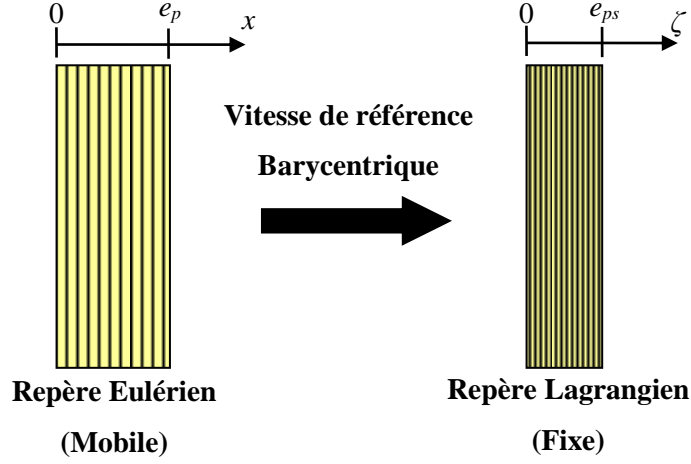


Figure III. 4. Changement de repère

### III.1.3.1. Equations de transfert

Dans le repère Lagrangien, lié au produit sec, la vitesse du solide est nulle ( $v_s=0$ ) et la variation spatiale  $\zeta$  varie entre 0 et  $e_{ps}$ .

L'expression des dérivées est :

$$\left. \frac{\partial}{\partial t} \right|_x = \left. \frac{\partial}{\partial t} \right|_{\zeta} \quad (III.18)$$

$$\text{et} \quad \left. \frac{\partial}{\partial x} \right|_t = \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \left. \frac{\partial}{\partial \zeta} \right|_t \quad (III.19)$$

Après une manipulation algébrique, L'équation (III.8) est écrite dans le repère Lagrangien sous la forme suivante :

$$\rho_s \left( \frac{\partial X}{\partial t} \right)_{\zeta} = \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{\rho}{1+X} D \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \right) \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \quad (III.20)$$

$$\text{Soit encore} \quad \left( \frac{\partial X}{\partial t} \right)_{\zeta} = \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{\rho}{1+X} D \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \right) \frac{1}{\rho_s^0} \quad (III.21)$$

$$\text{On a : } \rho(X) = \rho_s^0 \frac{1+X}{1+\psi X} \quad (III.22)$$

$$\text{et} \quad \rho_s = \frac{\rho_s^0}{1+\psi X} \quad (III.23)$$

Ce qui nous donne finalement :

$$\left( \frac{\partial X}{\partial t} \right)_{\zeta} = \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{D}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right) \quad (III.24)$$

En rapportant l'équation de conservation d'énergie (Eq. (III.12)) dans le repaire Lagrangien, on aboutit à la forme suivante :

$$\rho \frac{c_{p_s} + X c_{p_l}}{1 + X} \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right)_{\zeta} + c_{p_l} \left( -\frac{\rho}{1 + X} D \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial \zeta}{\partial x} \right) \frac{\partial T}{\partial \zeta} \frac{\partial \zeta}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \lambda \frac{\partial T}{\partial \zeta} \frac{\partial \zeta}{\partial x} \right) \frac{\partial \zeta}{\partial x} \quad (\text{III.25})$$

Soit encore :

$$\rho \frac{c_{p_s} + X c_{p_l}}{1 + X} \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right)_{\zeta} + c_{p_l} \left( -D \frac{\rho}{1 + X} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \right) \frac{\partial T}{\partial \zeta} \frac{\rho_s}{\rho_s^0} = \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \lambda \frac{\partial T}{\partial \zeta} \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \right) \frac{\rho_s}{\rho_s^0} \quad (\text{III.26})$$

En remplaçant  $\rho(X)$  et  $\rho_s$  dans l'équation (III.26), on aura finalement :

$$\rho_s^0 (c_{p_s} + X c_{p_l}) \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right)_{\zeta} = c_{p_l} \frac{D \rho_s^0}{(1 + \psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial T}{\partial \zeta} + \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{\lambda}{1 + \psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right) \quad (\text{III.27})$$

### III.1.3.2. Conditions initiales et aux limites :

La condition initiale,  $t=0$ , exprime l'homogénéité des gradients de température et de la teneur en eau:

$$\begin{cases} X(\zeta, 0) = X_0 \\ T(\zeta, 0) = T_0 \end{cases} \quad (\text{III.28})$$

Les conditions sur le plan de symétrie,  $\zeta = 0$ , et à la surface du produit,  $\zeta = e_p$ , sont respectivement :

- $\zeta = 0$

$$\frac{\partial X}{\partial \zeta} = 0 \quad (\text{III.29})$$

$$\frac{\partial T}{\partial \zeta} = 0 \quad (\text{III.30})$$

- $\zeta = e_p$

$$-\lambda \frac{1}{(1 + \psi X)} \frac{\partial T}{\partial \zeta} = h_c (T - T_a) + F_m L_v + \varepsilon \sigma (T^4 - T_p^4) \quad (\text{III.31})$$

Avec:  $h_c$  coefficient de transfert de chaleur par convection;  $T_a$  température de l'air dans la chambre;  $L_v$  la chaleur latente de vaporisation;  $T_p$  température des parois du séchoir.

$$-D_{eff} \frac{1}{(1 + \psi X)} \frac{\partial X}{\partial \zeta} = \frac{(1 + \psi X)}{\rho_s^0} F_m \quad (\text{III.32})$$

Où  $\rho_s^0$  est la masse volumique intrinsèque du solide ;  $F_m$  est le flux masse d'eau évaporée en surface, qui peut être exprimé par la théorie du film (Sacadura 1993):

$$F_m = \beta_m \log \left( \frac{P_t - P_v(T_a)}{P_t - a_w P_{v,sat}(T_{film})} \right) \quad (\text{III.33})$$

$\beta_m = \frac{P_t k_m M_v}{RT_{film}}$  est la conductance de transfert de matière entre l'air et le produit correspondant au

potentiel de pression [Mihoubi 2004];



Où  $k_m$  est le coefficient de transfert de masse et  $T_{film}$  est la température du film entre la surface du produit et l'air  $\left( T_{film} = \frac{T_a + T_{surf}}{2} \right)$

$a_w$  est l'activité de l'eau qui traduit l'équilibre de la pression de vapeur saturante à la température de surface du produit.

$P_t$ ,  $P_v$  et  $P_{v,sat}$  sont respectivement la pression atmosphérique, la pression partielle de vapeur d'eau dans l'air et la pression de vapeur d'eau saturée à la surface du film, calculées par la formule de Brooker (1967):

$$P_{v,sat}(T) = e^{\left( 53.53 - \frac{688427}{T} - 5.169 \ln(T) \right)} \quad (III.34)$$

Par convention, le flux masse est positif lorsqu'il y a perte d'humidité par le produit [Rahman et Mumar 2006]. Dans cette étude le flux masse à l'interface air/produit est calculé par :

$$F_m = \frac{1}{S^*} \frac{dm}{dt} \quad (III.35)$$

Où  $S^*$  est la surface par laquelle l'eau est évaporée. Généralement cette surface est considérée égale à celle du produit [Bacelos et Almeida 2011]. Cependant, Tom (2015) la rapporte à celle du produit sec. Pour le cas de la pomme de terre, le changement de surface est très visible (produit déformable), elle varie avec la teneur en eau [Ratti 1994]. Ainsi, la surface par laquelle l'eau est évaporée est exprimée en fonction de cette variable :

$$S^* = a(1 + bX) \quad (III.36)$$

Où  $a$  et  $b$  sont des paramètres à déterminer ;  $X$  est la teneur en eau moyenne.

#### III.1.4. Coefficients de transfert

Compte tenu de la complexité de l'écoulement autour de l'échantillon dans le banc expérimental, il est très difficile de déterminer les coefficients de transfert ( $k_m$  et  $h_c$ ). De ce fait, ces coefficients peuvent être calculés à partir des valeurs du flux masse d'eau évaporée (Eq. (III.33)).

##### III.1.4.1. Transfert massique

Lors de la phase isenthalpe, l'intégralité de la surface du produit est alimentée en eau libre via une migration capillaire. Dans ce cas le front d'évaporation est situé à la surface. Ainsi l'intégralité de l'énergie apportée au produit est utilisée pour l'évaporation de l'eau. La connaissance des valeurs du flux masse d'eau évaporée permet d'estimer un coefficient de transfert massique constant et maximal au cours de cette période à partir de l'Eq. (III.33). Cependant, le séchage de la pomme de terre n'est pas propice à l'enregistrement d'une phase isenthalpe suffisamment longue pour déduire la valeur maximale du coefficient de transfert massique.

Dans de nombreux travaux concernant le séchage de la pomme de terre, le coefficient de transfert massique est classiquement exprimé par une analogie entre les transferts thermique et massique faisant intervenir le nombre de Lewis,  $Le$ . Le coefficient de transfert de masse peut être calculé à partir des relations classiques d'aérothermie [Incropera et al. 2012] :

$$k_m = h_c \left( \frac{D_v Le^{1/3}}{\lambda_a} \right) \quad (III.37)$$

Ou par :

$$k_m = \frac{h_c}{\rho c_p Le^{2/3}} \quad (III.38)$$

Avec :  $D_v$  la diffusivité de l'humidité dans l'air,  $\lambda_a$  la conductivité thermique de l'air,  $Le$  nombre de Lewis.

$$Le = \frac{\alpha_a}{D_v} = \frac{Pr}{Sc} \quad (III.39)$$

$\alpha_a$  est la diffusivité thermique de l'air,  $Sc$  et le nombre de Schmidt.

Cependant, Hassini et al. (2007) ont juste repris l'expression donnée par Peczalski et Laurant (2000):

$$k_m = \frac{h_c}{65L_v(T_h)} \quad (III.40)$$

Dans le cas d'un produit fin, Youcef-Ali et al. (2001) ont utilisé le modèle de Combes pour déterminer le coefficient de transfert de matière de la pomme de terre, exprimé comme suit :

$$k_m = \frac{k_{me}k_{mi}}{k_{me} + k_{mi}} \quad (III.41)$$

Où  $k_{me}$  est le coefficient de transfert de matière externe dépendant des propriétés de l'air et de la géométrie du produit, calculé par la relation :

$$k_{me} = S_h \left( \frac{D_v}{l} \right) \quad (III.42)$$

Où  $S_h$  est le nombre de Sherwood;  $D_v$  est la diffusivité de l'humidité dans l'air et  $l$  est la longueur caractéristique du produit.

Alors que  $k_{mi}$  est le coefficient de transfert de matière interne dépendant de la teneur en eau et de la température du produit, donné par une approche polynomiale de degré 3:

$$k_{mi} = \left( A_1 \left( \frac{X}{X_0} \right) + A_2 \left( \frac{X}{X_0} \right)^2 + A_3 \left( \frac{X}{X_0} \right)^3 \right) \times 10^{-3} \quad (III.43)$$

avec :

$$\begin{aligned}
 A_1 &= 58.471 \exp(-0.0416 T_a) \\
 A_2 &= -108.02 \exp(-0.0579 T_a) \\
 A_3 &= 30.163 \exp(-0.0574 T_a)
 \end{aligned}
 \tag{III.44}$$

Pour notre cas, la connaissance de la vitesse d'évaporation à la surface nous permet d'estimer un coefficient d'échange massique à partir de la théorie du film (Sacadura 1993).

#### III.1.4.2. Transfert de chaleur

Le coefficient de transfert de chaleur convectif, noté  $h_c$ , est influencé par les propriétés thermo-physiques de l'air [Ateeque et al. 2014, Rahman et Kumar 2006] ainsi que les caractéristiques physiques du système (géométrie du séchoir et des échantillons) [Ratti et crapiste1995, Singh et Heldman 2009]. Simal et Rossello (1994) ont réalisé des études avec un coefficient de transfert convectif de l'ordre de  $100 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ , ce qui est relativement élevé, dans le cas de séchage de tranches de pomme de terre de forme cubique ( $10 \times 10 \times 10 \text{ mm}^3$ ) à une température d'air de  $90 \text{ }^\circ\text{C}$  circulant à une vitesse d'ordre de  $2.85 \text{ m.s}^{-1}$ . Pour notre cas d'étude, dont l'échantillon est complètement immergé dans l'air asséchant, le coefficient de transfert convectif entre l'air et les parois latérales de l'échantillon est un paramètre à déterminer à partir du nombre de Nusselt, qui prend en compte la turbulence de l'air due à la présence d'une grille à l'entrée du séchoir et la déformation de la surface suite au séchage [Youcef-Ali et al. 2004]. Il s'exprime sous la forme suivante :

$$h_c = \frac{Nu \lambda_a}{l}
 \tag{III.45}$$

Dont  $\lambda_a$  est la conductivité thermique de l'air ;  $l$  est à la distance parcourue par l'air qui représente la largeur de l'échantillon, dans notre étude cette grandeur caractéristique varie avec la teneur en eau du produit [Wang et Brennan 1995, Rahman et Kumar 2006, Boutelba et al.2015b]; Nu est le nombre de Nusselt, généralement exprimé en fonction du nombre de Reynolds et de Prandtl, posé sous la forme [Tzempelikos et al.2015]:

$$Nu = c \text{Re}^d \text{Pr}^{0.33}
 \tag{III.46}$$

Où Re est le nombre de Reynolds, Pr le nombre Prandtl, c et d sont les coefficients à déterminer.

Une valeur expérimentale peut être calculée à partir de l'analogie de Chilton-Colburn, Eq. (III.38) [Louarn 2011]. En effet si l'on admet que les profils de température et de teneur en eau sont homogènes dans la couche limite, l'hypothèse de Lewis est couramment utilisée [Allanic 2006, Hassini et al. 2015],  $Le=1$ .

### III.1.5. Coefficient de diffusion

Le coefficient de diffusion est le paramètre prépondérant qui régit le gradient d'humidité au sein du produit. En effet, lorsque la diffusion de l'eau dans un échantillon est suffisamment importante, la distribution d'humidité au sein du produit reste relativement homogène. Par contre, si le coefficient de diffusion est très faible, l'évaporation d'eau à la surface n'est pas compensée par les apports internes, ainsi un gradient de concentration d'humidité apparaît au sein du produit.

La méthode de détermination du coefficient de diffusion à partir de la solution analytique de l'équation de Fick (chap. II) nous semble l'une des plus rigoureuses. Malheureusement, la déformation du produit la rend difficile à mettre en œuvre. Cependant, en utilisant la méthode de la pente [Hassini et al. 2007, Falade et al. 2010, Tzempelikos et al. 2014], la diffusivité de l'humidité peut être calculée à partir de la pente du logarithme naturel de la teneur en eau réduite en fonction du temps et du rapport d'épaisseur :

$$D_{eff} = \frac{4e^2}{\pi^2} \times pente \tag{III.47}$$

Où  $D_{eff}$  est la diffusivité effective ( $m^2.s^{-1}$ );  $e$  est la demi épaisseur de l'échantillon (m). Il faut noter que la grandeur ' $e$ ' considéré dans cette partie est une fonction du temps ( $e = e(t)$ ), obtenu expérimentalement [Boutelba et al.2015b].

Les expériences réalisées, dans le chapitre II, ont été utilisées pour déterminer le coefficient de diffusion. Le tracé de  $\ln(Xr)$  en fonction du temps est présenté sur la Figure 5. On observe deux différentes pentes relativement droites pour chaque essai, la première correspond à la période d'eau libre et la seconde à la période d'eau liée.

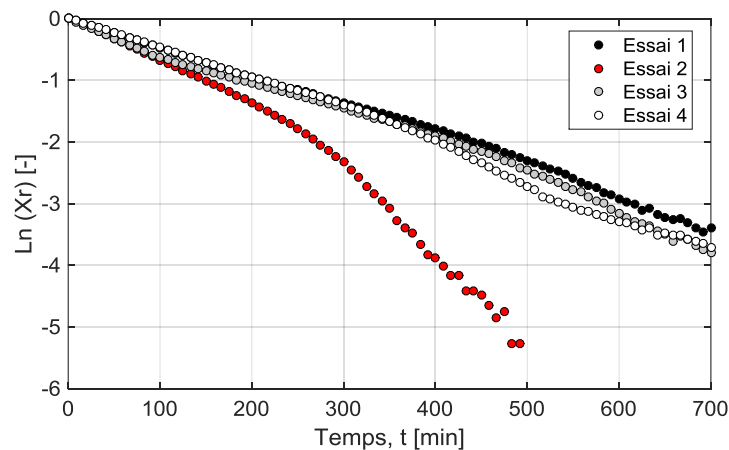


Figure III. 5. Tracé de  $\ln(Xr)$  en fonction du temps

A partir des pentes, les coefficients de diffusion pour chaque expérience sont calculés à partir des données expérimentales et de l'équation précédente (Eq. (III.47)), résumées dans le Tableau 1. La qualité de l'ajustement des pentes a été évaluée avec le coefficient de détermination ( $R^2$ ).

**Tableau III. 1.** Valeurs des coefficients de diffusion à partir des pentes

	Période d'eau libre		Période d'eau liée	
	$D_{eff}$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	$R^2$	$D_{eff}$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	$R^2$
<b>Essai 1</b>	7.84×10 <sup>-10</sup>	0.9984	9.28×10 <sup>-10</sup>	0.9916
<b>Essai 2</b>	1.27×10 <sup>-9</sup>	0.9985	2.88×10 <sup>-9</sup>	0.9950
<b>Essai 3</b>	8.52×10 <sup>-10</sup>	0.9953	1.24×10 <sup>-9</sup>	0.9962
<b>Essai 4</b>	8.31×10 <sup>-10</sup>	0.9982	9.68×10 <sup>-10</sup>	0.9765

Les valeurs du Tableau III.1 se situent dans les intervalles trouvés dans la littérature pour la pomme de terre [Srikiatden et Roberts 2006, Hassini et al. 2007]. L'analyse des résultats montre que le coefficient de diffusion est proportionnel à la température, cette dépendance peut être appréhendée par une loi d'Arrhenius :

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT_a}\right) \quad (III.48)$$

Où  $D_0$  est le facteur pré-exponentiel de l'équation d'Arrhenius (m<sup>2</sup>.s<sup>-1</sup>) ;  $E_a$  est l'énergie d'activation (kJ.mol<sup>-1</sup>) ; R est la constante universelle des gaz parfait (kJ.mol<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>) et T est la température (K). Dans le cas des aliments cette température est souvent évaluée en fonction de la température de l'air de séchage ce qui est le cas dans cette thèse.

Dans de nombreux travaux, le coefficient de diffusion est exprimé par une relation dépendant à la fois de la température et de la teneur en eau dont plusieurs paramètres sont inconnus [Zogzas et al. 1996]. Au vu de la diminution de l'épaisseur (rétrécissement) au cours du séchage, Hassini et al. (2007) ont ajouté à l'équation d'Arrhenius un autre terme exponentiel décrivant la variation du coefficient de diffusion avec la teneur en eau, exprimée comme suit :

$$D_{eff} = 7.18 \times 10^{-5} \exp\left(-\frac{31580}{RT}\right) \exp((-0.0025T + 1.22) X) \quad (III.49)$$

Parmi les différentes expressions existantes dans la littérature, on utilise une équation de la forme suivante :

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \exp\left(aX - \frac{b}{T}\right) \quad (III.50)$$

Afin d'estimer les paramètres de l'équation III.50 ( $D_0$ ,  $E_a$ ,  $a$  et  $b$ ), une méthode basée sur les méthodes inverses a été mise en œuvre.

Le Tableau III.2 présente les valeurs des paramètres de l'équation précédente, dont l'énergie d'activation de la période d'eau libre et la période d'eau liée est respectivement de 28,7 kJ.mol<sup>-1</sup> et 55,58 kJ.mol<sup>-1</sup>, ces valeurs se situent dans l'intervalle rapporté par Zogzas et al. (1996) pour les produits alimentaires, c.-à-d. entre 12,7 kJ.mol<sup>-1</sup> et 110 kJ.mol<sup>-1</sup>. L'analyse des résultats montre que l'énergie d'activation d'eau libre est pratiquement la moitié de celle d'eau liée, cela explique clairement que l'eau liée a besoin de plus de chaleur pour s'évaporer en raison de sa connexion étroite aux parois des pores. Des observations similaires ont été rapportées par Falade et al. (2010) pour la patate douce.

Tableau III. 2. Paramètres du coefficient de diffusion

	$E_a$ [kJ.mol <sup>-1</sup> ]	$D_0$	$a$	$b$
Période d'eau libre	28.70	$33.62 \times 10^{-6}$	$35.93 \times 10^{-2}$	80.84
Période d'eau liée	55.58	$62.6 \times 10^{-2}$		

Ce coefficient de diffusion sera utilisé dans la partie simulation qui constitue la suite de ce chapitre.

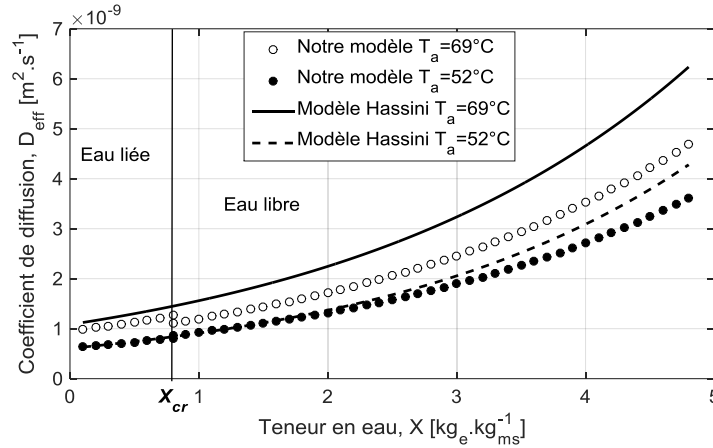


Figure III. 6. Confrontation du coefficient de diffusion avec le modèle de Hassini et al. (2007)

### III.2. Résolution numérique des équations et optimisation

#### III.2.1. Méthode de résolution

Le modèle présenté précédemment constitue un système d'équations différentielles non linéaires couplées. La résolution de ce système revient donc à déterminer l'évolution de deux variables d'état, température et teneur en eau de l'échantillon.

La discrétisation spatiale du domaine s'appuie sur la méthode des volumes finis développée par Patankar (1980), cette méthode a pour principe la conservation des grandeurs physiques. Les équations sont intégrées sur des volumes de contrôle (Figure III.7) qui constituent le domaine de calcul puis discrétisées à l'aide d'un schéma linéaire. Aux interfaces, les propriétés physiques de l'échantillon sont approximées par une moyenne arithmétique.

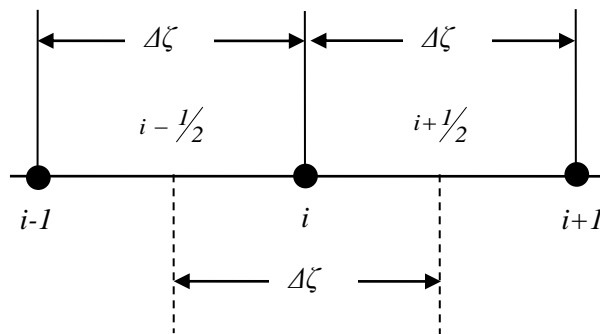


Figure III. 7. Volume de contrôle en 1D

Notre problème unidimensionnel est résolu sur la moitié du domaine (demi-épaisseur), étant donné que les surfaces latérales sont portées à des conditions similaires, avec un maillage déformé hyperboliquement constitué de 100 nœuds (Figure III.8) afin de répartir plus de nœud proches de la surface là où les gradients d'humidité sont les plus importants.

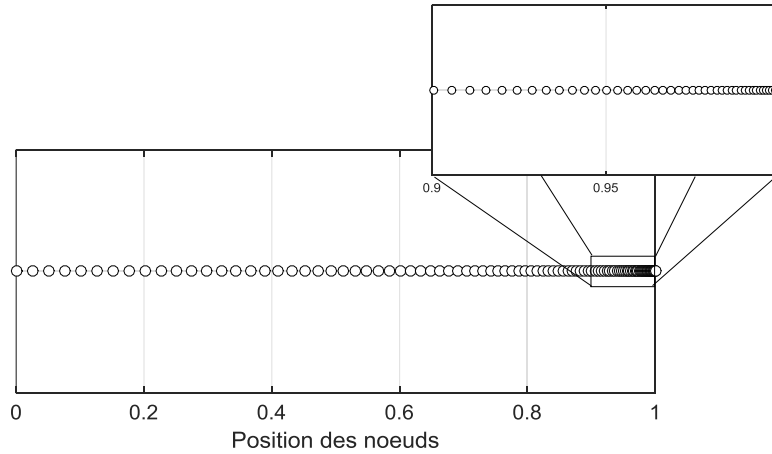


Figure III. 8. Maillage hyperbolique compris entre 0 et 1

La dérivée spatiale de chaque variable d'état ( $W=T$  ou  $X$ ) en un nœud  $i$  est supposée varier linéairement entre deux nœuds du maillage, exprimée par :

$$\left. \frac{\partial W}{\partial \zeta} \right|_i = \frac{W_{i+1} - W_{i-1}}{\zeta_{i+1} - \zeta_{i-1}} \quad (\text{III.51})$$

L'intégration spatiale de l'équation de Fick et de l'équation de la chaleur engendre un système d'équations algébriques discrétisées sous la forme :

$$\dot{W}_i = \alpha_i W_{i-1} + \beta_i W_i + \gamma_i W_{i+1} + \delta_i \quad (\text{III.52})$$

dont  $\alpha_i$ ,  $\beta_i$ ,  $\gamma_i$  et  $\delta_i$  sont des coefficients définis sur chaque volume de contrôle  $i$ . Pour plus de détail sur l'écriture de ces coefficients, voir l'annexe 2.

Ainsi, le système discrétisé pour chaque volume de contrôle s'écrit sous la forme matricielle suivante:

$$[\dot{W}] = [A][W] + [B] \quad (\text{III.53})$$

$W$  correspond au vecteur des teneurs en eau ( $X$ ) ou des températures ( $T$ ) ;  $A$  est la matrice tri-diagonale;  $B$  est le vecteur des termes sources.

La résolution temporelle des équations de transfert de matière et de chaleur est simultanée, réalisée à l'aide d'un schéma implicite afin d'assurer la stabilité du modèle numérique.

Les systèmes non-linéaires issus de la discrétisation des équations sont résolus par un algorithme itératif sous-programme Matlab®. La convergence du calcul est obtenue pour deux critères de convergence de  $10^{-4}$  relatifs à chaque variable d'état. Afin de traiter le couplage des équations, un test de convergence globale est réalisé sur les deux variables du système.

### III.2.2. Méthode d'estimation des paramètres

Plusieurs études concernant le séchage des produits alimentaires, ont développées un modèle permettant de prédire l'évolution du gradient de température et de teneur en eau. Dans ces modèles, un ou plusieurs coefficients sont exprimés par une relation dépendant de la température (température d'air ou du produit) et de la teneur en eau, concentration massique, ... dont plusieurs paramètres sont inconnus. La confrontation des mesures expérimentales de teneur en eau moyenne et de température avec les simulations nous permet d'estimer ces paramètres. Dans la littérature, plusieurs études ont été dédiées à ce fait dont daSilva et al. (2014) ont identifié les paramètres du coefficient de diffusion massique et thermique par méthode inverse. Il s'agit alors d'identifier des paramètres par la minimisation d'une fonction « objectif » qui est la somme des écarts quadratiques entre les valeurs de variables de sortie expérimentales et simulées :

$$S(p) = \frac{1}{\sigma_i^2} \sum_{i=1}^N [\bar{\Phi}_i^{exp}(p) - \bar{\Phi}_i^{sim}(p)]^2 \quad (III.54)$$

$\bar{\Phi}_i^{exp}$  est la valeur moyenne mesurée;  $\bar{\Phi}_i^{sim}$  correspond à la valeur moyenne simulée;  $N$  est le nombre de points de mesures;  $1/\sigma_i^2$  est le coefficient de pondération, introduit afin d'adimensionner les termes de cette fonctionnelle qui est égale à  $1/\Phi_{max}^2$ .

Le calcul s'arrête lorsque l'un des critères suivants est satisfait :

$$S(p^k) < \varepsilon \quad \text{et} \quad \|p^{k+1} - p^k\| < \varepsilon' \quad (III.55)$$

dont  $\varepsilon$  et  $\varepsilon'$  sont les tolérances sur la fonction objectif et les paramètres respectivement.

La mise en œuvre d'une méthode inverse nécessite de mettre en place une procédure d'optimisation (Figure III.9).

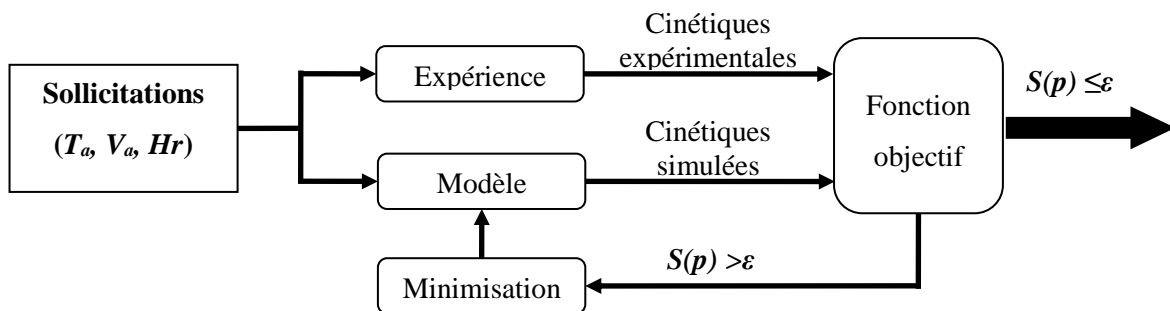


Figure III. 9. Schéma du principe d'une méthode inverse



### III.3. Confrontation simulation-expérience

Afin de valider le modèle, des simulations sont réalisées pour différentes conditions thermo-aérauliques présentées dans le chapitre II et précisées dans Tableau III.3.

**Tableau III. 3.** Récapitulatif des conditions thermo-aérauliques introduites dans la simulation

Numéro d'essai	Température de l'air $T_a$ (°C)	Vitesse de l'air $V_a$ (m/s)	Humidité relative de l'air $Hr$ (%)
1	52	0.7	8
2	69	0.7	8.2
3	52	1.5	7.6
4	52	0.7	14

D'après l'étude expérimentale menée auparavant, on a pu voir que le gradient de température au sein du produit est faible. L'étude numérique basée sur l'approche barycentrique est menée afin de prévoir le gradient de la teneur en eau et de le vérifier.

#### III.3.1. Identification des paramètres intervenant dans le modèle

Les paramètres inconnus a, b, c et d des équations III.36 et 46 sont estimés à partir des essais du Tableau III.3 avec différents jeux de paramètres initiaux, la minimisation de l'écart quadratique prend en compte l'évolution de la teneur en eau moyenne et de la température moyenne entre la surface et le centre. La convergence tend vers la même valeur avec un temps de calcul plus ou moins important.

Les résultats obtenus sont présentés dans le Tableau III.4, nous avons noté que l'algorithme converge pratiquement vers des valeurs similaires pour tous les essais.

**Tableau III. 4.** Paramètres obtenus par optimisation

Paramètres	a ( $\times 10^6$ )	b ( $\times 10^3$ )	Température air 52°C		Température air 69°C	
			c	d	c	d
<b>Initiaux</b>	10 <sup>3</sup>	10	1	0.6	1	0.6
<b>Lim. Inf.</b>	10 <sup>2</sup>	10 <sup>-1</sup>	10 <sup>-1</sup>	0.5	10 <sup>-1</sup>	0.5
<b>Lim. Sup.</b>	10 <sup>4</sup>	10 <sup>2</sup>	10	0.7	10	0.7
<b>Estimés</b>	2191.89±10.2	36.39±2.1	0.96±0.01	0.505±0.005	0.98±0.01	0.54±0.005

A partir des surfaces d'échanges estimées et en s'appuyant sur l'Eq. (III.35), nous avons tracé l'évolution temporelle du flux masse évaporé des différents essais cités auparavant sur la Figure III.10 afin de bien présenter l'influence des conditions thermo-aérauliques sur la vitesse de séchage. Comme mentionné précédemment, après une courte période initiale de préchauffage, la vitesse de séchage atteint une valeur maximale, suivie de trois périodes de ralentissement. Ainsi, on distingue nettement un pique d'élimination d'eau plus important, jusqu'à 0.45 g.e.m<sup>2</sup>.s<sup>-1</sup>, pour une température de 69°C (essai 2) et une vitesse d'air de 1.5 m.s<sup>-1</sup> (essai 3). Cependant, le premier ralentissement est plus prononcé lorsque la vitesse d'air est plus élevée dû à un assèchement plus rapide à la surface durant la

première période. On observe aussi, une fois que le ralentissement s'opère, seule la température influence la vitesse de séchage. La comparaison des courbes de l'essai 1 et 4 nous permet de déduire que le séchage dans un domaine hygrométrique relativement bas ( $H_r < 14\%$ ) n'a pratiquement pas d'influence sur la vitesse de séchage, le faible écart au cours de la première période est dû à la concentration de l'air en eau, ainsi pour un air plus humide la vitesse de séchage est plus faible.

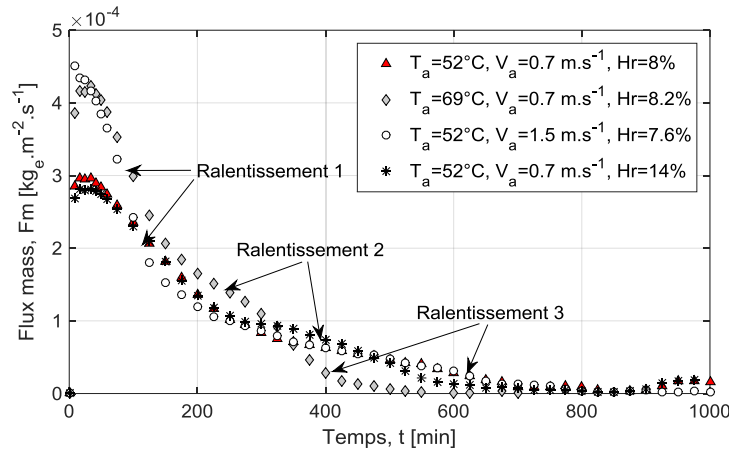


Figure III. 10. Influence des conditions thermo-aérauliques sur le flux masses évaporés

Le coefficient de transfert convectif à l'interface air-produit peut être estimé durant la première phase de séchage durant laquelle les limitations extra-granulaires au transfert sont prédominantes [Léonad 2002]. En se référant à la relation 45 et en remplaçant les valeurs de  $c$  et  $d$  dans l'Eq. (III.46), l'évolution temporelle du coefficient de transfert de chaleur convectif durant la première phase pour les essais du Tableau 3 est tracée sur la Figure III.11. On constate qu'au cours du séchage, le coefficient d'échange convectif évolue. Des observations similaires ont été rapportées par Rahman et Kumar (2006) dans le cas d'un produit rétractable tel que la pomme de terre. Pour une humidité relative différente (essai 4), le coefficient de convection identifié est proche de celui de l'essai 1. Alors que pour les deux autres variables opératoires (température et vitesse de l'air) il est plus sensible à la vitesse qu'à la température de l'air. Des résultats similaires ont également été signalés par Ratti et Crapiste (1995).

Les valeurs obtenues de  $h_c$  sont comprises entre  $23-40 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$ . Ceci est due à la présence d'une grille à l'entrée du séchoir et aux changements structurels (retrait) [Youcef-Ali et al. 2004]. Cependant, Ateeque et al. (2014) ont obtenu un  $h_c$  sur les faces latérales compris respectivement entre  $5-55 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$  et  $10-95 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$  pour une vitesse d'air de  $0.5 \text{ ms}^{-1}$  et  $1.5 \text{ ms}^{-1}$ , dans le cas du séchage des tranches de pommes de terre de taille  $2 \times 2 \times 4 \text{ cm}^3$  placées au centre d'une cavité de  $10 \times 10 \times 100 \text{ cm}^3$  à une température de  $70^\circ \text{ C}$  et une humidité relative de  $4\%$ .

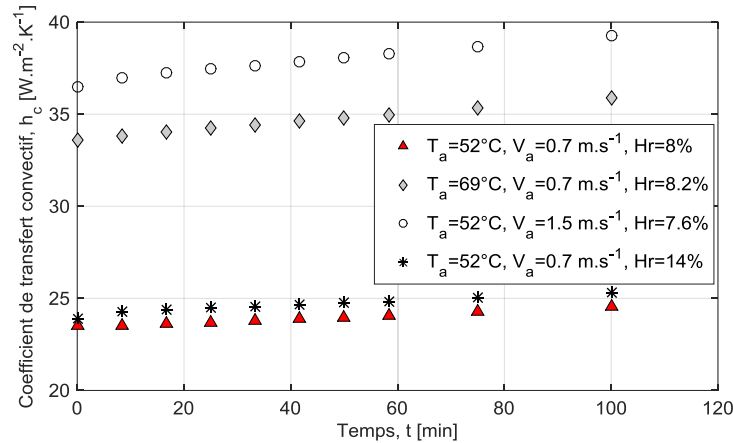
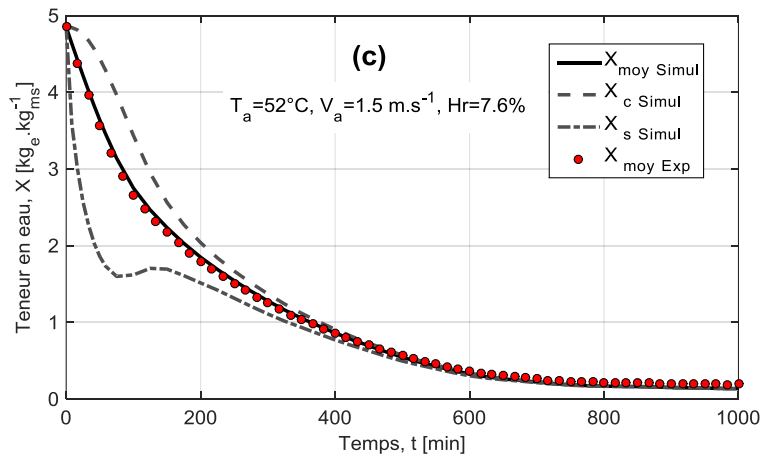
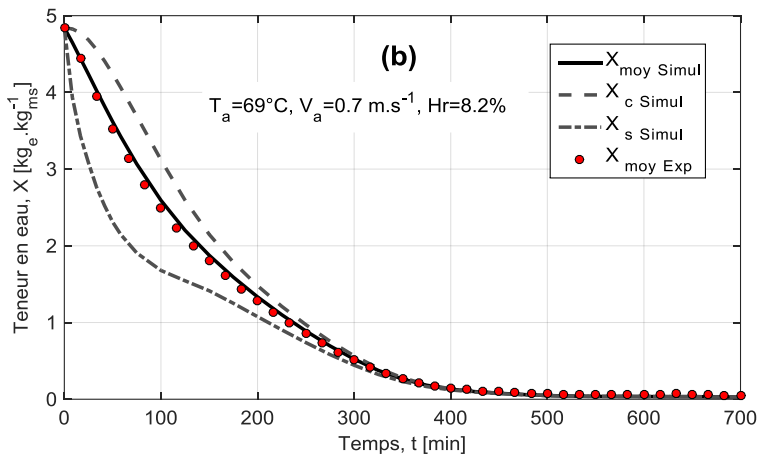
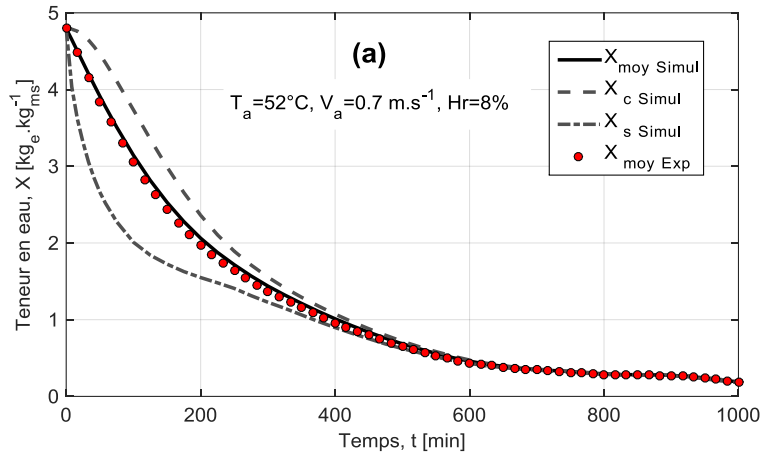


Figure III. 11. Influence des conditions thermo-aérodynamiques sur le coefficient de transfert convectif

### III.3.2. Evolution des variables d'état

Le modèle retenu est à présent validé en confrontant les évolutions expérimentales et simulées de la température et de la teneur en eau du produit. Dans un premier temps, les Figures III.12 (a), (b), (c) et (d) présentent les évolutions au cours du temps de la teneur en eau. D'après les courbes, on constate une bonne concordance entre l'expérimentale et la simulation, avec un coefficient de détermination de la teneur en eau moyenne égale à 0.9881, 0.9986, 0.9980 et 0.9988 pour les essais 1, 2, 3 et 4 respectivement, le léger écart est attribué d'une part aux erreurs de mesures et d'autre part à la surestimation de la surface d'évaporation ; sur les mêmes graphes sont également reportées les teneurs en eau locales en surface et au cœur du produit. Ainsi, on observe un séchage très rapide à la surface durant la première période de séchage suite à l'évaporation surfacique contrairement au cœur entraînant un fort gradient. Cependant, pour la Figure III.9 (c) qui correspond à l'essai 3, la perte de masse est plus importante à la surface ; sachant que la quantité d'eau évaporée est proportionnelle à la vitesse de l'air. Dès que le premier ralentissement opère, le gradient de la teneur en eau entre la surface et le cœur commence à diminuer en raison de l'apparition des zones sèches en surface (*Wetted-surface model*) [Keey 1978]. Lorsque la teneur en eau en surface atteint  $1.6 Kg.e.kg_{ms}^{-1}$ , on observe un léger redressement de la courbe dû à la progression du front de séchage vers le cœur du produit (*Receding face model*) reflétant ainsi le deuxième ralentissement. La superposition des courbes correspond au troisième ralentissement, dans ce cas l'eau est liée aux parois des pores (condensation capillaire) [Vaxelaire et Cézac 2004], l'extraction d'eau demandera alors une certaine énergie, ainsi les particules restantes ne peuvent pas participer facilement aux réactions de détérioration [Al-muhtaseb et al.2002]. La stabilité des teneurs en eau causée par des limitations intra-granulaires correspond à la fin du séchage.



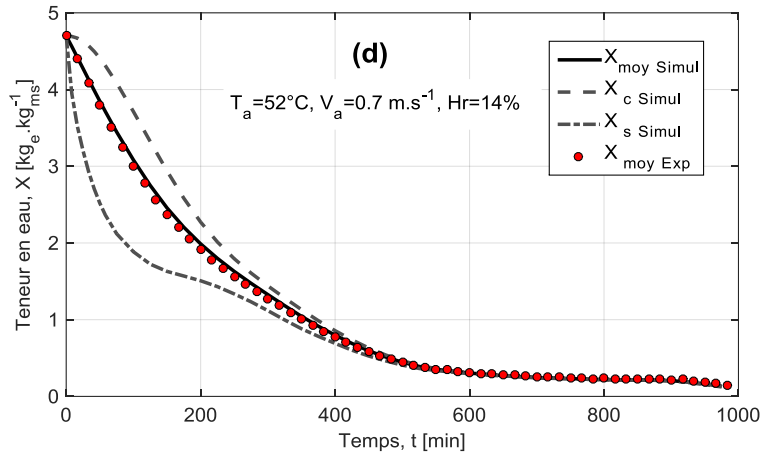
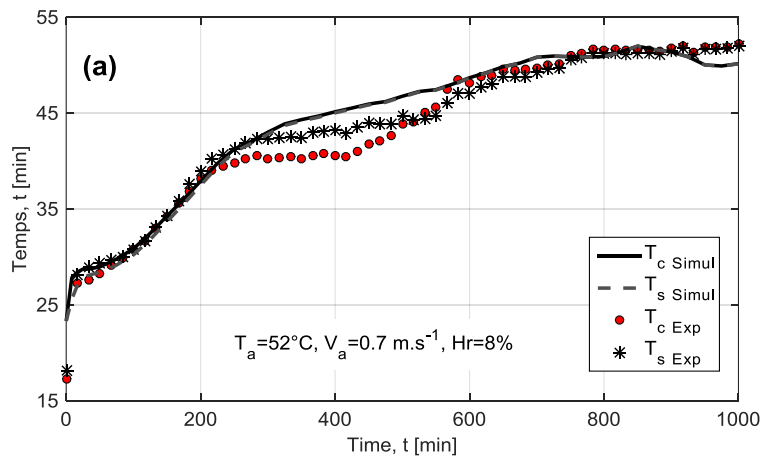


Figure III. 12. Confrontation et prédiction des teneurs en eau expérimentales et simulées à différentes conditions : (a) essai 1; (b) essai 2; (c) essai 3; (d) essai 4

Les profils expérimentaux et simulés de température sont montrés sur les Figures III.13. Un accord raisonnable est observé entre les résultats expérimentaux et simulés dont le coefficient de détermination ( $R^2$ ) pour la température de surface est de 0.9440, 0.9837, 0.9328 et 0.9856 pour les essais 1, 2, 3 et 4 respectivement ; et pour la température du cœur est de 0,9305, 0,9719, 0,9404 et 0,9847 pour les essais 1, 2, 3 et 4 respectivement. Les différences entre les températures expérimentales et prédites apparaissent généralement dans la seconde période de ralentissement. L'inadéquation observée pourrait être attribuée d'une part aux erreurs de mesure, et d'autre part au changement structurel du produit (rétrécissement) [Tzempelikos et al. 2015] et à la variation d'émissivité du produit avec la teneur en eau [Zaknoute 2011]. De plus, un faible gradient n'excédant pas  $3^\circ\text{C}$  entre la température de surface et la température centrale a été noté pendant la première phase.



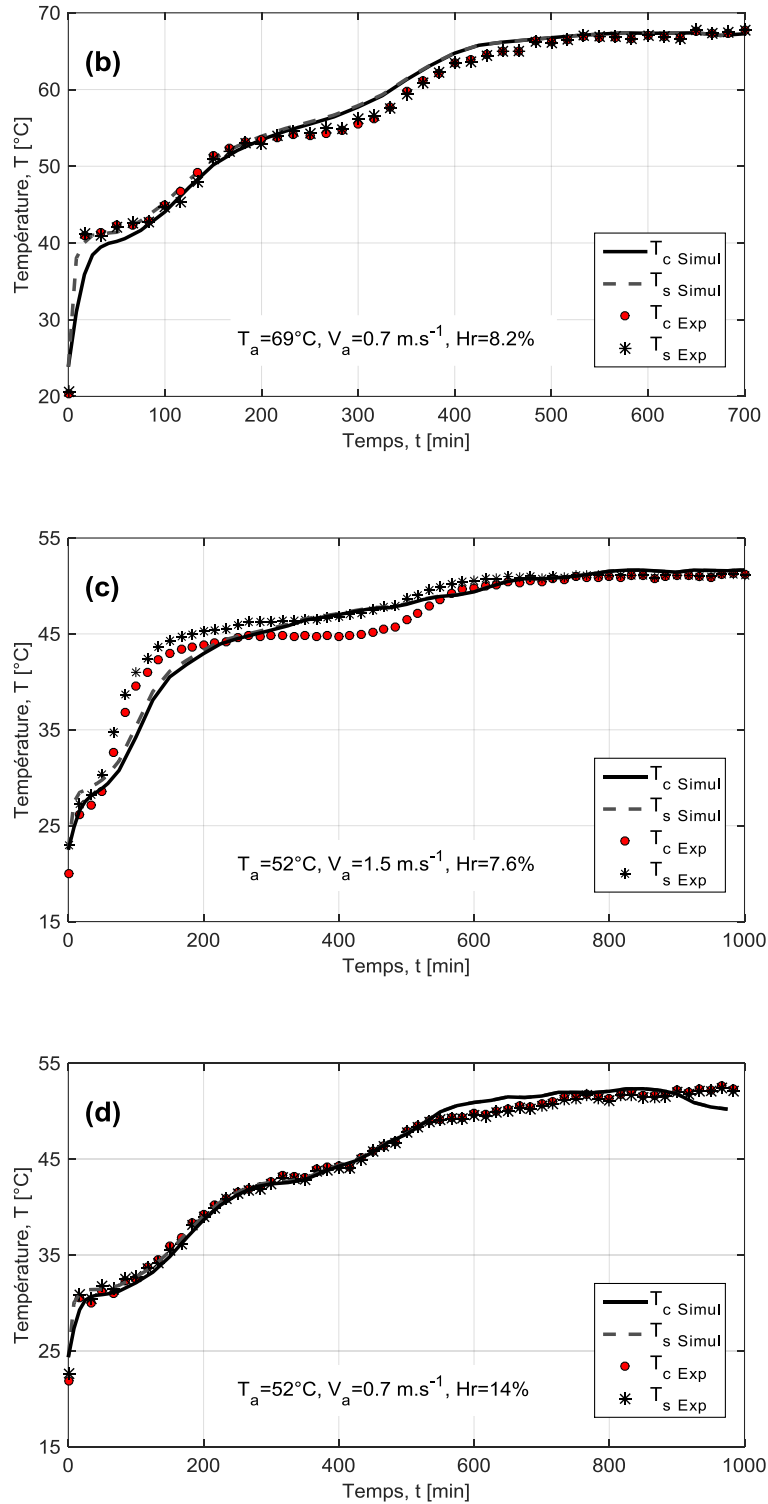


Figure III. 13. Confrontation et prédiction des Températures expérimentales et simulées à différentes conditions : (a) essai 1; (b) essai 2; (c) essai 3; (d) essai 4

Pour valider l'hypothèse d'une température uniforme dans l'échantillon de pomme de terre, le nombre de Biot thermique est calculé à partir du rapport des résistances au transfert interne et externe, exprimé par la relation suivante :

$$Bi_h = \frac{h_c l}{\lambda} \quad (III.56)$$

Où  $l$  est la longueur caractéristique (dans ce travail  $l = e_p / 2$ ) ;  $k$  est la conductivité thermique de l'échantillon.

Généralement lorsque  $Bi_h < 1$ , la résistance interne au transfert de chaleur peut être négligée. Comme le montre la Figure III.14. Le nombre de Biot de transfert de chaleur obtenu est inférieur à 0,3 ( $Bi_h < 0,3$ ). Ainsi, ces valeurs sont conformes au critère de température uniforme accepté dans la littérature [Rovedo et al. 1995, Melendez et al. 2002, Bancelos et Almeida 2011]

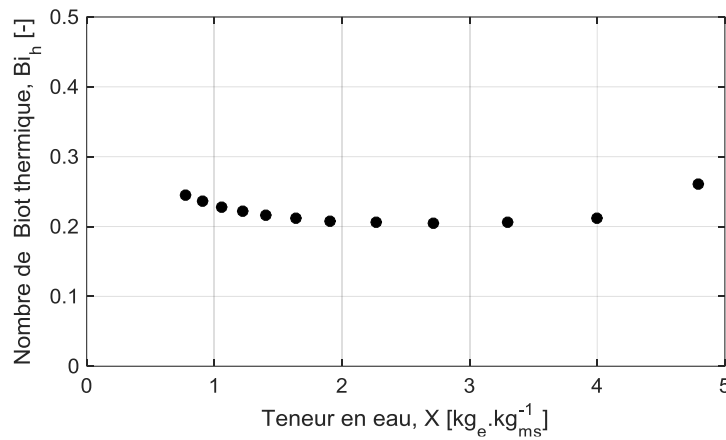


Figure III. 14. Nombre de Biot thermique en fonction de la teneur en eau

### III.4. Etude de sensibilité des paramètres du modèle

Les différences dans les résultats entre la simulation et l'expérience nécessitent une étude de sensibilité sur la simulation pour connaître l'influence des différents paramètres sur les résultats de simulation.

Cette étude de sensibilité va porter sur l'essai 1 du Tableau III.3 et concerne, le maillage, le coefficient de retrait, le coefficient de diffusion ainsi que les propriétés du produit.

#### III.4.1. Influence du maillage

Afin de déterminer le maillage adéquat pour notre modèle, nous avons effectué une étude de sensibilité sur le maillage. Dans cette étude nous avons intégré une déformation hyperbolique au maillage dont la position du nœud  $i$  est écrite dans le repère  $[0, e_{ps}]$  sous la forme :

$$\zeta_i = \frac{\tanh\left(q \frac{i-1}{n-1}\right)}{\tanh(q)} \quad (III.57)$$

dont  $n$  est le nombre de nœuds;  $q$  est la constante de déformation.

On observe sur la Figure III.15 que le nombre de nœud ne conduit pas à une différence notable sur la teneur en eau moyenne. Cependant, on constate un léger écart lorsqu'on fait varier la constante de déformation ( $q$ ). Par la suite, le maillage hyperbolique ( $q=2.5$ ) de 100 nœuds, compromis entre précision et temps de calcul, est retenu.

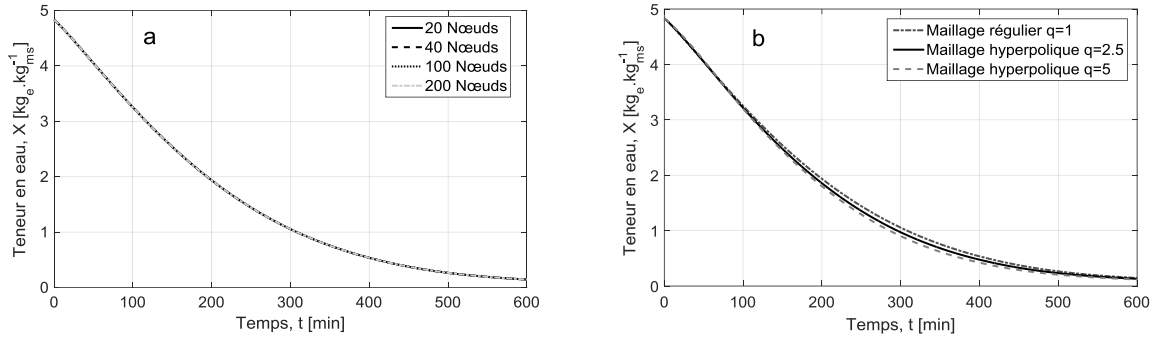


Figure III. 15. Influence du maillage sur le modèle : (a) Nombre de nœud ;(b) Constante de déformation

### III.4.2 Influence du coefficient du retrait

On étudie ici l'incidence d'une variation de  $\pm 20\%$  du coefficient de retrait sur la teneur en eau moyenne. La Figure III.16 met en évidence que le coefficient de retrait à faible impact sur les cinétiques. Une modification de ce paramètre n'a que peu d'influence sur la cinétique de séchage.

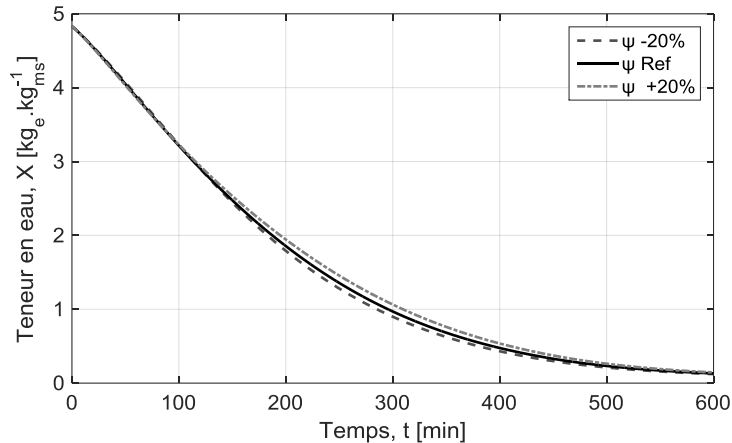


Figure III. 16. Influence du coefficient de retrait avec  $\psi_{\text{Ref}}=\rho_s/\rho_e$  sur le modèle

### III.4.3 Influence du coefficient de diffusion

Afin d'évaluer la sensibilité du modèle au coefficient de diffusion, on applique à l'équation III.50 du paragraphe I.5 deux coefficients modificateurs  $a'$  et  $b'$  comme explicité dans l'équation suivante :

$$D_{\text{eff}} = a' D_0 \exp\left(-\frac{b' E_a}{RT}\right) \exp\left(aX - \frac{b}{T}\right) \quad (\text{III.58})$$



L'effet de ces coefficients sur le coefficient de diffusion effectif est indiqué Figure III.17 pour des valeurs de  $a'$  et  $b'$  de 1.1 (+10%) et 1.05 (+5%), respectivement.

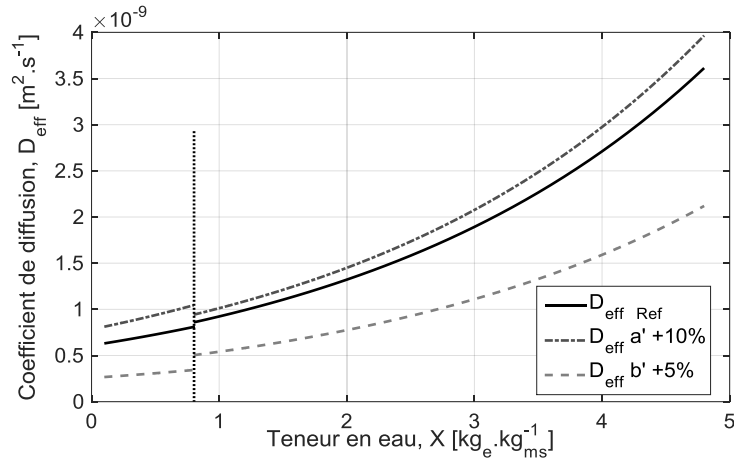


Figure III. 17. Variation du coefficient de diffusion effectif avec les coefficients modificateurs

Sur la Figure III.18 on observe qu'une correction linéaire du coefficient de diffusion de 10% ( $a'=1\pm 0.1$ ) a un impact notable mais assez faible sur le calcul de l'évolution de la teneur en eau. Une correction du facteur exponentiel de 5% ( $b'=1\pm 0.05$ ) a en revanche une influence plus importante. La non influence du coefficient de diffusion durant la première période s'explique par le fait que la perte de masse est pilotée uniquement par les conditions extérieures.

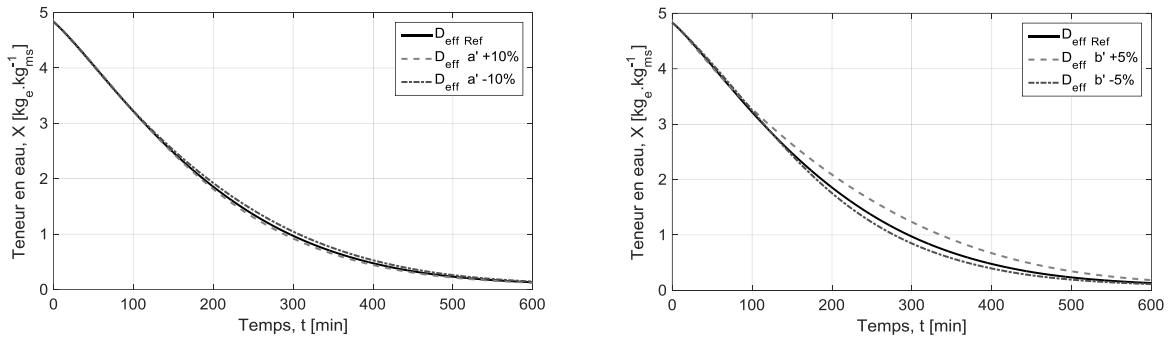


Figure III. 18. Influence des paramètres du coefficient de diffusion sur le modèle

#### III.4.4 Influence des paramètres thermo-physique du produit

On étudie ici l'influence d'une variation de 20% des propriétés du produit : masse volumique intrinsèque sec  $\rho_s^i$ , chaleur massique du produit sec  $c_{p,s}$  et la conductivité thermique  $\lambda$  sur les cinétiques. La Figure III.19 montre que ces propriétés ont peu d'influence sur les cinétiques de séchage au point d'être confondu avec la référence.

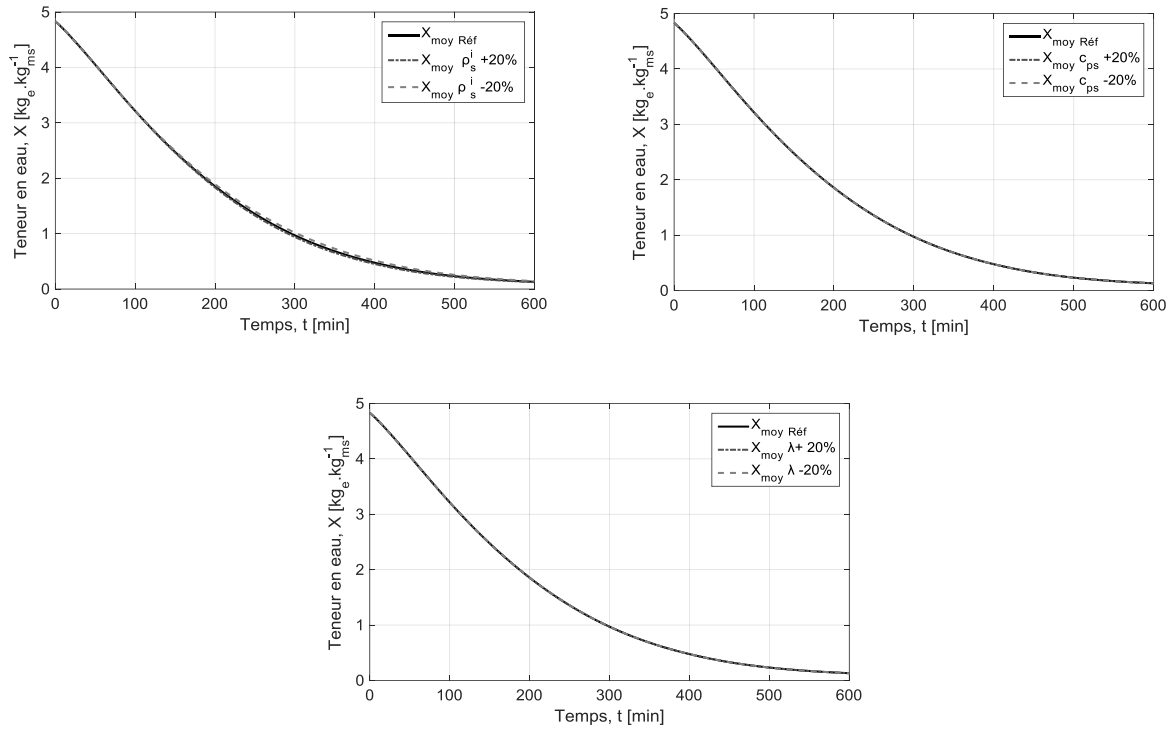


Figure III. 19. Influence des propriétés de la pomme de terre sur le modèle  $\rho_{is}$ ,  $c_{p,s}$  et  $\lambda$

L'étude de sensibilité montre que les propriétés du produit, le maillage ou le coefficient de retrait ont peu d'incidence sur le modèle contrairement au coefficient de diffusion qui est un paramètre très influent.

### III.5. Conclusion

Le modèle mathématique décrivant les transferts de chaleur et de masse dans un repère barycentrique proposé dans ce chapitre, nous a permis d'évaluer la distribution de la teneur en eau et de la température au sein d'un échantillon de pomme de terre ainsi que la quantité d'eau évaporée à la surface. Les confrontations de résultats simulés à des relevés expérimentaux ont montré que le modèle permet de prédire correctement l'évolution de la teneur en eau moyenne au cours du séchage et d'une façon cohérente l'évolution de la température des échantillons. De ce fait, nous avons pu estimer la quantité d'eau évaporée à la surface ainsi que le gradient d'humidité et de température dans le produit. En plus, le faible gradient de température dans le produit a été conforté avec le calcul du nombre de Biot thermique ( $Bi_h < 0.3$ ) ainsi l'hypothèse d'une température homogène peut être retenue pour ce produit. Différents tests numériques ont permis aussi de vérifier la stabilité du modèle ainsi que sa sensibilité aux divers paramètres.

---

**CHAPITRE IV:**

**MODELISATION ET SIMULATION**

**D'UN SECHOIR A CLAIES AVEC PAC**

---

L'objet de ce chapitre est de valider les développements numériques d'un séchoir à claie associé à une pompe à chaleur. Contrairement au chapitre précédent on s'intéresse ici à l'étude du séchage d'un ensemble de produits immobiliers étalés sur une claie puis sur plusieurs claies. Un modèle numérique de transfert de masse et de chaleur monodirectionnel est présenté. Dans cette partie, la porosité apparente entre les particules est prise en compte. De plus, les propriétés thermo-physiques incluses dans le modèle sont celles présentées au deuxième chapitre. La résolution des équations nous permet de prédire le comportement thermo-hydrique d'un ensemble de produit et l'évolution des conditions ambiantes (température et humidité de l'air) au niveau de chaque claie pour des conditions imposées en entrée (température et humidité de l'air). La méthode numérique choisie pour la résolution du système d'équations est celle des différences finies régressive (vers l'arrière).

Dans notre cas le séchoir est couplé à une pompe à chaleur qui permet le chauffage de l'air de séchage et une récupération énergétique sur l'air chargé d'humidité en sortie du séchoir.

Une configuration de séchoir à PAC est présentée. Des modèles mathématiques simplifiés d'une pompe à chaleur sont utilisés pour calculer la puissance nécessaire des différents éléments du système afin de permettre le bon fonctionnement en exploitant les résultats des simulations du séchoir. Les résultats sont présentés et comparés à un système simplifié faisant l'usage d'un chauffage conventionnel. Des pistes d'amélioration sont alors proposées.

#### IV.1. Modélisation des transferts dans un lit mince d'échantillon

On sait que dans un lit, l'air, en allant de bas en haut, baisse en température, alors que sa teneur en humidité augmente. Dans le cas d'un lit épais, nous devrions discrétiser en plusieurs couches, ce qui conduirait à utiliser d'autres méthodes de résolution, par exemple la méthode de Runge-Kutta, qui demanderaient des temps de calcul assez longs. Dans notre cas, de toute façon, l'épaisseur d'un lit ne dépasse pas la hauteur d'une claie (10 mm : faible).

Afin de diminuer les erreurs de calcul, à l'instant  $t_i$ , dans un lit considéré d'une claie d'indice  $j$ , nous prenons une moyenne, entre l'entrée et la sortie de ce lit, de la température et de la teneur en humidité absolue de l'air asséchant, que nous notons respectivement par :

$$\bar{T}_a(j, t_i) = \frac{T_a(j-1, t_i) + T_a(j, t_i)}{2}$$

et

$$\bar{W}(j, t_i) = \frac{W(j-1, t_i) + W(j, t_i)}{2}$$

Par ailleurs, les paramètres dépendants des conditions de l'air asséchant et intervenant dans les équations du modèle ( $X$ ,  $c_p$ ,  $\rho$ , etc.) sont calculés en fonction de la température et de l'humidité de l'air à l'entrée du lit considéré décrits dans le chapitre II.

#### IV.1.1. Hypothèses simplificatrices

On néglige :

- Les échanges radiatifs à l'intérieur du séchoir,
- Les variations spatio-temporelles de la température et de l'humidité de l'air, à l'intérieur du lit dans le sens de l'écoulement,
- L'échange par conduction entre les particules du produit à sécher et ses variations dues au tassement du produit en cours du séchage,
- Les pertes de charges à travers les parois du séchoir.

Aussi, on suppose que :

- L'écoulement de l'air est unidirectionnel (1D).
- La température et la teneur en eau d'une particule sont homogènes,
- Le produit est en état statique (immobile),
- Les conditions thermo-aérauliques à l'entrée sont contrôlées (température, humidité et débit).

#### IV.1.2. Equations de bilan sur l'air et le couplage avec le produit

Le séchoir proprement dit est une armoire en bois comportant une grille amovible, sur laquelle le produit à sécher est disposé en lits de rondelles (Figure IV.1).

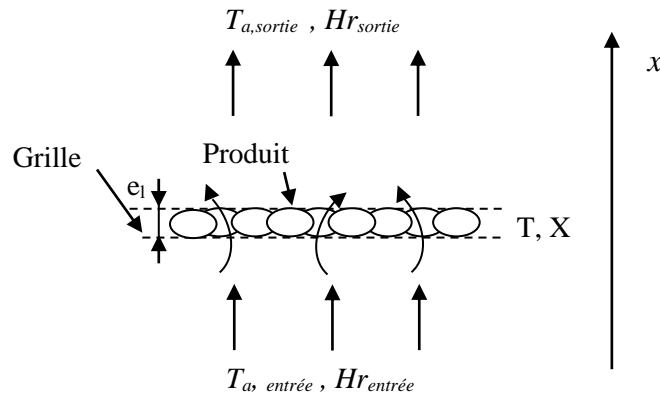


Figure IV. 1. Echanges thermiques au niveau d'un lit de particules

Pour la modélisation des transferts dans les milieux poreux saturés et déformables, on a fait une approche à l'échelle d'un lit fin de particules. Dans notre cas d'étude nous prenons compte, le phénomène de rétrécissement volumique ainsi que la variation des propriétés thermodynamiques du produit en fonction de sa température et de son humidité.

➤ Echange de chaleur entre l'air et le produit

$$G_s V_a (c_{p,a} + c_{p,v} W) \frac{dT_a}{dx} = S h_v (T - T_a) \quad (IV.1)$$

➤ Echange de chaleur dans le produit

$$(1 - \varepsilon) \rho (c_{p,s} + c_{p,e} X) \frac{dT}{dt} = -h_c \frac{S}{v_l} (T - T_a) + (1 - \varepsilon) L_v \rho \frac{dX}{dt} \quad (IV.2)$$

➤ Equation de conservation de la masse

$$\frac{dW}{dx} = -\frac{1}{G_s} (1 - \varepsilon) \rho \frac{dX}{dt} \quad (IV.3)$$

dont  $\varepsilon$  est la porosité apparente du lit de particules;  $S$  est la surface moyenne de contact entre l'air et le produit étalés sur le lit ;  $G_s$  est le débit massique surfacique exprimé par [Diamante et al. 1991]:

$$G_s = \rho_a v_a \quad (IV.4)$$

### IV.1.3. Caractéristiques hygrométriques de l'air asséchant

Nous utiliserons les formules des teneurs en humidité suivantes :

$$\text{Humidité relative } Hr \text{ en \% :} \quad Hr = 100 \frac{P_v}{P_{sat}} \quad (IV.5)$$

La pression de vapeur d'eau saturante dans l'air est donnée par la relation de Brooker (1967) (Wang et Brennan 1995)

$$P_{sat} = \exp \left[ 52.576 - \frac{6790.5}{T_a + 273} - 5.028 \ln(T_a + 273) \right] \quad (IV.6)$$

La pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air

$$P_v = P_{sat}(T_h) - 0.063(T_a - T_h) \quad (IV.7)$$

$$\text{ou} \quad P_v = \frac{P_t W}{W + 0.622} \quad (IV.8)$$

$$\text{A l'équilibre } a_w = Hr, \text{ donc:} \quad a_w = \frac{P_{vp}}{P_{sat}} \quad (IV.9)$$

#### IV.1.4. Discrétisation numérique

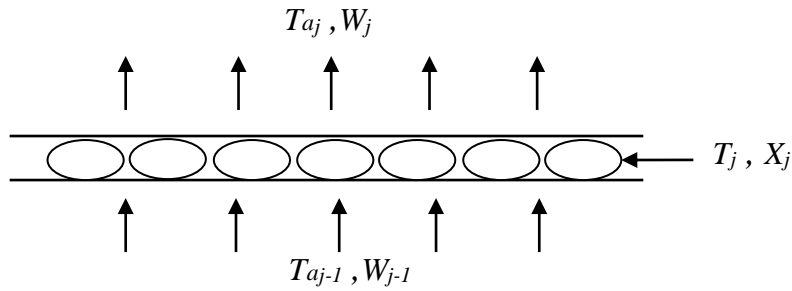


Figure IV. 2. Schéma d'un lit de particule

##### ➤ Entre l'air et le produit

$$G_s V_a (c_{p,a} + c_{p,v} W_{j-1}^{t_i}) (T_a^{t_i} - T_{a,j-1}^{t_i}) = S h_v (T_j^{t_i} - T_{a,j-1}^{t_i}) \quad (IV.10)$$

- la porosité apparente du lit de particules  $\varepsilon$  dépend du rapport  $S_b$  fonction de  $T_a(j-1, t_i)$  et  $X(j, t_i)$ ,
- la surface de la paroi de l'armoire  $S_p$  qui dépend de la hauteur du lit  $e_l$  calculée en fonction du volume apparent du lit  $v_l$  dépendant de  $X(j, t_i)$ ,
- le coefficient d'échange convectif entre le fluide et le produit  $h_c$ , dépend des caractéristiques thermo-physiques de l'air calculées en fonction de sa température  $T_a(j-1, t_i)$  et de la température à la surface du produit  $T(j, t_i)$ , de la vitesse de l'air entre les particules  $v_f$  dans le lit ainsi que du diamètre moyen  $d_m$  [Wang et Brennan 1995] des particules dépendant de  $X(j, t_i)$
- la surface d'échange air-produit  $S$  est fonction de  $S_b$  [McMinn et Magee 1997] et du rapport  $a_v/a_{vo}$  [Ratti 1994] qui dépendent de  $X(j, t_i)$ .

##### ➤ Dans le produit

$$(1 - \varepsilon) \rho (c_{p,s} + c_{p,e} X_j^{t_i}) \frac{dT_j^{t_i} - T_j^{t_{i-1}}}{dt} = -h_v \frac{S}{V_l} (T_j^{t_i} - T_{a,j-1}^{t_i}) + (1 - \varepsilon) L_v \rho \frac{dX}{dt} \quad (IV.11)$$

- La chaleur massique du produit sec  $c_{p,s}$  est calculée en fonction de la température de l'air  $T_a(j-1, t_i)$  pour une teneur en humidité absolue nulle,
- La chaleur latente de vaporisation  $L_v$  dépendant de la température du produit  $T(j, t_{i-1})$  du pas de temps précédent,
- Le volume apparent du lit  $V_l$  dépendant de  $X(j, t_i)$ .

Avec :

$$\rho_s = \frac{\rho}{1 + X_j^{t_i}} \quad (\text{IV.12})$$

et

$$\frac{dX}{dt} = \frac{X_j^{t_i} - X_j^{t_{i-1}}}{dt} \quad (\text{IV.13})$$

$$\frac{dX}{dt} = -h_m \frac{P_{sat}(T_j^{t_i}) - P_v(T_{a,j-1}^{t_i}, W_{j-1}^{t_i}) S}{m_s R (T_{a,j-1}^{t_i} + 273)} \quad (\text{IV.14})$$

$h_m$  est fonction de  $h_{me}$  et  $h_{mi}$  qui dépendent des caractéristiques de l'air asséchant  $T_a(j-1, t_i)$  et  $W(j-1, t_i)$  ainsi que de la teneur en eau  $X(j, t_i)$  du produit, décrit au chapitre précédent.

➤ **Equation de conservation de la masse**

Le transfert de matière a lieu à l'intérieur de la couche de particules de produit, d'une hauteur  $e_l$  que nous supposons constante dans l'intervalle de temps considéré. Pour  $\frac{e_l}{G_s} = \frac{V_l}{\dot{m}}$ , l'équation de conservation de masse devient :

$$W_j^{t_i} - W_{j-1}^{t_i} = -\frac{v_l}{\dot{m}} (1 - \varepsilon) \rho_s \frac{dX}{dt} \quad (\text{IV.15})$$

L'humidité absolue du produit à l'équilibre  $X_e$  (modèle de G.A.B) est calculée en fonction de la température de l'air asséchant  $T_a (j=1)$  à l'entrée du séchoir et de l'activité de l'eau  $a_w$ . Cette dernière, comprise entre 0 et 1, est calculée en fonction de la température  $T_a (j=1)$  et de l'humidité absolue  $W (j=1)$  de l'air asséchant à l'entrée du séchoir.



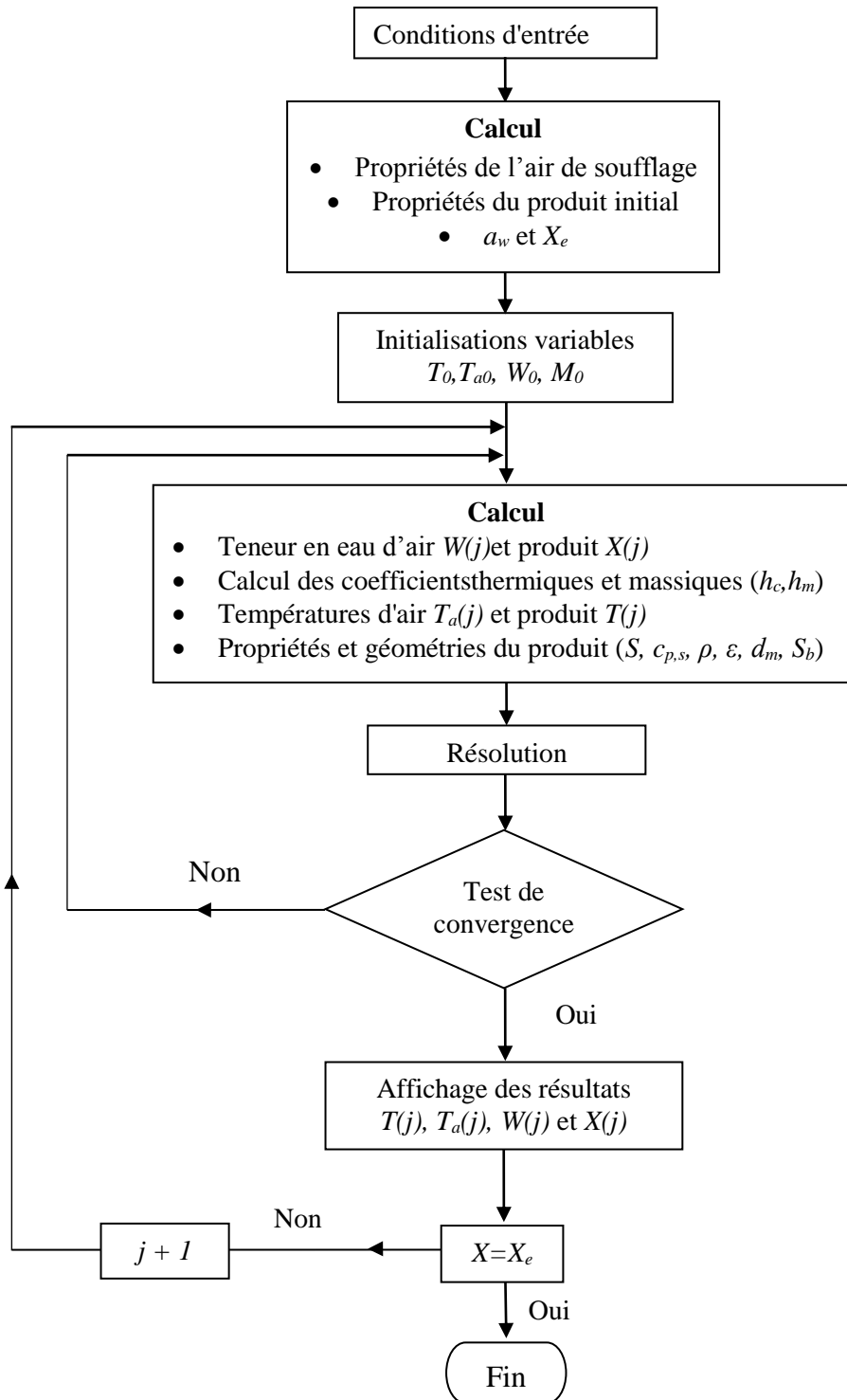


Figure IV. 3. Algorithme de calcul

#### IV.1.5. Résultats des simulations

On considère une quantité de pomme de terre égale à 2.13 kg. Elle est disposée en lit de rondelle de 3 mm d'épaisseur (lit fin) ainsi répartie à part égale (Figure IV.4). Pour une température ambiante de 22°C, on fixe une température de séchage à l'entrée de l'armoire égale à 40, 50 et 60°C pour les 3

essais, respectivement. Cependant, l'humidité relative et le débit d'air massique à l'entrée est respectivement fixé à 20 % et  $96\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$  pour les trois essais.



Figure IV. 4. Disposition des rondelles de pomme de terre sur une claie avant et après séchage

La Figure IV.5 représente l'influence de la température de soufflage à l'entrée du séchoir sur la durée de séchage, cette dernière diminue avec l'augmentation de la température où on a un gain de temps dans les 20 % entre 40 et 60 °C. Il est évident que, La température de l'air à la sortie du lit baisse (Figure IV.6) contrairement à son taux hygrométrique (Humidité relative) (Figure IV.7) causé par les échanges entre l'air et le produit. Ce qui engendre un accroissement de la pression de vapeur d'eau dans l'air et une diminution du potentiel d'échange qui est défini par la différence entre la pression de vapeur à la surface du produit et la pression de vapeur d'eau dans l'air. Cela conduit à une diminution de la température d'air à la sortie du lit (Figure IV.8).

A l'équilibre, les températures de l'air à la sortie des lits (Figure IV.8) et à la surface des rondelles (Figure IV.6) tendent vers des valeurs constantes. On constate aussi les mêmes observations pour l'humidité absolue du produit (Figure IV.5) et l'humidité relative de l'air (Figure IV.7),.

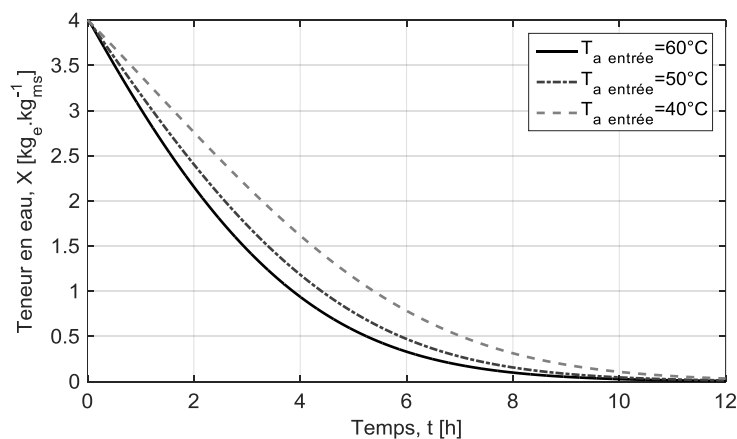


Figure IV. 5. Teneur en eau d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air

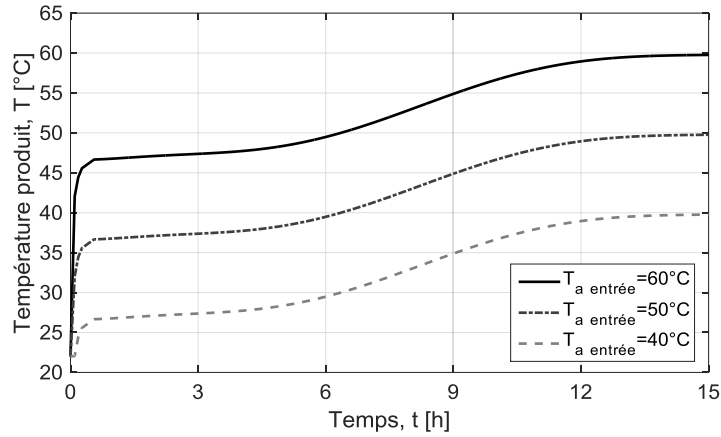


Figure IV. 6. Température d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air

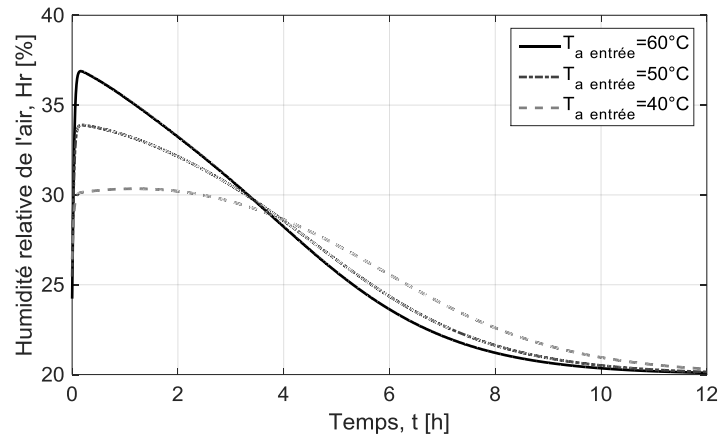


Figure IV.7. Humidité relative d'air à la sortie d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air

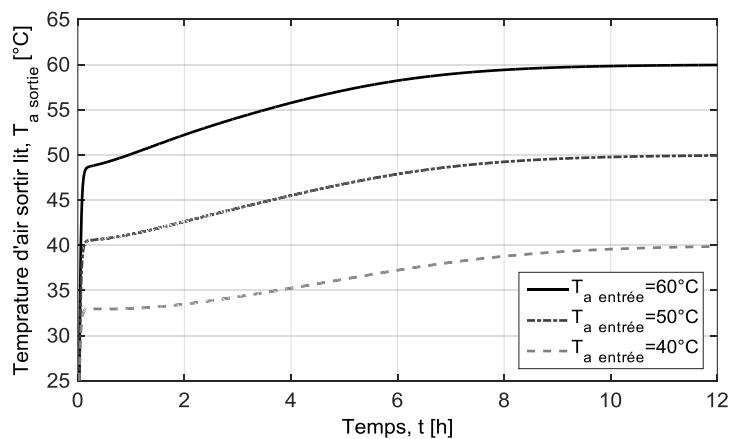


Figure IV. 8. Température d'air à la sortie d'un lit de particules de pomme de terre pour différentes températures d'air

## IV.2. Modélisation et simulation séchoir à plusieurs Claies

Les contraintes de séchage nous orientent vers une solution technologique qui consiste à sécher le produit dans un séchoir à plusieurs claies. Dans un tel séchoir, le produit qui interagit avec l'air est étalé sur plusieurs claies sans mouvement.

Sachant que la distance entre deux lits de particules est plus grande que l'épaisseur du lit contrairement à la vitesse de l'air, on prend en compte les pertes à travers les parois du séchoir dans le modèle.

### IV.2.1. Mis en équation

Considérons une tranche «  $dx$  » (voir Figure IV.9). Si «  $H$  » est le coefficient d'échange moyen à travers les parois du séchoir,  $T_a$  est la température de l'air de caractéristiques thermo-physiques  $\rho_a$  et  $c_{p,a}$ ,  $T_a'$  est la température équivalente extérieure (voir Figure IV.10), pour une tranche de fluide d'épaisseur  $dx$  de section transversale  $A_s$  et de périmètre  $P_s$ , nous pouvons écrire la quantité de chaleur contenue dans cette tranche dans un intervalle de temps sous la forme:

$$dQ = A_s dx dt \rho_a c_{p,a} dT_a = -P_s dx dt \phi = -P_s dx dt H(T_a - T_a') \quad (\text{IV.16})$$

$\phi$  étant le flux sortant de la tranche par les parois latérales.

Finalement, on obtiendra :

$$\frac{\partial T_a}{\partial t} + v_a \frac{\partial T_a}{\partial x} = \frac{P_s H}{A_s \rho_a c_{p,a}} (T_a' - T_a) \quad (\text{IV.17})$$

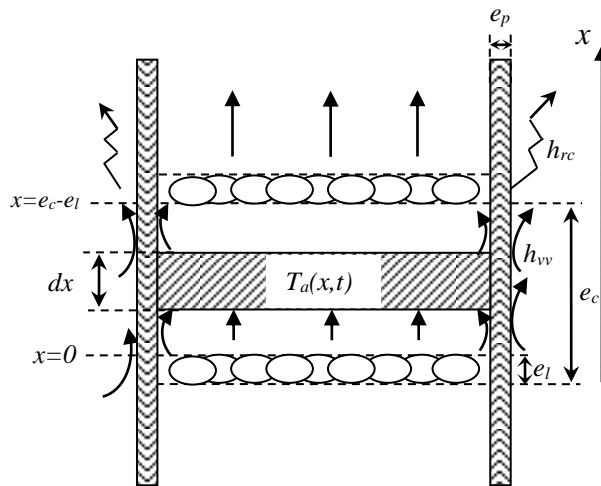


Figure IV. 9. Représentation schématique des échanges entre deux lits de particules

En négligeant la variation temporelle de la température devant sa variation spatiale et pour  $A_s = L_s \cdot l_s$  et  $P_s = 2(L_s + l_s)$ , dont  $L_s$  et  $l_s$  sont respectivement la longueur et la largeur du séchoir, l'équation précédente devient :

$$\frac{\partial T_a}{\partial x} + BT_a = BT_a' \quad (IV.18)$$

avec

$$B = \frac{2(L_s + l_s)H}{L_s l_s \rho_a c_{p,a} v_a} \quad (IV.19)$$

Dont la solution est de la forme :

$$T_a(x, t) = Ae^{-Bx} + T_a' \quad (IV.20)$$

$$\text{pour } x = 0 : A = T_a(0, t) - T_a'$$

L'équation finale s'écrit :

$$T_a(x, t) = (T_a(0, t) - T_a')e^{-Bx} + T_a' \quad (IV.21)$$

Lorsque  $e_c$  et  $e_l$  sont respectivement la distance entre deux grilles et la hauteur du lit de particules, nous pouvons écrire pour  $x = e_c - e_l$  :

$$T_a(x = e_c - e_l, t) = (T_a(0, t) - T_a')e^{-B(e_c - e_l)} + T_a' \quad (IV.22)$$

Entre deux lits de particules, nous ne tenons pas compte de l'inertie thermique des parois. Nous éliminons la température superficielle  $T_{pi}$  de la paroi intérieure pour obtenir directement la dépendance spatiale (Eq.(IV.22)). Par contre, dans le lit, le coefficient d'échange convectif  $h_{cpi}$  entre l'air et la paroi dépend fortement de la température superficielle  $T_{pi}$  de la paroi intérieure en cours de séchage. Ceci est dû aux variations des paramètres, consécutives au phénomène de rétrécissement volumique du produit, en particulier de la porosité apparente du lit. Ce qui nous force donc à conserver comme inconnues les températures superficielles  $T_{pi}$  et  $T_{pe}$  et rend malaisé l'utilisation du modèle employé entre deux lits de particules.

### Détermination du coefficient d'échange global « H » à travers la paroi du séchoir

En utilisant les analogies électriques (Figure IV.10), on peut déterminer le coefficient « H » moyen à travers les parois du séchoir.

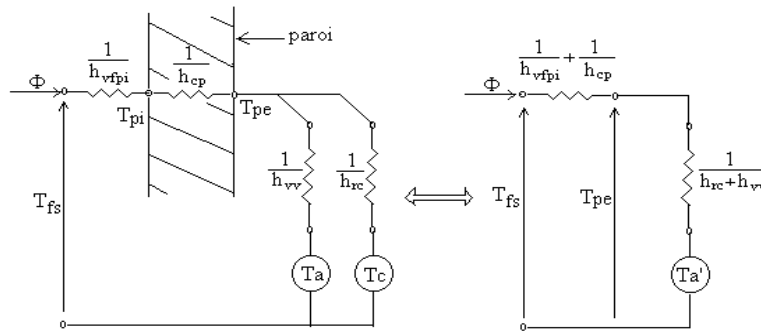


Figure IV. 10. Schéma électrique équivalent aux échanges à travers les parois du séchoir

La tension de Thevenin «  $T_a'$  » s'écrit :

$$T_a' = \frac{\frac{T_{amb}}{h_{rc}} + \frac{T_c}{h_{vv}}}{\frac{1}{h_{rc}} + \frac{1}{h_{vv}}} = \frac{T_{amb} h_{vv} + T_c h_{rc}}{h_{vv} + h_{rc}} \quad (IV.23)$$

Le flux  $\phi$  ayant pour expression :

$$\phi = H(T_a - T_a') \quad (IV.24)$$

avec:

$$\frac{1}{H} = \frac{1}{h_{vpi}} + \frac{1}{h_{cp}} + \frac{1}{h_{rc} + h_{vv}} \quad (IV.25)$$

### IV.2.2 Simulation séchoir à trois claies

On considère une quantité de pomme de terre égale à 6.4 kg. Cette quantité est disposée en lits de rondelles de 3 mm d'épaisseur et est répartie à parts égales dans les trois premières claies du séchoir. Pour une température ambiante de 25°C, on fixe une température de séchage à l'entrée de l'armoire égale à 50°C, une humidité relative de 20 % et un débit d'air massique de 96 kg.h<sup>-1</sup>.

La Figure IV.11 représente la teneur en eau du produit dans les trois claies du séchoir. Le temps de séchage du produit est, comme on peut s'y attendre, plus élevé, lorsque l'on passe de la première à la troisième claie, car l'acheminement de l'air dans l'armoire se fait de bas en haut ; en passant d'une claie inférieure à une claie supérieure, la température de l'air à la sortie de chaque claie baisse (Figure IV.13) et son taux hygrométrique augmente (Figure IV.14). Ce qui engendre un accroissement de la pression de vapeur d'eau dans l'air et une diminution du potentiel d'échange qui est défini par la différence entre la pression de vapeur à la surface du produit et la pression de vapeur d'eau dans l'air. A l'équilibre les courbes des températures de l'air, celles de son humidité relative ainsi que celles à la surface des particules du produit (Figure IV.12), tendent vers des valeurs constantes.

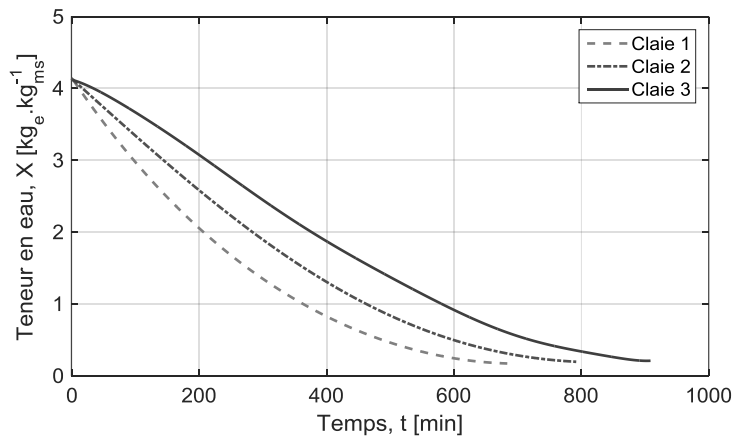


Figure IV. 11. Teneur en eau de la pomme de terre dans les trois claies  
( $T_a=50$  °C,  $Hr=20$  %,  $\dot{m}_a=96$  kg.h<sup>-1</sup>)

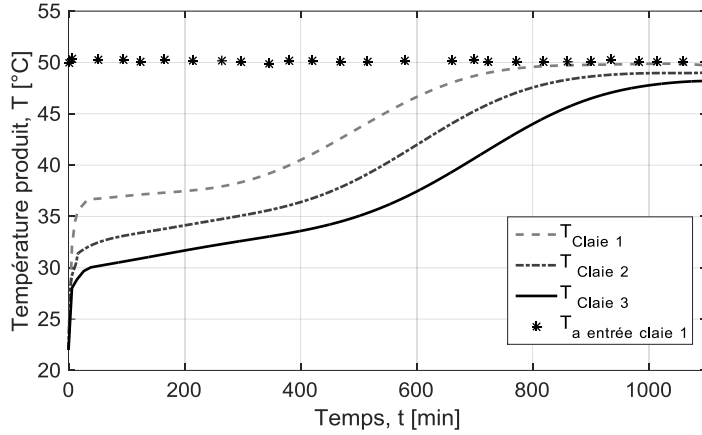


Figure IV. 12. Température du produit dans le séchoir  
 ( $T_a=50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $Hr=20\%$ ,  $\dot{m}_a=96\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ )

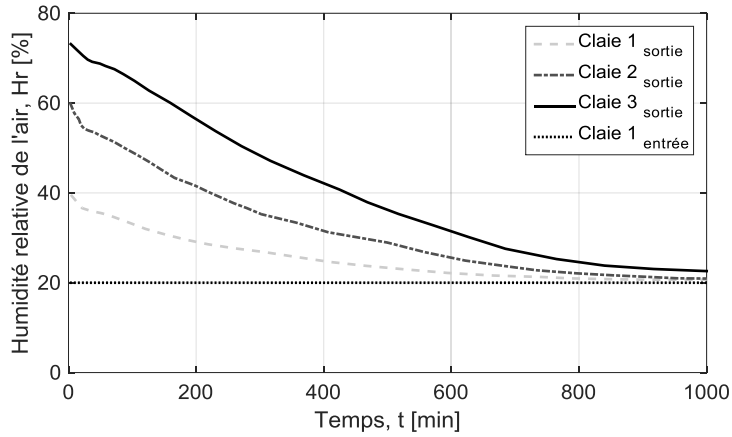


Figure IV. 13. Humidité relative de l'air à la sortie des trois claies  
 ( $T_a=50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $Hr=20\%$ ,  $\dot{m}_a=96\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ )

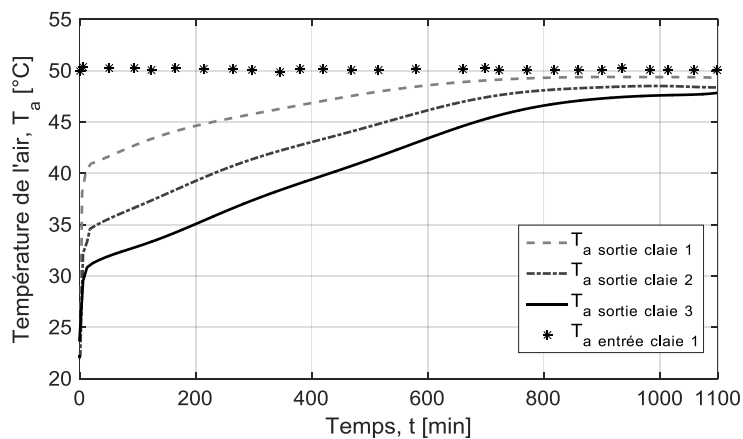


Figure IV. 14. Température de l'air à la sortie des claies  
 ( $T_a=50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $Hr=20\%$ ,  $\dot{m}_a=96\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ )

Les vitesses de séchage des trois claies sont tracées sur la Figure IV.15. On distingue clairement une phase à vitesse constante pour les deux claies supérieures voir plus pour la troisième claie. Car

l'affaiblissement de la température et l'augmentation de l'humidité relative d'air, lors de son passage à travers une claie, diminue les performances évaporatoires de l'air diminuant ainsi la vitesse critique (vitesse max). De ce fait, l'humidité à la surface n'est pas évaporée assez rapidement ce qui crée une fine couche d'humidité en surface (surface saturée).

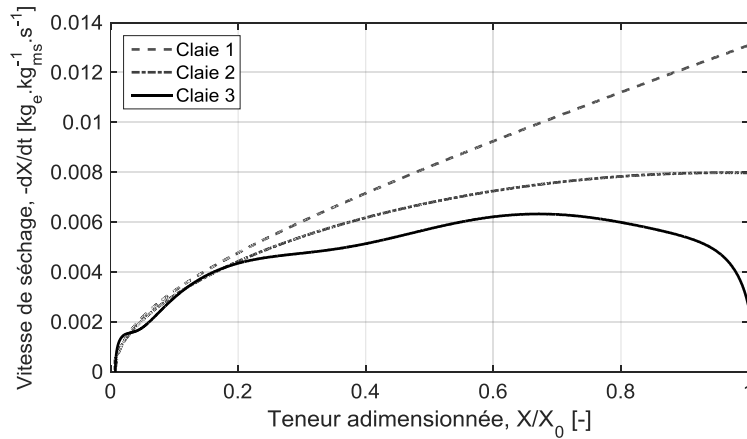


Figure IV. 15. Vitesse de séchage des trois claies ( $T_a=50$  °C,  $Hr=20$  %,  $\dot{m}_a=96$   $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ )

A partir de simulation, on peut donc connaître l'évolution des caractéristiques de l'air (température et humidité relative) et de la pomme de terre (teneur en eau) sur toute la hauteur du séchoir. Les données d'entrée sont la configuration de la chambre de séchage (longueur, largeur, hauteur, veine d'air, distance entre les claies), le nombre de lits et les conditions imposées en entrée du séchoir pour le flux d'air (température, humidité et débit) et le produit. Les principaux résultats de ces simulations sont présentés dans le Tableau IV.1

Tableau IV. 1. Principaux résultats de simulation

	Entrée	Sortie claie 1		Sortie claie 2		Sortie claie 3	
		min	max	min	max	min	max
$T_a$ (°C)	50	36.2	49.5	27.4	48.1	25.3	47.3
$Hr$ (%)	20	20.8	40.3	21.1	60.5	23	73.2
$X$ ( $\text{kg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	4.11	0.17		0.20		0.21	

En sortie du séchoir (S), l'air est récupéré dans un collecteur afin de recycler une partie dont la température et l'humidité relative de cet air évolue respectivement entre 36.3-47.4°C et 23.8-48.1%. De ce fait, deux cas peuvent être étudiés. Le premier correspond aux conditions d'air dans le collecteur au début de séchage ( $T_{a, \text{début}}=36.3^\circ\text{C}$ ,  $Hr_{\text{début}}=48.1\%$ ) (période d'eau libre) et le second correspond, aux conditions d'air dans le collecteur à la fin de séchage ( $T_{a, \text{fin}}=47.4^\circ\text{C}$ ,  $Hr_{\text{début}}=23.8\%$ ) (période d'eau liée). Les différentes transformations que doit subir l'air au niveau de la PAC pour le ramener aux conditions désirées à l'entrée du séchoir (E) sont étudiées dans la suite de cette partie.



### IV.3. Couplage séchoir-PAC

Les séchoirs à pompe à chaleur trouvent de plus en plus d'applications dans l'industrie alimentaire pour le séchage de fruits, légumes, poissons et produits biologiques actifs dans de nombreux pays. [Alves-Filho et Strommen 1996, Prasertsan et Saen-saby 1998]. Les principaux avantages de la technologie des pompes à chaleur sont le potentiel d'économie d'énergie et le bon contrôle des conditions de séchage telles que la température, taux d'humidité et la vitesse d'air ainsi que sur le temps de séchage [Colak et Hepbadli 2009, Goh et al. 2011]. A savoir que la demande accrue de produits prêts à consommer et d'aliments adaptés nécessite des conditions de séchage bien contrôlées pour obtenir des produits alimentaires de qualité suffisante. Ce type de séchoir peut également être indépendant des conditions météorologiques ambiantes contrairement aux séchoirs solaires [Claussen et al. 2007]. Chua et al. (2002) ont présentés une revue sur le séchage par pompe à chaleur, discutant ainsi les progrès technologiques, les applications, les avantages et les limites des séchoirs à pompe à chaleur (PAC).

En associant une pompe à chaleur à une unité de séchage, la chaleur latente et la chaleur sensible peuvent être récupérées de l'air évacué en sortie de séchoir (S), améliorant ainsi les performances thermiques globales et offrant un contrôle efficace des conditions d'air à l'entrée du séchoir. Comme fréquemment présenté dans la littérature [Pal et Khan 2008, Colak et Hepbasli 2009, Goh et al. 2011, Patel et Kar 2012] une PAC permet de déshumidifier l'air par refroidissement au niveau de l'évaporateur puis de le réchauffer avant son retour dans le séchoir.

#### IV.3.1. Hypothèses de fonctionnement

La pompe à chaleur et le séchoir peuvent être assemblés sous différentes formes en fonction de la manipulation de l'air et du flux d'énergie. Dans cette partie, une simple configuration de séchoir-PAC, comme indiqué sur la Figure IV.16, est étudiée [Teeboonma et al. 2003, Pal et Khan 2008 et 2010]. La PAC peut être entièrement ou partiellement ouverte en fonction de la recirculation de l'air de travail. En plus, une partie d'air est by-passer au niveau de l'évaporateur [Saensabai et Prasertsan 2003, Pal et Khan 2008, Goh et al. 2011] afin de maximiser le taux d'extraction d'humidité. La manipulation du flux d'air influencera l'état de l'air à l'entrée de l'évaporateur, à l'entrée du condenseur et, par conséquent, modifie les performances de la PAC.

Dans cette étude, on effectue aussi les hypothèses suivantes :

- Les échanges thermiques avec l'air de la veine de séchage se font directement au niveau des échangeurs (condenseur, évaporateur), tout en considérant ces échangeurs comme idéaux;
- La PAC est à détente indirecte [Gac 2011, Vrinat 2009].

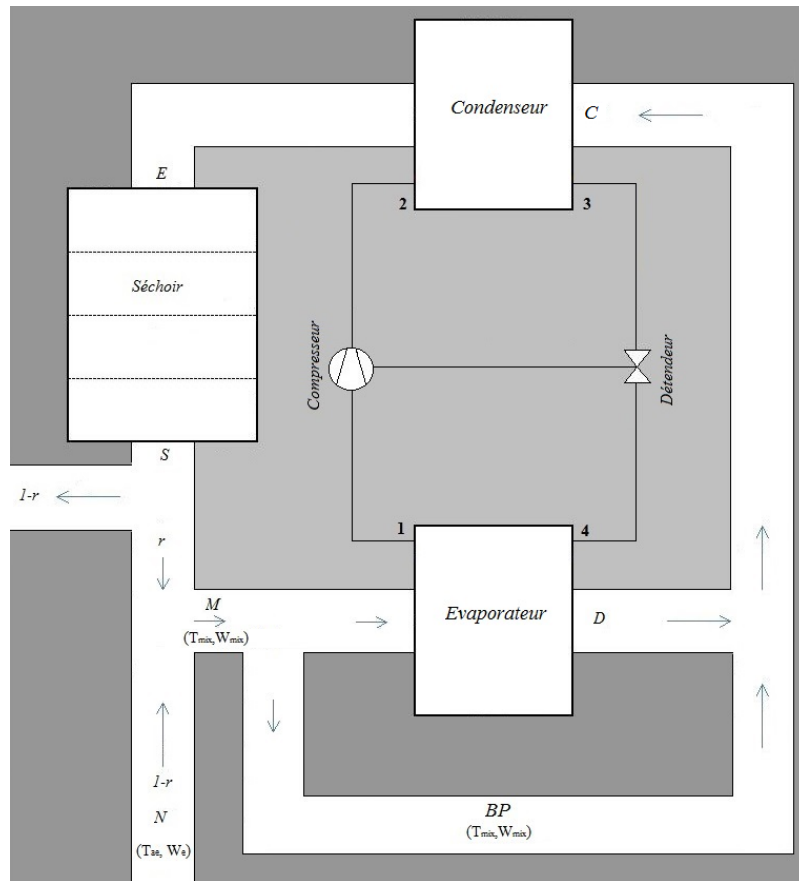


Figure IV. 16. Configurations de l'installation Séchoir-PAC

### IV.3.2. Point de fonctionnement d'un séchoir sans et avec PAC

Afin de mettre en évidence le gain d'énergie apporté par une PAC dans un procédé de séchage, nous allons étudier deux configurations. La première sans PAC et la seconde, avec PAC. Les conditions d'air à l'entrée/sortie du séchoir retenues pour cette étude sont celles présentées au paragraphe IV.2. Dans les deux installations, un ventilateur assure un débit d'air massique constant de  $96 \text{ kg.h}^{-1}$  à l'entrée du séchoir.

#### IV.3.2.1 Etude d'une installation conventionnelle (sans PAC)

Dans ce cas de figure, le chauffage d'air à l'entrée du séchoir est assuré uniquement par des résistances. Cependant, l'air en sortie est récupéré dans un collecteur, une partie est mélangée à l'air neuf dont la température et l'humidité relative sont respectivement supposées être à  $T_{a,N} = 25^\circ\text{C}$  et  $Hr_N = 80\%$ . Avant son passage à travers les résistances, cet air mélangé (M) est déshumidifié afin qu'il atteigne une humidité absolue ( $W_N$ ) de  $15.7 \text{ g.kg}^{-1}$  qui correspond à celle en entrée du séchoir (E). Du coup, la puissance de chauffage nécessaire est exprimée par  $P = m_a(h_{a,E} - h_{a,M})$ . Pour un taux de recyclage variable compris entre 0 et 1 nous avons pu tracer la puissance de chauffage sur la Figure IV.17. D'après les courbes, on constate que la puissance de chauffage dépend fortement du taux de

recyclage. Ainsi, plus le taux est proche de 1 plus on aura moins de besoin de chauffage à la fin qu'au début de séchage. Ces solutions ne sont en aucun cas optimales mais offre une référence pour les calculs précédents.

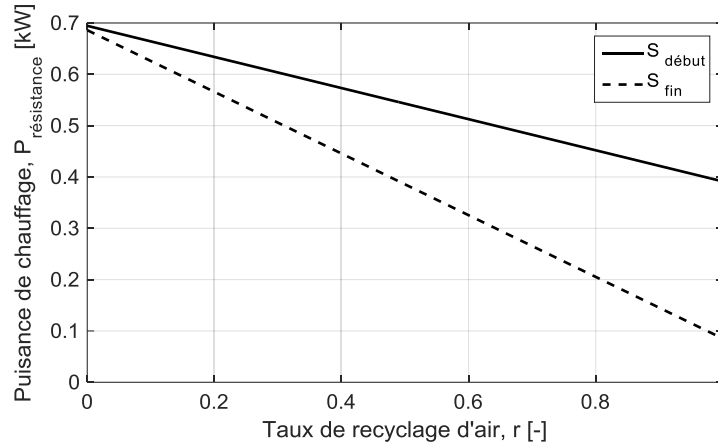


Figure IV. 17. Puissance de chauffage en fonction du taux de recyclage

#### IV.3.2.2 Etude d'une installation avec PAC

La configuration de l'installation utilisée dans cette partie est illustrée à la figure IV.16. La PAC comprend quatre composants de base: compresseur, condenseur, détendeur et évaporateur. Le model de détendeur, contrairement aux autres composants, n'est pas été pris en considération dans le module de calcul. Comme ce fut le cas pour l'installation conventionnelle, les conditions d'air à la sortie du séchoir sont définies comme les conditions d'entrée de la PAC, et les conditions d'air à l'entrée du séchoir sont assurées à la sortie de la PAC.

Afin de dimensionner ces composants, nous avons pris en considération les hypothèses simplificatrices suivantes dans le modèle de la PAC:

- La compression et la détente du fluide frigorigène sont des processus isentropique et isenthalpique, respectivement.
- Le réfrigérant à la sortie de l'évaporateur et du condenseur est de la vapeur saturée et du liquide saturé, respectivement.
- La perte de charge dans les conduites d'air est négligeable (conduites isolées thermiquement).
- La chute de pression dans les conduites de réfrigérant est négligeable.
- Les conditions ambiantes sont constantes

Un Programme de calcul a été développé sous MATLAB® afin de calculer les grandeurs thermodynamiques de l'air ( $T_a$ ,  $W_a$ ,  $H_r$  et  $h_a$ ), les grandeurs thermodynamiques du fluide 134a ( $T_r$ ,  $P_r$  et  $h_r$ ), le dimensionnement de la PAC ( $E_{comp}$ ,  $Q_{ev}$  et  $Q_{cd}$ ) ainsi que les performances du système séchoir-PAC ( $COP$ ,  $MER$ ,  $SMER$  et  $EUR$ ). Les différentes étapes de calcul sont résumées dans le tableau IV.2.

Tableau IV. 2. Etapes de calcul

<b>Etape 1</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul du taux d'élimination d'humidité du produit pendant le séchage (MER)</li> </ul>
<b>Etape 2</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul du taux d'humidité, de la chaleur spécifique, du volume spécifique et la température humide de l'air de séchage (<math>W_E, c_{p, aE}, v_{aE}, T_{hE}</math>)</li> <li>▪ Calcul des besoins en chaleur pour le séchage <math>Q_s</math></li> <li>▪ Calcul du débit volumique de l'air de séchage <math>V_a</math></li> </ul>
<b>Etape 3</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul du taux d'humidité et température de l'air mélangé en entrée de l'évaporateur (<math>W_{mix}, T_{mix}</math>)</li> <li>▪ Calcul de la température du point de rosé pour l'air mélangé (<math>T_{r,mix}</math>)</li> </ul>
<b>Etape 4</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul du taux d'humidité et température de surface de l'évaporateur (<math>W_{es}, T_{es}</math>)</li> </ul>
<b>Etape 5</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul de la température du réfrigérant à l'intérieur de l'évaporateur (<math>T_{re}</math>)</li> <li>▪ Calcul de la température à l'entrée du condenseur (<math>T_C</math>)</li> </ul>
<b>Etape 6</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul de la température de surface du condenseur (<math>T_{cs}</math>)</li> <li>▪ Calcul de la température du réfrigérant à l'intérieur du condenseur (<math>T_{rc}</math>)</li> </ul>
<b>Etape 7</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul de la pression d'aspiration et de refoulement (<math>p_1</math> et <math>p_2</math>)</li> <li>▪ Calcul de l'enthalpie au point 1,2,3 et 4 (<math>h_1, h_2, h_3</math> et <math>h_4</math>)</li> </ul>
<b>Etape 8</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul de l'enthalpie de l'air à la sortie du séchoir, de l'évaporateur et du condenseur (<math>h_{ss}, h_{se}, h_{sc}</math>)</li> </ul>
<b>Etape 9</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul de la charge de refroidissement (<math>Q_{ev}</math>)</li> <li>▪ Calcul de la puissance du compresseur (<math>E_{comp}</math>)</li> <li>▪ Calcul de la charge de chauffage (<math>Q_{cd}</math>)</li> </ul>
<b>Etape 10</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Calcul du coefficient de performance de la PAC (COP)</li> <li>▪ Calcul du taux d'extraction spécifique d'humidité (SMER)</li> <li>▪ Calcul de l'efficacité du séchoir (<math>\eta_s</math>)</li> <li>▪ Calcul du taux d'utilisation d'énergie (EUR)</li> </ul>

Le présent modèle de simulation a été validé avec des données expérimentale sur un séchoir assisté par une pompe à chaleur au 134a présenté par Pal et Khan (2008). En l'absence de certaines informations requises, quelques approximations ont été établies à partir des données disponibles dans la littérature. La quantité d'air évacuée du système est égale à celle de l'air frais introduite dans la veine d'air. Les conditions de séchage pour notre cas est de 50 % d'air recyclé, un évaporateur by-passer de 20%, un débit d'air de 96 kg/h et une température et humidité relative d'air ambiant de 25°C et 80% respectivement.

Les évolutions de l'air dans l'ensemble de l'installation au début et à la fin de séchage sont présentées sur un diagramme psychrométrique (voir Figure IV. 18). Au point de mélange (M), 50% d'air recyclé est mélangé à 50% d'air neuf afin de refroidir l'air à l'entrée de l'évaporateur. Lors de son passage dans l'évaporateur (M→D), l'air refroidi se déshumidifie de 2.1 g.kg<sup>-1</sup> et de 4.3 g.kg<sup>-1</sup> au début et à la fin de séchage respectivement. By-passer l'évaporateur nous a permet de diminuer la charge de refroidissement de l'évaporateur ainsi que la charge calorifique.

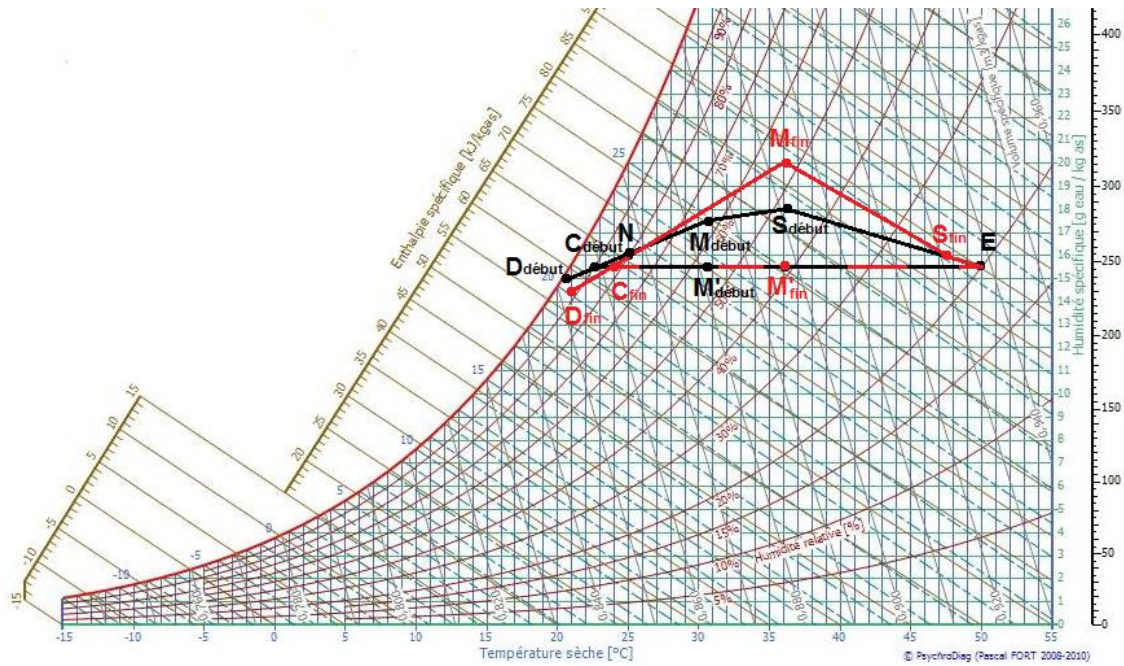


Figure IV. 18. Tracés du cycle d'air dans le séchoir à PAC au début et à la fin de processus

D'après le Tableau IV.3, l'évaporateur à la fin de séchage prélève plus d'énergie à l'air qu'au début de séchage, ainsi la puissance absorbée au compresseur et la puissance fournie par le condenseur sont plus importante car l'extraction de l'eau liée (fin de séchage,  $a_w < 1$ ) nécessite plus d'énergie que l'eau libre (début de séchage,  $a_w > 1$ ). Le cycle thermodynamique du réfrigérant R134a pour les points de fonctionnement, est présenté sur la Figure IV.19.

Tableau IV. 3. Comparaison des différents composants de la PAC au début et à la fin de séchage

Période de séchage	$E_{comp}$ [kW]	$Q_{ev}$ [kW]	$Q_{cd}$ [kW]
Début ( $T_{as}=36.3^\circ\text{C}$ , $Hr_s=48.1\%$ )	0.1343	0.6152	0.7961
Fin ( $T_{as}=47.4^\circ\text{C}$ , $Hr_s=23.8\%$ )	0.1751	0.7881	0.81

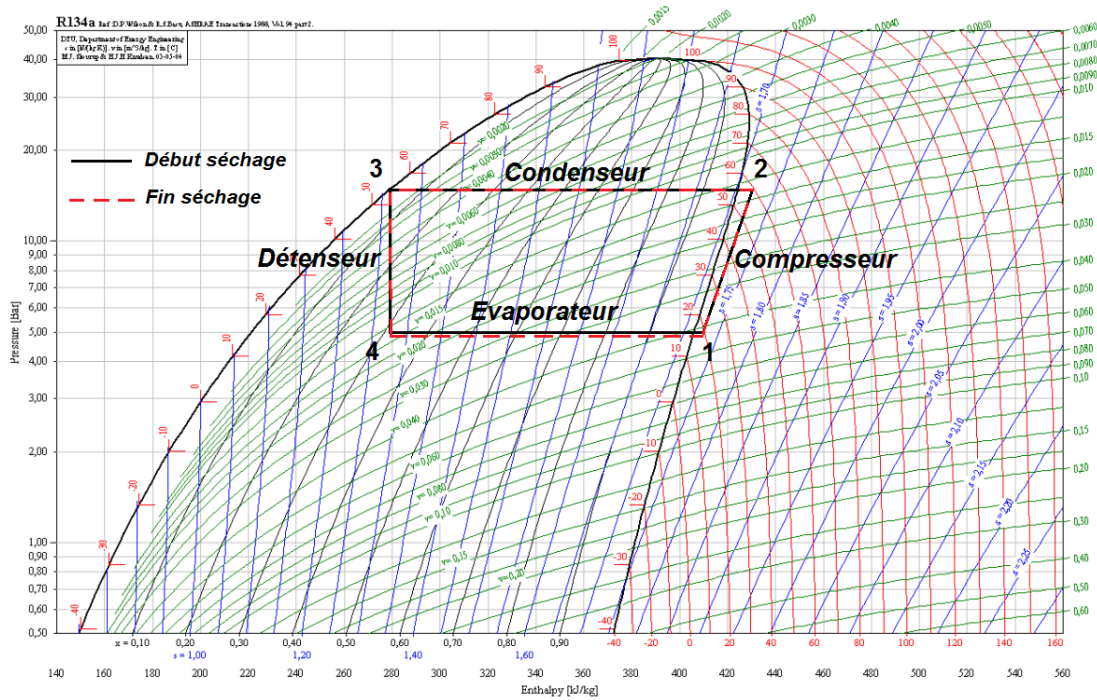


Figure IV. 19. Les points de fonctionnement au début et à la fin de séchage

Dans certaines études [Jia et al 1990, Clements et al. 1993], le coefficient de performance (COP) a été utilisé pour représenter la performance du séchoir à PAC. Cependant, dans notre étude, le COP indique uniquement la capacité de récupération d'énergie de la pompe à chaleur ; cette fonction ne décrit guère la performance de séchage. En tant que séchoir, les indicateurs de performance clés sont le taux d'extraction d'humidité (MER,  $\text{kg h}^{-1}$ ) et le taux d'extraction d'humidité spécifique (SMER,  $\text{kgkW}^{-1} \text{h}^{-1}$ ). Le MER indique directement le débit du produit tandis que le SMER indique l'efficacité énergétique du processus de séchage et reflète également le coût du séchage, l'un des facteurs importants du séchage. Les indicateurs de performance sont également indiqués dans le Tableau IV.4. Les résultats obtenus montrent l'intérêt d'utiliser une PAC, même pour des points de fonctionnement non optimisés. Les variables d'état des points de fonctionnement sont indiquées sur les schémas de l'installation (a) et (b) Figure IV.20.

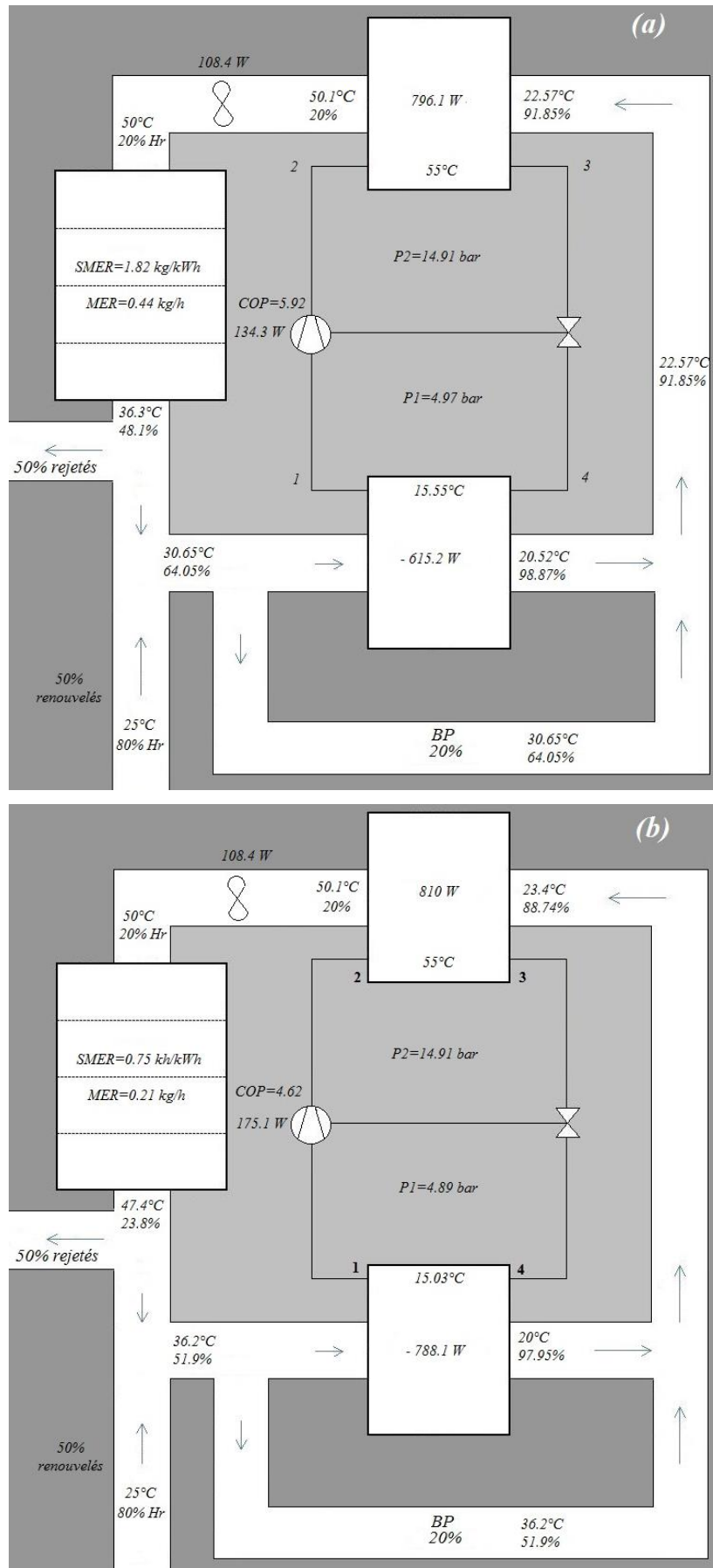


Figure IV. 20. Détails des points de fonctionnement (PAC): (a) début séchage; (b) fin séchage

Tableau IV. 4. Récapitulatif des calculs de dimensionnement

Grandeur	Sans PAC		Avec PAC	
	Début	Fin	Début	Fin
$r$	0.5	0.5	0.5	0.5
$P_{ele}$ [kW]	0.7289	0.5716	0.2391	0.3117
COP	-	-	5.92	4.62
SMER [kg.kWh <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> ]	0.60	0.37	1.82	0.75
MER [kg.h <sup>-1</sup> ]	0.44	0.21	0.44	0.21
EUR [%]	-	-	38.08	18.22
$\eta_s$ [%]	63.48	12.05	63.48	12.05

D'après les résultats de simulation (Tableau IV.4), le MER est de 0.44 kg.h<sup>-1</sup> au début de séchage contre 0.21 kg.h<sup>-1</sup> à la fin. Ces faibles valeurs caractérisent un produit à faible vitesse de séchage [Saensabai et Prasertsan 2003].

Selon Mujumdar (2006), le SMER est compris entre 0.5 et 1 kg.kWh<sup>-1</sup> pour un séchage conventionnel, ce qui est notre cas au début de séchage (0.6 kg.kWh<sup>-1</sup>) contrairement à la fin d'où on obtient une valeur de 0.37 kg.kWh<sup>-1</sup>. Pour un séchage à PAC le SMER est signalé dans la littérature entre 1 et 4 [Sarkar et al.2006, Mujumdar 2006, Colak et Hepbasli 2009]. Il est toutefois inférieur à la limite basse des valeurs typiques à la fin du séchage, cela reflète la difficulté d'extraction d'humidité durant cette période [Sevik 2014]. Ces points de fonctionnement sont donnés à titre d'exemple de ce qui peut être fait avec les outils développés, ils ne constituent en aucun cas optimums.

Les valeurs du taux d'utilisation d'énergie (EUR) dans le séchoir ont été calculées pour la configuration d'un séchoir à PAC. D'après le Tableau IV.4, les valeurs EUR varient entre 0,18 et 0,38. L'affaiblissement du taux d'utilisation d'énergie est dû à la différence entre les températures d'entrée et de sortie de séchoir. Des résultats similaires ont été rapportés par Sevik (2014) pour la tomate et la fraise.

### IV.3.3. Amélioration de la consommation énergétique

D'après la littérature, on nous semble qu'il n'y ait pas de configuration spécifique pour un seul produit, mais l'opération doit être modifiée en fonction du taux de séchage du produit et de l'état ambiant. En pratique, le séchoir à PAC devrait être un système ouvert ou partiellement ouvert afin de se stabiliser. Il a donc été suggéré que la compréhension de la configuration du système est l'une des solutions dans le développement des séchoirs à PAC. Aussi, des solutions techniques peuvent être étudiées :

- Insérer un échangeur supplémentaire en sortie de séchoir (point S) afin de pré-refroidir l'air, ainsi assurer une déshumidification efficace de l'air de travail au niveau de l'évaporateur et préchauffer l'air en entrée du condenseur (point C) avant son envoi dans le séchoir. C'est une solution évidemment intéressante pour ce point de fonctionnement. Cette technique a été



utilisée notamment par Ho et al. (2001), Braun et al. (2002), Chua et Chou (2005) et Goh et al. (2011).

- Insérer un condenseur externe pour rejeter la chaleur excédentaire dans l'air ambiant lorsque la température de séchage est supérieure à la température de réglage. Cette configuration a été utilisée par Teeboonma et. (2003) et Saensabai et Prasertsan (2003).

#### **IV.4. Conclusion**

Dans ce chapitre, nous avons développés les outils nécessaires pour l'étude d'un séchoir à PAC. La modélisation comprend deux parties : le modèle de séchoir et le modèle de pompe à chaleur. Le premier modèle est développé en utilisant le principe de conservation de masse et de chaleur pour chaque volume de contrôle pour différentes configurations de séchoir (conditions thermo-aérauliques, nombre de claies). Le modèle MATLAB<sup>®</sup> développé permet de calculer à partir des conditions fixes à l'entrée (Température et humidité relative) du séchoir la température et l'humidité de l'air à la sortie de chaque claie et par conséquent à la sortie de séchoir ainsi que la température et la teneur en eau du produit moyenne à chaque claie. Cependant, le deuxième modèle utilise des équations mathématiques simplifiées afin de dimensionner la PAC et par la suite calculer les indicateurs de performances. Ces performances sont influencées par l'interaction entre l'air de travail, les caractéristiques de séchage du produit et la pompe à chaleur. Le SMER optimum peut être obtenu du compromis entre quantité de produit traité, teneur en eau final moyenne du produit souhaitée et puissance totale du système.

On conclut que le modèle de simulation peut prédire de manière satisfaisante la tendance des performances du séchoir à PAC, cependant la dépendance des résultats quantitatifs à la performance technique des composants limite l'utilisation universelle du modèle.

## CONCLUSION ET PERSPECTIVES

Dans le cadre de cette thèse on s'est intéressé au séchage de la pomme de terre par le biais d'une pompe à chaleur (PAC) dont l'objectif était d'étudier le couplage d'un séchoir à claies avec une PAC. Pour atteindre cet objectif, des études expérimentales et numériques ont été menées.

Vu la complexité du contexte de l'étude, en allant du produit jusqu'au séchoir et le système énergétique associé, nous a contraint à établir un état de l'art afin de bien identifier les approches développées aux différents niveaux de l'étude. Ainsi, les différentes techniques de séchage et les phénomènes de transfert intervenant dans un milieu poreux déformable ont été présentées. Egalement, les valeurs usuelles de propriétés de la pomme de terre issues de la littérature ont été regroupées. De même, une étude relative aux séchoirs et l'intégration de pompes à chaleur a permis de prédéfinir les grandeurs importantes et leur couplage, ainsi que les principaux indicateurs de performance utilisés dans le cadre d'analyse énergétique de ce type de système.

A travers une démarche expérimentale, les différentes propriétés thermiques, hydriques et physiques de la pomme de terre ont été caractérisées et comparées à celles trouvées dans la littérature dont les résultats ont été concluants. Des cinétiques de séchage au niveau du produit sous différentes conditions thermo-aérodynamiques ont été établies grâce à un banc de séchage expérimental. L'analyse des résultats expérimentaux a montré l'importance des températures appliquées à l'air pour un séchage rapide est moins énergivore. La complexité du phénomène de retrait a également été mise en évidence. Des essais lors desquels le produit a subi des modifications ont été menés, montrant l'intérêt de l'épaisseur sur la vitesse de séchage. Ces essais ont servi également à l'estimation du coefficient de diffusion global en utilisant la solution analytique de la loi de Fick. L'ensemble de ces résultats expérimentaux nous ont permis d'établir une expression polynomiale de la courbe caractéristique de séchage (CCS) dont l'allure est assez acceptable.

En parallèle du travail expérimental, nous avons développé un modèle numérique des transferts de masse et de chaleur mis en jeu dans un produit. Pour affiner ce modèle nous avons adopté une approche basée sur le choix d'une vitesse référence barycentrique dont la résolution des équations est faite dans un repère Lagrangien lié au produit sec. Cela nous a permis de surmonter le problème de retrait dû aux pertes d'eau dans le produit.

La méthode des volumes finis implicite a été utilisée pour résoudre les équations de transfert. La confrontation des résultats simulés aux relevés expérimentaux montre une bonne analogie pour différentes conditions. Cela nous a permis de prédire correctement l'évolution de la teneur en eau au sein du produit et d'une façon cohérente l'évolution de la température des échantillons. En plus, le faible gradient de température dans le produit a été conforté avec le calcul du nombre de Biot

thermique ( $Bi_h < 0.3$ ) ainsi l'hypothèse d'une température homogène peut être retenue pour ce produit. Ce modèle a également été exploité pour estimer le coefficient de diffusion, la surface d'évaporation et le coefficient de transfert de chaleur par technique inverse en s'appuyant sur les résultats obtenus.

Dans le cas relatif à un séchoir à claies, nous avons présentés un modèle basé sur les transferts de masse et de chaleur au niveau d'une claie puis de plusieurs claies. Dans ce modèle, nous avons pris compte de la porosité apparente du lit de particules de pomme de terre. Ce développement nous a permis de simuler l'évolution des profils de température et de teneur en eau du lit, ainsi que l'évolution de la température et humidité de l'air à la sortie de chaque claie. A travers les résultats de simulations, nous avons constaté une influence considérable de la température d'air asséchant et du nombre de claie sur la vitesse et le temps de séchage. Les résultats obtenus en sortie du séchoir ont été exploités par la suite afin d'étudier une conception et un dimensionnement d'une pompe à chaleur. Ce dimensionnement proposé n'est certes pas optimal notamment en termes de température et humidité en entrée d'évaporateur mais montre l'intérêt des développements expérimentaux et numériques réalisés durant cette thèse.

Des prolongements à la fois expérimentaux, numériques et théoriques peuvent être envisagés :

- La prise en compte du comportement mécanique du produit dans le modèle de séchage afin de mieux aborder les problèmes de qualité finale (fissurations, déformations indésirables)
- L'intégration des équations dans une géométrie à deux voire trois dimensions afin d'avoir une meilleure description des transferts et du retrait.
- Une étude sensorielle (goût, couleur, texture, etc.) pour cerner les conditions de séchage optimales.
- Réaliser des expériences à l'échelle industrielle pour étudier le comportement réel du système séchoir-PAC et par la suite faire des améliorations afin de fournir des informations pertinentes sur l'intégration, les stratégies de contrôle, les paramètres de fonctionnement, etc.

Pour finir une optimisation de système peut être définie par une approche multicritère (coût, qualité produit...)

## REFERENCES

- Afzal T. M., Abe T., Diffusion in Potato During Far Infrared Radiation Drying, *J. Food Eng.*, Vol. 37, pp. 253-365, 1998.
- Akpınar E., Midilli A., Bicer Y., Single layer drying behaviour of potato slices in a convective cyclone dryer and mathematical modeling. *Energy Conversion and Management*. Vol. 44, pp. 1689–1705, 2003.
- Al-Harashsheh M., Al-Muhtaseb A.H., Magee T.R.A., Microwave drying kinetics of tomato pomace: Effect of osmotic dehydration, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 48, pp. 524–531, 2009.
- Allanic N., Optimisation sous contraintes d'une opération de séchage combinant la convection et les technologies rayonnantes infrarouges -Application à un polymère en solution aqueuse-, thèse Doctorat, Université de Bretagne sud (France), 2006.
- Alves-Filho O., Strommen I., The application of heat pump in drying of biomaterials, *Drying Technology*, Vol. 14 (9), pp. 2061–2090, 1996.
- Aprajeeta J., Gopirajah R., Anandharamkrishnan C., Shrinkage and porosity effects on heat and mass transfer during potato drying, *Journal of Food Engineering*, Vol. 144, pp. 119–128, 2015.
- Assaf K., Intégration d'une pompe à chaleur dans un procédé agroalimentaire -Simulation, expérimentation et intégration, Thèse Doctorat, MINES Paris-Tech,(France). 2010
- Bacelos M.S, Almeida P.I.F., Modelling of drying kinetic of potatoes taking into account shrinkage, *Procedia – Food Science*, Vol. 1, pp. 713–721, 2011.
- Bahrani S.A. , Modification des Propriétés Physico-chimiques de l'Amidon par Procédés Hydrothermiques : Contribution à l'étude des Transferts Couplés Chaleur-Masse, université de la rochelle, (SI-MMEA), 2012
- Baik O. D., Marcotte M., Sablani S. S., Castaigne F., Thermal and Physical Properties of Bakery Products, *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, Vol. 41(5), pp. 321–352, 2001.
- Baini R., Langrish T.A.G., Choosing an appropriate drying model for intermittent and continuous drying of bananas, *Journal of Food Engineering*, Vol. 79, pp.330-343, 2007.
- Banga JR., Balsa-Canto E., Alonso A.A., Quality and safety models and optimization as part of computer-integrated manufacturing, *Compr. Rev. Food Sci. Food Saf.*, Vol.7, pp.168–74, 2008.
- Belghit A., Kouhila M., Boutaleb B. C., Approche Expérimentale de la Cinétique de Séchage de la Verveine (*Lippia Citriodora*), *Rev. Energ. Ren.*, Vol. 2, pp. 87-97, 1999.
- Beuchat, L. R., In: Introduction, *Water Activity: Theory and Applications to Food*. Rockland, L. B. and Beuchat, L. R. eds. Marcel Dekker, New York. p. 137-151, 1987.
- Bialobrzewski I., Determination of the Mass Transfer Coefficient During Hot-Air-Drying Celery Root, *Journal of Food Engineering*, Vol. 78, pp. 1388-1396, 2007.

- Blahovec J., Hejlova A., Simple kinetic models of potato sloughing, *International Journal of Food Properties*, Vol. 13(1), pp. 51–64, 2010.
- Bonazzi C., Dumoulin E., Quality changes in food materials as influenced by drying processes. In: Tsotsas E, Mujumdar AS, editors. *Mod. dry. technol. –prod. qual. formul*, Vol. 3. Weinheim (Germany): Wiley-VHC Verlag GmbH, 2011.
- Bories S., Mojtabi A., Prat M., Quintard M., Transferts de chaleur dans les milieux poreux- Conduction, convection, rayonnement, *Technique de l'ingénieur*, Réf : BE8250 v1, 2008
- Boutelba I., Zid S., Youcef-ali S., Glounnec P., Modélisation du séchage convectif d'un lit de rondelles de pomme de terre, *Second International Conference on Applied Energetics and Pollution ICAEP2014*, Constantine, Algeria, December 14-15, 2014.
- Boutelba I., Zid S., Glounnec P., Youcef-ali S., Modeling of convective drying of two washers tray of potato, *8th International Conference on Thermal Engineering: Theory and Application ICTEA2015*, Amman, Jordan, May 18-21, 2015a.
- Boutelba I., Glounnec P., Zid S., Youcef-ali S., Etude expérimentale et numérique du séchage convectif des tranches de pomme de terre, *Second Séminaire International sur le Génie Climatique et l'Energétique, SIGCLE'2015*, Constantine, Algérie, 9-11 Novembre, 2015b.
- Boutelba I., Zid S., Glouannec P., Magueresse A., Youcef-ali S., Experimental data on convective drying of potato samples with different thickness, *Data inBrief*, Vol. 18, pp. 1567–1575, 2018.
- Boutelba I., Zid S., Glouannec P., Youcef-ali S., Magueresse A., Kimouche N., Thermo-hydrous behavior of dried un-blanched potato samples, *Journal of Food Engineering*, Vol. 240, pp.160–170, 2019.
- Brunauer S., Deming L. S., Deming W. S., Teller E., On a theory of the van der Walls adsorption of gases, *J. Am. Chem. Soc.*, Vol. 62, pp. 1723-1732, 1940.
- Cáceres Salazar G.E., Modélisation du séchage d'un milieu poreux saturé déformable : prise en compte de la pression du liquide, *Thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure d'Arts et Métiers, Bordeaux*, 2006.
- Ceylan I., Aktas M., Energy analysis of hazelnut drying system-assisted heat pump, *Int. J. Energy Res.*, Vol. 32(11), pp. 971–979, 2008.
- Charreau A, Cavaille R., Séchage (théorie et calculs), *Technique de l'Ingénieur, Génie des procédés*. 2480, pp 1-23. 1991
- Chen C., Obtaining the isosteric sorption heat directly by sorption isotherm equations. *J. Food Eng.* Vol. 74 (2), pp.178–185, 2006.
- Chiang W-C, Petersen J.N., Experimental measurement of Temperature and moisture profiles During apple drying, *Drying technology*, Vol. 5(1), pp. 25-49, 1987.
- Chua K.J., Chou S.K., Ho J.C., Hawlader M.N.A., Heat pump drying: Recent developments and future trends, *Drying Technology*, Vol. 20 (8), pp. 1579–1610, 2002.

- Claussen I.C., Ustad T.S., Strommen I., Walde P.M., Atmospheric freeze drying—A review, *Drying Technology*, Vol. 25, pp. 947–957, 2007.
- Clements S., Jia X., Jolly P., Experimental verification of a heat pump assisted continuous dryer: simulation model, *Int. J. Energy Research*, Vol. 17, pp. 19–28, 1993.
- Cohen, J. S. and Yang, T. C. S., Progress in food dehydration, *Trends Food Sci. Technol.* Vol.6, pp. 20–25, 1995.
- Colak N., Hepbasli. A, A review of heat pump drying: Part 1 – Systems, models and studies, *Energy Conversion and Management*, Vol. 50(9), pp. 2180-2186, 2009.
- Crank J., *The Mathematics of Diffusion*, second ed., Oxford University Press, London, 1975
- Cui Z.W, Li C.Y, Song C.F, Song Y., Combined Microwave-Vacuum and Freeze Drying of Carrot and Apple Chips, *Drying Technology*, Vol. 26, pp. 1517–1523, 2008.
- Curcio S., Aversa M., Calabro V., Iorio G., Simulation of food drying: FEM analysis and experimental validation, *Journal of Food Engineering*, Vol. 87, pp. 541–553, 2008.
- Curcio S., Aversa M., Influence of shrinkage on convective drying of fresh vegetables: A theoretical model, *Journal of Food Engineering*, Vol. 123, pp. 36–49, 2014
- Dagunet M., *Les Séchoirs Solaires, Théoriques et Pratiques*. UNESCO. Paris (France) 1985.
- Datta A.K., Porous media approaches to studying simultaneous heat and mass transfer in food processes. II: Property data and representative results, *J. of Food Eng.*, Vol. 80, pp. 96–110, 2007.
- De Vries D. A., Simultaneous transfer of heat and moisture in porous media, *Transactions of the American Geophysical Union*, Vol. 39, pp. 909–916, 1958.
- De Vries D.A., The theory of heat and moisture transfer in porous media revisited, *J.Heat and Mass transfer*, Vol. 30(7), pp. 1343-1350, 1987.
- Defraeye T., Advanced computational modelling for drying processes – A review, *Applied Energy*, Vol. 131, pp. 323–344, 2014
- Diamante L. M. et Munro P. A., Mathematical modeling of the thin layer Solar Drying of sweet Potato slices, *Solar Energy*, Vol. 51, pp. 271-276, 1991.
- Esfahani J.A., Majdi H., Barati E., Analytical two-dimensional analysis of the transport phenomena occurring during convective drying: Apple slices, *J. of Food Engineering*, Vol. 123, pp. 87-93, 2014.
- Evin D., Thin layer drying kinetics of *Gundelia tournefortii* L, *Food and Bioproducts Processing*, Vol. 90, pp. 323-332, 2012.
- Fakhfakh R.,Mihoubi D., Kechaou N., Numerical modeling assessment of mechanical effect in bovine leather drying process, *Drying Technology*, Vol. 36 (11), pp. 1313-1325, 2018.
- Falade K.O., Solademi O.J., Modelling of air drying of fresh and blanched sweet potato slices, *International Journal of Food Science and Technology*, Vol. 45(2), pp. 278–288, 2010.

- Fang S., Wang Z., Hu X., Datta A.K., Hot-air drying of whole fruit Chinese jujube (*Zizyphus jujuba* Miller): physicochemical properties of dried products, *Int. J. Food Sci. Technol.*, Vol. 44(7), pp. 1415–21, 2009
- FAO. ,Energy-smart, food for people and climate – Issue paper ([www.fao.org](http://www.fao.org)). Rome, Italy; 2011.
- FAOSTA. Food and Agriculture Organization of the united nations, Disponible sur: <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QC>, Accédé en Décembre 2017.
- Gac A., Conduite automatique des équipements frigorifique, *Technique de l'ingénieur*, 2011, Réf : BE9765 v1.
- Goh L.J., Othman M.Y., Mat S., Ruslan H., Sopian K., Review of heat pump systems for drying application, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 15(9), pp. 4788-4796, 2011.
- Guiné R.P.F., Ramos M.A., Figueiredo M., Shrinkage Characteristics and Porosity of Pears During Drying, *Drying Technology*, Vol. 24, pp. 1525–1530, 2006
- Hachemi A., Abed B. et Asnoun A., Theoretical and experimental study of solar dryer, *Renewable Energy*, Vol. 13(4), pp. 439-451, 1998.
- Hassini L., Azzouz S., Peczalski R., Belghith A., Estimation of potato moisture diffusivity from convective drying kinetics with correction for shrinkage, *Journal of Food Engineering*, Vol. 79, pp. 47–56, 2007.
- Hassini L., Smida K., Azzouz S., Belghith A., Etude expérimentale du séchage convectif de produits agro-alimentaires. Laboratoire d'Energétique et des Transferts Thermiques et Massiques, Faculté des Sciences de Tunis, Tunisie, 2009.
- Hassini L., Peczalski R., Laurent P., Azzouz S., 2-D hydro-viscoelastic model for convective drying of highly deformable saturated product, *Dry. Technol.*, Vol. 33, pp. 1872–1882, 2015.
- Hatamipour M.S., Hadji Kazemi H., Nooralivand A., Nozarpoor A., Drying Characteristics of Six Varieties of Sweet Potatoes in Different Dryers, *Food and Bioproducts Processing*, Vol. 85 (3), pp. 171-177, 2007.
- Hawladar M.N.A., Perera, C.O., Tian M., Ong B.K., Chung K.J., Heat pump drying under inert atmosphere. *Proceedings of the International Drying Symposium*, Sao Paulo, Brazil, Vol. A, pp. 309–316, August 22–25, 2004.
- Hawladar M.N.A., Perera C.O., Tian M., Properties of modified atmosphere heat pump dried foods, *J. Food Eng.*, Vol. 74(3), pp. 392–401, 2006.
- Hwang C.C., Lin C.M., Kung H.F., Huang Y.L., Hwang D.F., Su Y.C., Tsai Y.H., Effect of salt concentrations and drying methods on the quality and formation of histamine in dried milkfish (*Chanos chanos*), *Food Chem.*, Vol. 135(2), pp. 839–44, 2012.
- Iciek J., Krysiak W., Effect of Air Parameters on the Quality of Dried Potato Cubes, *Drying Technology*, 27(12), pp. 1316–1324, 2009.

- IEA. Heat Pump Programme. Annex 21: Industrial heat pumps - experiences, potential and global environmental benefits. 1995
- Incropera F.P., DeWitt D.P., Bergman T.L., Lavine A.S., Principles of heat and mass transfer. Seventh ed., Wiley, 2012.
- Jannot Y., Talla A., Ngahnou J., Puigalli J.R., Modeling of banana convective drying by Drying Characteristic Curv (DCC) Method, *Drying Technology*, Vol. 22(8), pp. 1949-1968. 2004.
- Jannot Y., Du séchage des produits alimentaires tropicaux à la caractérisation thermo-physique des solides, Habilitation à Diriger des Recherches (HDR), Université de bordeaux 1, 2006.
- Jia X., Jolly P., Clements S., Heat pump assisted continuous dryingpart 2: simulation results, *Int. J. Energy Research*, Vol. 14, pp. 771–782, 1990.
- Jon C.K., Mujumdar A.S., Kiang C.S., Choy H.J., Hawaldar M.N.A., in: *Drying Technology on Agriculture and Food Science*, AS Mujumdar, Ed., Science Publishing, Inc., Enfield, NH, pp. 213–251, 2000.
- Jun Ho Lee, Hui Jeong Kim, Vacuum drying kinetics of Asian white radish (*Raphanus sativus* L.) slices, *LWT - Food Science and Technology*, Vol. 42, pp. 180-186, 2009.
- Jury V, Monteau J.Y., Comiti J., Le-Bail A., Determination and prediction of thermal conductivity of frozen part baked bread during thawing and baking, *Food Research International*, Vol. 40, pp. 874–882, 2007.
- Kapsalis J.G., In: *Water Activity: Theory and Applications to Food*, Rockland L.B. and Beuchat L.R., eds. Marcel Dekker, New Yorkn, pp. 173–213, 1987.
- Karim M.A., Hawlader M.N.A., Drying characteristics of banana: theoretical modelling and experimental validation, *Journal of Food Engineering*, Vol. 70, pp. 35–45, 2005.
- Keey R.B., *Introduction to Industrial Drying Operations*, Pergamon Press, Oxford, 1978.
- Kemp I.C., Fyrh B.C., Laurent S., Roques M.A., Groenewold C.E., Tsotsas E., Sereno A.A., Bonazzi C., Bimbenet J.J., Kind J.J., Methods for processing experimental drying kinetics data, *Drying Technol.*, Vol. 19(1), pp. 15-34,2001.
- Khalloufi S., Almeida-Rivera C., Bongers P., A theoretical model and its experimental validation to predict the porosity as a function of shrinkage and collapse phenomena during drying,*Food Research International*, Vol. 42, pp. 1122–1130, 2009
- Khemiri J., JomaaW., BelghithA.,Modélisation des transferts couplés en milieu poreux : Application au séchage en vapeur d'eau surchauffée d'un lit granulaire, *JITH*, pp. 152-160, 1993.
- Kiranoudis C.T., Maroulis Z.B., Tsami E., Marinos-Kouris D., Equilibrium Moisture Content and Heat of Desorption of some vegetables, *J. Food. Eng.*, Vol. 20, pp. 55-74, 1993.
- Koç B., Eren I., Ertekin F.K., Modelling bulk density, porosity and shrinkage of quince during drying: The effect of drying method, *Journal of Food Engineering*, Vol. 85, pp. 340–349, 2008.



- Kowalski S.J., Thermo-mechanics of Drying Processes, Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York, ed. 1, 2003.
- Krokida M.K., Tsami E., Maroulis Z.B., Kinetics on color changes during drying of some fruits and vegetables, *Drying technology*, Vol. 16(3-5), pp. 667-685, 1998.
- Krokida M.K., Kiranoudis C.T., Maroulis Z.B., Marinos-Kouris D., Drying related properties of apple, *Drying Technology*, Vol. 18(6), pp. 1251-1267, 2000.
- Krokida M.K., Bisharat G.I., Heat Recovery from Dryer Exhaust Air, *Drying technology*, Vol. 22(7), pp. 1661–1674, 2004.
- Kumar C., Millar Graeme J., Karim M.A., Effective Diffusivity and Evaporative Cooling in Convective Drying of Food Material, *Drying Technology*, Vol.33, pp. 227–237, 2015.
- Labuza T.P., Sorption phenomena in foods, *Food Technol.*, Vol. 22(15), pp. 263–272, 1968.
- Lahmari N., Fahloul D., Azani I., Influence des méthodes de séchage sur la qualité des tomates séchées (variété Zahra), *Revue des Energies Renouvelables*, Vol. 15 (2), pp.285 – 295, 2012.
- Lewis W.K., The rate of drying of solid, *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 13(5), pp. 427-432, 1921.
- Liu C.K., Latona N.P., Lee J., Drying Leather with Vacuum and toggling Sequentially, *Journal-American Leather Chemists Association*, Vol. 106, pp. 76-82, 2011.
- Louarn S., Etudes expérimentales et simulation numérique d'un procédé thermique de séchage- Application au traitement de boues, Thèse doctorat, Université de Bretagne Sud, 2011.
- Louarn S., Ploteau J. P., Glouannec P., Noel H., Experimental and Numerical Study of Flat Plate Sludge Drying at Low Temperature by Convection and Direct Conduction, *Drying Technology*, Vol. 32(14). pp: 1664–1674, 2014.
- Luikov A.V., System of differential equations of heat and mass transfer in capillary porous bodies, *Int. J. Heat Mass. Transfer*, Vol. 18, pp. 1–14, 1975
- Luikov A.V., Heat and mass transfer in capillary porous bodies, Pergamon Press, Oxford, 1966.
- Madiouli J.I., Sghaier J., Lecomte D., Sammouda H., Determination of porosity change from shrinkage curves during drying of food material. *food & bioproducts processing*, Vol. 90, pp. 43–51, 2012.
- Markowski M., Bondaruk J., Błaszczak W., Rehydration Behavior of Vacuum-Microwave-Dried Potato Cubes, *Drying Technology*, Vol. 27, pp. 296–305, 2009
- Martin M., Perre P. et Moser M., La perte de température à travers la charge : intérêt pour le pilotage d'un séchoir à bois à haute température, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 38, pp. 1075-1088, 1995.
- Masanet E., Worrell E., Graus W., Galitsky C., Energy efficiency improvement and cost saving opportunities for the fruit and vegetable processing industry, an ENERGY STAR guide for energy and plant managers, 2008

- May B.K., Perré P., The importance of considering exchange surface area reduction to exhibit a constant drying flux period in foodstuffs, *Journal of Food Engineering*, Vol. 54, pp. 271–282, 2002.
- Mayor L., Sereno A.M., Modelling shrinkage during convective drying of food materials: a review, *Journal of Food Engineering*, Vol. 61, pp.373–386, 2004.
- McLaughlin C.P., Magee T.R.A., The Determination of Sorption Isotherm and the Isosteric Heats of Sorption for Potatoes, *J. Food. Eng.*, Vol. 35, pp. 267-280, 1998.
- McMinn W.A.M., Magee T.R.A., Physical Characteristics of Dehydrated Potatoes – Part I, *J. Food Eng.*, Vol. 33, pp. 37-48, 1997,
- Melendez G.P., Hernandez J.A., Salgado M.A., Garcia M.A., Dimensionless analysis of the simultaneous heat and mass transfer in food drying, *Journal of Food Engineering*, Vol. 51, pp. 347–353, 2002.
- Mensi R., Acker P., Attolou A., Séchage du béton : analyse et modélisation, *Materials and Structures*, Vol. 21 (1), pp. 3–12, 1988.
- Midilli A., Kucuk H., Yapar Z.A., New model for singlelayer drying, *Drying Technology*, Vol. 20, pp. 1503–1513, 2002.
- Mihoubi D., Zagrouba F., Ben Amor M., Bellagi A., Drying of clay. I material characteristics, *Drying Technology*, Vol. 20 (2), pp. 465–487, 2002.
- Mihoubi D., Déshydratation d'argiles par compression et séchage : aspects de modélisation et de simulation, Thèse Doctorat, Université de Pau et des pays de l'ardeur (France), 2004.
- Mihoubi D. , Bellagi A., Two-dimensional heat and mass transfer during drying of deformable media, *Applied Mathematical Modelling*, Vol. 32, pp. 303–314, 2008.
- Mihoubi D., Timoumi S., Zagrouba F., Modelling of convective drying of carrot slices with IR heat source, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 48, pp. 808–815, 2009.
- Minea V., Drying heat pumps – Part I: System integration, *International journal of refrigeration*, Vol. 36, pp. 643-658, 2013a.
- Minea V., Drying heat pumps – Part II: Agro-food, biological and wood products, *International journal of refrigeration*. Vol. 36(3), pp. 659–673, 2013b.
- Mohan V.P.C, Talukdar P., Experimental Studies for Convective Drying of Potato, *Heat Transfer Engineering*, Vol. 35(14–15), pp.1288–1297, 2014.
- Moreira, R. G., Impingement drying of foods using hot air and superheated steam, *J. Food Eng.*, Vol. 49, pp. 291–295. 2001.
- Morissette R., Modélisation et optimisation du séchage artificiel du foin en balles. Unpublished M.Sc. Thesis, Université Laval (Québec-Canada), 2006.
- Mourad M., Hemati M., Laguerie C., Séchage intermittent de maïs en lit fluidisé à flottation : Etude expérimentale et modélisation, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 40, pp. 1109-1119, 1997.

- Moyls A.L., Drying of apple purees, *J. Food Sci.*, Vol. 46(3), pp. 939-942, 1981.
- Mujumdar AS., *Handbook of industrial drying*, 3rd ed. Taylor & Francis Group, Boca Raton (USA): CRC Press, 2006.
- Mulet A., Garcia-Reverter J., Sanjuan R., Bon J., Sorption isosteric heat determination by thermal analysis and sorption isotherms, *J. Food Sci.*, Vol. 64, pp.64–68, 1999.
- Nadeau J.P., Puiggali J.R, *Le séchage : des processus physiques aux procédés industriels*, Technique et documentation-Lavoisier, Paris, 1995.
- Navarri P., Andrieu J., High-intensity infrared drying study Part II. Case of thin coated films, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 32, pp. 319-325, 1993.
- Nguyen H.D., Paik S., Pop I., Transient thermal convection in spherical enclosure containing a fluid core and porous shell, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 40(2), pp. 379-392, 1997
- Nguyen M.H., Price W.E., Air-drying of banana: Influence of experimental parameters, slab thickness, banana maturity and harvesting season, *Journal of Food Engineering*, Vol. 79(1), pp. 200–207, 2007.
- Nissan A. H., George H. H., JR., Bolles T. V., Mechanism of Drying Thick Porous Bodies During the Falling-Rate Period: III. Analytical Treatment of Macroporous Systems, *A.I.Ch.E. Journal*, Vol. 6 (3), pp. 406-410, 1960.
- Ong K.S., Thermal Performance of Solar Air Heaters: Experimental Correlation, *Solar Energy*, Vol. 55, pp. 209-220, 1995b.
- Oppenheim, A.V., Schafer, R.W., *Discrete-time signal processing*, Prentice-Hall: Upper Saddle River, NJ, 1989.
- Özdemir M., Devres Y.O., The thin layer drying characteristics of hazelnuts during roasting, *Journal of Food Engineering*, Vol. 42, pp. 225-233, 1999.
- Oztop H.F., Akpınar E.K., Numerical and experimental analysis of moisture transfer for convective drying of some products, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, Vol. 35(2), pp. 169–177, 2008.
- Pal U.S., Khan M.K., Calculation Steps for the Design of Different Components of Heat Pump Dryers Under Constant Drying Rate Condition, *Drying Technology*, Vol. 26, pp. 864–872, 2008
- PalU. S., Khan Md. K., Performance evaluation of heat pump dryer, *J. Food Sci. Technol.*, Vol. 47(2), pp. 230–234, 2010.
- Palzer S., Dubois C., Gianfrancesco A., Generation of product structures during drying of food products, *Dry. Technol.*, Vol. 30, pp. 97–105, 2012.
- Patel K.K., Kar A., Heat pump assisted drying of agricultural produce—an overview, *J. Food Sci. Technol.*, Vol. 49(2), pp. 142–160, 2012.
- Peczalski R., Laurent M. *Transfert dans les aliments solides – Modèles physiques et mathématiques*, Techniques de l'ingénieur, 2000.

- Perera C.O., Modified atmosphere heat pump drying of food products. In: Dehydration of Products of Biological Origin, Chapter 6. Mujumdar, A. S., Ed. Science Publishers Inc., Enfield, NH, USA, pp. 153–163, 2004.
- Perussello C.A., Kumar C., de Castilhos F., Karim M.A., Heat and mass transfer modeling of the osmo-convective drying of yacon roots (*Smallanthus sonchifolius*), *Applied Thermal Engineering*, Vol. 63, pp. 23-32, 2014.
- Philip J., De Vries D.A., Moisture movement in porous materials under temperature gradients, *Trans. Am. Geophys. Union.*, Vol. 38, pp. 222–232, 1957.
- Platin B.E., Erden A., Gulder O.L., Modelling and design of rotary dryers. In: Proceedings of the Third International Drying Symposium, Ashworth, J. C., Ed. Drying Research Ltd., Wolverhampton, England, Vol. 2, pp. 466–477, 1982.
- Po E., Sinha N.K., Potatoes: Production, Quality, and Major Processed Products, *Handbook of Vegetables and Vegetable Processing*, Blackwell Publishing Ltd. Ed. firs, pp. 683-703, 2011.
- Prasertsan, S.; Saensabai, P. Heat pump drying of agricultural materials, *Drying Technology*, Vol. 16 (1–2), pp. 235–250, 1998.
- Putranto A., Chen X.D., Xiao Z., Webley P.A., Mathematical modeling of intermittent and convective drying of rice and coffee using the reaction engineering approach (REA), *Journal of Food Engineering*, Vol.105,pp. 638–646 , 2011.
- Rahman M.S., Perera, C.O., Chen X.D, Driscoll R.H., Potluri P.L., Density, shrinkage and porosity of calamari mantle meat during air drying in a cabinet dryer as a function of water content, *J. Food. Eng.*, Vol. 30, pp. 135–145, 1996.
- Rahman M.S., Perera C. O., Drying and food preservation. In: *Handbook of Food Preservation*, Rahman M. S., Ed. Marcel Dekker, New York, pp. 173–216, 1999.
- Rahman M.S., Salman Z., Kadim I.T., Mothershaw, A., Al-Riziqi, M. H., Guizani, N., Mahgoub, O. and Ali, A., Microbial and physico-chemical characteristics of dried meat processed by different methods, *Int. J. Food Eng.*, Vol. 1(2), pp.1–13, 2005.
- Rahman N., Kumar S., Evaluation of convective heat transfer coefficient during drying of shrinking bodies, *Energy Conversion and Management*, Vol. 47, pp. 2591–2601, 2006.
- Rahman M.S., *Handbook of food preservation*, Taylor & Francis Group, ed. 2, 2007.
- Ratti C., Shrinkage During Drying of Foodstuffs, *J. Food. Eng.*, Vol. 23, pp. 91-105, 1994.
- Ratti C., Crapiste G.H., Determination of heat transfer coefficients during drying of foodstuffs, *J. Food Process. Eng.*, Vol. 18, pp. 41–53, 1995.
- Reardon S.A., Davis M.R., Doe P.E., Friction, heat and mass transfer for paper drying, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 41, pp. 1313-1325, 1998,

- Reyes A., Eckholt M., Troncoso F., Efremov G., Drying Kinetics of Sludge from a Wastewater Treatment Plant, *Drying Technology*, Vol. 22 (9), pp. 2135–2150, 2004.
- Rovedo C.O., Suarez C., Viollaz P.E., Drying of Foods: Evaluation of a Drying Model, *Journal of Food Engineering*, Vol. 26, pp. 1-12, 1995.
- Russo P., Adiletta G. and Di Matteo M., The Influence of Drying Air Temperature on the Physical Properties of Dried and Rehydrated Eggplant. *Food and Bioproducts Processing*, Vol. 91, pp. 249-256, 2013.
- Saensabai P., Prasertsan S., Effects of Component Arrangement and Ambient and Drying Conditions on the Performance of Heat Pump Dryers, *Drying Technology*, Vol. 21(1), pp. 103–127, 2003
- Salagnac P., Glouannec P., Lecharpentier D., Numerical modeling of heat and mass transfer in porous medium during combined hot air, infrared and microwaves drying, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 47, pp. 4479–4489, 2004.
- Sarkar J., Bhattacharyya S., Gopal, M.R., Transcritical CO<sub>2</sub> heat pump dryer: Part 1. Mathematical model and simulation, *Drying Technology – An International Journal*, Vol. 24(12), pp. 1583–1591.2006a.
- Sarkar J., Bhattacharyya S., Gopal M.R., Transcritical CO<sub>2</sub> heat pump dryer: Part 2. Validation and simulation results, *Drying Technology – An International Journal*, Vol. 24(12), pp. 1593–1600, 2006b.
- Setiady D., Rasco B., Younce F., Carter Clary, Rehydration and Sensory Properties of Dehydrated Russet Potatoes (*Solanum tuberosum*) Using Microwave Vacuum, Heated Air, or Freeze Dehydration, *Drying Technology*, Vol. 27, pp. 1116–1122, 2009.
- Setiady D., Tang J., Younce F., Swanson B.A., Rasco B.A., Clary C.D., Porosity, color, texture, and microscopic structure of russet potatoes dried using microwave, vacuum, heated air and freeze drying, *Appl. Eng. Agric.*, Vol. 25(5), pp. 719–724, 2009.
- Sevik S., Aktas M., Dogan H., Kocak S., Mushroom drying with solar assisted heat pump system, *Energy Conversion and Management*, Vol. 72, pp. 171–178, 2013.
- Sevik S., Experimental investigation of a new design solar-heat pump dryer under the different climatic conditions and drying behavior of selected products, *Solar Energy*, Vol. 105, pp. 190–205, 2014.
- Sherwood T.K., The drying of solid, *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 21(1), pp. 12-16, 1929.
- Shi Q.L., Xue C.H., Zhao Y., Li Z.J., Wang X.Y., Drying characteristics of horse mackerel (*Trachurus japonicus*) dried in a heat pump dehumidifier, *Journal of Food Engineering*, Vol. 84, pp. 12–20, 2008.
- Simal S., Rossello C., Heat and mass transfer model for potato drying, *Chemical Engineering Science*, Vol. 49(22), pp. 3739-3744, 1994.
- Singh N.J., Pandey R.K., Convective air drying characteristics of sweet potato cube (*Ipomoea batatas* L.), *Food and Bioproducts Processing*, Vol. 90, pp. 317–322, 2012.

- Singh R.P., Heldman D.R., Introduction to Food Engineering, Academic Press: California, USA, 2009.
- Sjöholm I., Gekas V., Apple Shrinkage upon Drying, *Journal of Food Engineering*, Vol. 25, pp. 123-130, 1995.
- Slim R., Etude et conception d'un procédé de séchage combiné de boues de stations d'épuration par énergie solaire et pompe à chaleur, Thèse doctorat, Ecole des Mines de Paris. 2007.
- Soylemez M.S., Optimum heat pump in drying systems with waste heat recovery, *Journal of Food Engineering*, Vol. 74, pp. 292–298, 2006.
- Srikiatden J., Roberts J.S., Measuring moisture diffusivity of potato and carrot (core and cortex) during convective hot air and isothermal drying, *J. Food Eng.*, Vol. 74, pp.143–152, 2006.
- Srikiatden J., Moisture transfer in solid food materials: a review of mechanisms, models, and measurements, *International Journal of Food Properties*, Vol. 10(4), pp. 739–777, 2007.
- Srikiatden J., Roberts J.S., Predicting moisture profiles in potato and carrot during convective hot air drying using isothermally measured effective diffusivity, *J. Food Eng.*, Vol. 84, pp. 516–525, 2008.
- Sun L., Islam M.R., Ho J.C., Mujumdar A.S., A diffusion model for drying of a heat sensitive solid under multiple heat input modes, *Bioresource Technology*, Vol. 96, pp 1551–1560, 2005.
- Tarmian A., Foroozan Z., Gholamiyan H., Gérard J., The Quantitative Effect of Drying on the Surface Color Change of Reaction Woods: Spruce Compression Wood (*Picea abies* L.) and Poplar Tension Wood (*Populus nigra* L.), *Drying Technology*, Vol. 29, pp. 1814–1819, 2011.
- Techasena O., Lebert A., Bimbenet J.J., Simulation of Deep Bed Drying of Carrots, *Journal of Food Engineering*, Vol. 16, pp. 267-281, 1992.
- Teeboonma U., Tiansuwan J., Soponronnarit S., Optimization of heat pump fruit dryers, *Journal of Food Engineering*, Vol. 59, pp. 369–377, 2003.
- Thevenot S., Caractérisation et modélisation numérique du comportement chémo- et thermo-résistif en sorption-désorption d'un composite polymères conducteur, thèse Doctorat, Université de Bretagne sud (France), 2012.
- Thiery M., Baroghel-Bouny V., Bourneton N., Villain G., Stéfani C., Modélisation du séchage des bétons- Analyse des différents modes de transfert hydrique, *Revue européenne de génie civil*, Vol. 11 (5), pp. 541-577, 2007.
- Timoumi S., Zagrouba F., Water sorption and dehydration kinetics of Tunisian rosemary leaves, *Desalination*, Vol.185 (1-3), pp.517-521, 2005.
- Toei R., Theoretical fundamentals of drying operation, *Drying Technology*, Vol. 14(1), pp. 1-19, 1996.
- Tom A., Contribution au séchage solaire des produits carnés : modélisation et réalisation d'un séchoir adapté aux pays tropicaux, thèse Doctorat, ParisTech, France, 2015

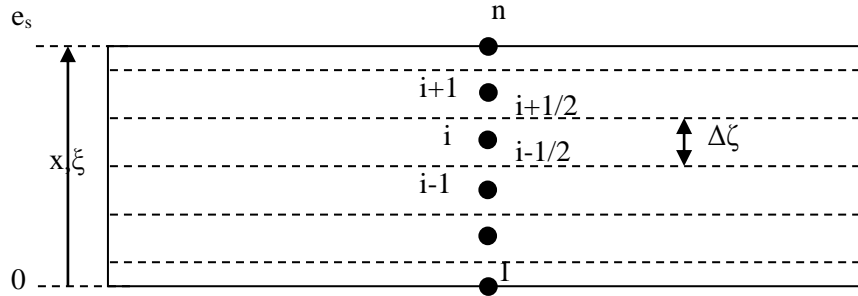
- Torres S.S, Allier González, A.L., Linear and Nonlinear Drying Behavior in Tuberos Crop Slices, *Drying Technology*, 33 (5), 559-569, 2015.
- Tsami E., Katsioti M., Drying kinetics for some fruits: predicting of porosity and color during dehydration, *Drying Technology*, Vol. 18(7), pp. 1559-1581, 2000.
- Tsami E., Maroulis Z. B., Marinos-Kouris D., Saravacos G. D., Heat of sorption of water in dried fruits, *International Journal of Food Science and Technology*, Vol. 25, pp. 350-359, 1990.
- Tzempelikos D.A., Vouros A.P., Bardakas A.V., Filios A.E., Margaris D.P., Case studies on the effect of the air drying conditions on the convective drying of quinces, *Case Studies in Thermal Engineering*, Vol. 3, pp.79-85, 2014.
- Tzempelikos D.A., Mitrakos D., Vouros A.P., Bardakas A.V., Filios A.E., Margaris D.P., Numerical modeling of heat and mass transfer during convective drying of cylindrical quince slices, *J. Food Eng.*, Vol. 156, pp. 10–21, 2015.
- Udomkun P., Argyropoulos D., Nagle M., Mahayothee B., Müller J., Sorption behaviour of papayas as affected by compositional and structural alterations from osmotic pretreatment and drying, *Journal of Food Engineering*, Vol. 157, pp. 14–23, 2015.
- Van Meel D.A., Adiabatic convective batch drying with recirculation of air, *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 9, pp. 36–44, 1958.
- Vasic M., Grbavcic Z., Radojevic Z., Analysis of Moisture Transfer During the Drying of Clay Tiles with Particular Reference to an Estimation of the Time-Dependent Effective Diffusivity, *Drying Technology*, Vol. 32, pp. 829-840, 2014.
- Vaxelaire, J., Bongiovanni, J.M., Mousques, P., Puiggali, J.R., Thermal drying of residual sludge, *Water Res.*, Vol. 34 (17), pp. 4318–4323, 2000.
- Vaxelaire J., Cézac P., Moisture distribution in activated sludges: a review, *Water Research*, Vol. 38(9), pp. 2215–2230, 2004.
- Vega-Mercado H., Gongora-Nieto M.M., Barbosa-Canovas G.V., Advances in dehydration of foods, *J. Journal of Food Engineering*, Vol. 49, pp. 271–289, 2001.
- Vrinat G., *Machines frigorifiques industrielles, technique d'ingénieur*, 2009.
- Waananen K. M., Okos M. R., Effect of porosity on moisture diffusion during drying of pasta, *J. Food Eng.*, Vol. 28, pp.121–137, 1996.
- Wang N., Brennan J.G., Moisture Sorption Isotherm Characteristics of Potatoes at Four Temperatures, *Journal of Food Engineering*, Vol. 14, pp. 269-287, 1991.
- Wang N., Brennan J.G., Thermal Conductivity of Potato as a Function of Moisture Content, *Journal of Food Engineering*, Vol. 17, pp. 153-160, 1992.

- Wang N., Brennan J.G., The Influence of Moisture Content and Temperature on the Specific Heat of Potato Measured by Differential Scanning Calorimetry, *Journal of Food Engineering*, Vol 19, pp. 303-310, 1993.
- Wang N., Brennan J.G., A mathematical model of simultaneous heat and moisture transfer during drying of potato, *Journal of Food Engineering*, Vol. 24, pp. 47–60, 1995a.
- Wang N., Brennan J.G., Changes in Structure, Density and Porosity of Potato during Dehydration, *Journal of Food Engineering*, Vol. 24, pp. 61-76, 1995b.
- Whitaker S., Simultaneous Heat, Mass, and Momentum Transfer in Porous Media: A theory of drying, in *Advances in Heat Transfer* 13, academic, New York, pp. 119-203, 1977.
- Whitaker S., Chou W.T.H., Drying granular porous media: theory and experiment, *Drying technology*, Vol. 1(1), pp. 3-33, 1983.
- Woolfe M. L., The effect of smoking and drying on the lipids of west African herring (*Sardinella* spp.), *J. Food Technol.*, Vol. 10, pp. 515–522, 1975.
- Yadollahinia A., Latifi A., Mahdavi R., New method for determination of potato slice shrinkage during drying, *computers and electronics in agriculture*, Vol. 65, pp. 268–274, 2009.
- Yang W., Sokhansanj S., Cenkowski S., Tangd J., Wu Y., A General Model for Sorption Hysteresis in Food Materials, *Journal of Food Engineering*, Vol. 33, pp. 421-444, 1997.
- Yang X., Xiao J., Woo M.-W., Chen X.D., Three-dimensional numerical investigation of a mono-disperse droplet spray dryer: validation aspects and multiphysics exploration, *Dry. Technol.*, Vol. 33, pp. 742–756, 2015.
- Youcef-Ali S., Messaoudi H., Desmons J.Y., Abene A., Le Ray M., Determination of the average coefficient of internal moisture transfer during the drying of a thin bed of potato slices. *Journal of Food Engineering*, Vol. 48, pp. 95-101, 2001.
- Youcef-Ali S., Desmons J.Y., Daguene M., The turbulence effect of the airflow on the calorific losses in foodstuff dryers, *Renew. Energy*, Vol. 29, pp. 661–674, 2004.
- Zaknoute A., Etude du comportement de matériaux "chanvre-chaux" lors de la phase de séchage - Estimation par technique inverse des propriétés hydrique, Thèse doctorat, Université de Bretagne Sud, 2011.
- Zhu A., Shen X., The model and mass transfer characteristics of convection drying of peach slices, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 72, pp. 345–351, 2014.
- Zogzas, N.P., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D., Moisture diffusivity data compilation in foodstuffs, *Dry. Technol.*, Vol. 14 (10), pp. 2225–2253, 1996.
- Zuniga R., Etude numériques et expérimentales des transferts couplés masse-chaleur : modélisation, simulation et optimisation d'un traitement thermique dynamique de surface d'un produit alimentaire, Thèse de doctorat, Université de Nantes, EPUN, 2005



## Annexe 1. Discrétisation des équations

Les systèmes d'équations différentielles régissant le comportement du produit sont intégrés spatialement par la méthode des volumes finis. Cette méthode de discrétisation est bien adaptée pour la simulation des lois de conservation. Les équations différentielles sont intégrées sur chaque volume fini. La discrétisation spatiale  $\Delta\xi$  est schématisé sur la figure (A1.1)



**Figure A1.1.** Discrétisation spatiale

Le dérivé spatial en un nœud suppose des variations linéaires entre deux nœuds du maillage :

$$\left. \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right|_i = \frac{X_{i+1} - X_{i-1}}{\zeta_{i+1} - \zeta_{i-1}}$$

L'intégration spatiale de l'équation de masse et de chaleur s'écrit sous la forme suivante :

$$\beta_i \dot{X}_i = \alpha_{i-1} X_{i-1} + \alpha_i X_i + \alpha_{i+1} X_{i+1} + \delta_i$$

Le système s'écrit sous la forme matricielle suivante :

$$[C][\dot{X}] = [A][X] + [B]$$

### A1.1. Equation de conservation de la masse :

❖ au sein du produit ( $0 < \zeta < e_s$ ) :

$$\int_w^e \frac{\partial X}{\partial t} d\zeta = \int_w^e \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{D}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right) d\zeta$$

$$(\zeta_e - \zeta_w) \dot{X} = \frac{D_e}{(1+\psi X_e)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_e - \frac{D_w}{(1+\psi X_w)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_w$$

Finalement :

$$(\zeta_e - \zeta_w) \dot{X} = \frac{D_e}{(1+\psi X_e)^2} \frac{X_E}{\zeta_E - \zeta_P} + \frac{D_w}{(1+\psi X_w)^2} \frac{X_W}{\zeta_P - \zeta_W} - \left( \frac{D_e}{(1+\psi X_e)^2} \frac{1}{\zeta_E - \zeta_P} + \frac{D_w}{(1+\psi X_w)^2} \frac{1}{\zeta_P - \zeta_W} \right) X_P$$

Posons :

$$\alpha_e = \frac{D_e}{(\zeta_E - \zeta_P)(1 + \psi X_e)^2} \quad \alpha_w = \frac{D_w}{(\zeta_P - \zeta_W)(1 + \psi X_w)^2}$$

Alors l'équation s'écrit :

$$(\zeta_e - \zeta_w)\dot{X} = \alpha_e X_E + \alpha_w X_W - (\alpha_e + \alpha_w)X_P$$

Dans le volume d'indice i, on pose :

$$E=i+1 \quad e=i+1/2 \quad P=i \quad W=i-1 \quad w=i-1/2$$

$$\beta_i = \left( \zeta_{i+1/2} - \zeta_{i-1/2} \right)$$

Ce qui donne :

$$\beta_i \dot{X}_i = \alpha_{i+1/2} X_{i+1} + \alpha_{i-1/2} X_{i-1} - \left( \alpha_{i+1/2} + \alpha_{i-1/2} \right) X_i$$

❖ **À la surface inférieure ( $\xi=0$ , nœud 1)**

$$\int_1^{1+1/2} \frac{\partial X}{\partial t} d\zeta = \int_1^{1+1/2} \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{D}{(1 + \psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right) d\zeta$$

$$\left( \zeta_{1+1/2} - \zeta_1 \right) \dot{X}_1 = \frac{D_{1+1/2}}{\left( 1 + \psi X_{1+1/2} \right)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} - \frac{D_1}{\left( 1 + \psi X_1 \right)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1$$

$$\text{Avec : } (1 + \psi X_1)^2 F_m = D_1 \rho_s^0 \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1 \text{ alors : } \frac{F_m}{\rho_s^0} = \frac{D_1}{(1 + \psi X_1)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1$$

Ce qui donne :

$$\left( \zeta_{1+1/2} - \zeta_1 \right) \dot{X}_1 = \frac{D_{1+1/2}}{\left( 1 + \psi X_{1+1/2} \right)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} - \frac{F_m}{\rho_s^0}$$

$$\left( \zeta_{1+1/2} - \zeta_1 \right) \dot{X}_1 = \left( \frac{D_{1+1/2}}{\left( 1 + \psi X_{1+1/2} \right)^2} \right) X_2 - \left( \frac{D_{1+1/2}}{\left( 1 + \psi X_{1+1/2} \right)^2} \right) X_1 - \frac{F_m}{\rho_s^0}$$

$$\alpha_{1+1/2} = \frac{D_{1+1/2}}{\left( 1 + \psi X_{1+1/2} \right)^2 (\zeta_2 - \zeta_1)}$$

$$\delta_1 = \frac{F_m}{\rho_s^0} \beta_1 = \left( \zeta_{1+1/2} - \zeta_1 \right)$$

On obtient l'équation discrète au nœud 1 :

$$\beta_1 \dot{X}_1 = \alpha_{1+1/2} X_2 - \alpha_{1+1/2} X_1 - \delta_1$$

❖ À la surface supérieur ( $\xi = e_s$ , nœud n)

$$\int_{n-1/2}^n \frac{\partial X}{\partial t} d\zeta = \int_{n-1/2}^n \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{D}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right) d\zeta$$

$$\left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{X}_n = \frac{D_n}{(1+\psi X_n)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n - \frac{D_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2})^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2}$$

Avec :  ${}^2 F_m (1+\psi X_n) = -D_n \rho_s^0 \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n$  alors :  $\frac{F_m}{\rho_s^0} = -\frac{D_n}{(1+\psi X_n)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n$

$$\left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{X}_n = -\frac{F_m}{\rho_s^0} - \frac{D_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2})^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2}$$

$$\left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{X}_n = -\frac{F_m}{\rho_s^0} \left[ \frac{D_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2})^2 (\zeta_n - \zeta_{n-1})} X_n + \frac{D_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2})^2 (\zeta_n - \zeta_{n-1})} X_{n-1} \right]$$

$$\alpha_{n-1/2} = \frac{D_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2})^2 (\zeta_n - \zeta_{n-1})}$$

$$\delta_n = \frac{F_m}{\rho_s^0} \beta_n = (\zeta_n - \zeta_{n-1/2})$$

On obtient l'équation discrète au nœud n :

$$\beta_n \dot{X}_n = \alpha_{n-1/2} X_{n-1} - \alpha_{n-1/2} X_n - \delta_n$$

### A1.2. Équation de la chaleur :

Les mêmes opérations peuvent être réalisées pour l'équation de la chaleur

❖ au sein du produit ( $0 < \xi < e_s$ ) :

$$\rho_s^0 (Cp_s + X Cp_l) \int_w^e \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right) d\zeta = Cp_l \frac{D \rho_s^0}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial T}{\partial \zeta} + \int_w^e \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{k}{1+\psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right) d\zeta$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + XCp_l)(\zeta_e - \zeta_w)\dot{T} = Cp_l \frac{D\rho_s^0}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial T}{\partial \zeta} + \left( \frac{k}{1+\psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_e - \left( \frac{k}{1+\psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_w$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + XCp_l)(\zeta_e - \zeta_w)\dot{T} = Cp_l \frac{D_P \rho_s^0}{(1+\psi X_P)^2} \frac{X_E - X_W}{\zeta_E - \zeta_W} \frac{T_E - T_W}{\zeta_E - \zeta_W} + \left( \frac{k_e}{1+\psi X_e} \frac{T_E - T_P}{\zeta_E - \zeta_P} \right) - \left( \frac{k_w}{1+\psi X_w} \frac{T_P - T_W}{\zeta_P - \zeta_W} \right)$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + XCp_l)(\zeta_e - \zeta_w)\dot{T} = \left( Cp_l \frac{D_P \rho_s^0}{(1+\psi X_P)^2} \frac{X_E - X_W}{(\zeta_E - \zeta_W)^2} + \frac{k_e}{(1+\psi X_e)(\zeta_E - \zeta_P)} \right) T_E + \left( \frac{k_w}{(1+\psi X_w)(\zeta_P - \zeta_W)} - Cp_l \frac{D_P \rho_s^0}{(1+\psi X_P)^2} \frac{X_E - X_W}{(\zeta_E - \zeta_W)^2} \right) T_W - \left( \frac{k_e}{(1+\psi X_e)(\zeta_E - \zeta_P)} + \frac{k_w}{(1+\psi X_w)(\zeta_P - \zeta_W)} \right) T_P$$

Posons :

$$\alpha_e = \left( Cp_l \frac{D_P \rho_s^0}{(1+\psi X_P)^2} \frac{X_E - X_W}{(\zeta_E - \zeta_W)^2} + \frac{k_e}{(1+\psi X_e)(\zeta_E - \zeta_P)} \right)$$

$$\alpha_w = \left( \frac{k_w}{(1+\psi X_w)(\zeta_P - \zeta_W)} - Cp_l \frac{D_P \rho_s^0}{(1+\psi X_P)^2} \frac{X_E - X_W}{(\zeta_E - \zeta_W)^2} \right)$$

$$\alpha_p = \left( \frac{k_e}{(1+\psi X_e)(\zeta_E - \zeta_P)} + \frac{k_w}{(1+\psi X_w)(\zeta_P - \zeta_W)} \right)$$

Alors on obtient :

$$\rho_s^0 (Cp_s + XCp_l)(\zeta_e - \zeta_w)\dot{T} = \alpha_e T_E - \alpha_p X_P + \alpha_w T_W$$

Dans le volume d'indice i, on pose :

$$E=i+1$$

$$e=i+1/2$$

$$P=i$$

$$W=i-1$$

$$w=i-1/2$$

$$\beta_i = \rho_s^0 (Cp_s + XCp_l) \left( \zeta_{i+1/2} - \zeta_{i-1/2} \right)$$

Ce qui donne:

$$\beta_i \dot{T}_i = \alpha_{i+1/2} T_{i+1} - \alpha_i X_i + \alpha_{i-1/2} T_{i-1}$$

❖ À la surface inférieure ( $\xi=0$ , nœud 1)

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) \int_1^{1+1/2} \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right) d\zeta = \int_1^{1+1/2} \frac{\partial}{\partial \zeta} \left( \frac{k}{1+\psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right) + Cp_l \frac{D\rho_s^0}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial T}{\partial \zeta} d\zeta$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) \left( \zeta_{1+1/2} - \zeta_1 \right) \dot{T}_1 = Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1+\psi X_1)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} + \frac{k_{1+1/2}}{1+\psi X_{1+1/2}} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} - \frac{k_1}{1+\psi X_1} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_1 + Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1+\psi X_1)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1 \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_1$$

Avec les conditions aux limites :

$$\frac{k_l}{1+\psi X_1} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_1 = h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v \quad \text{Alors : } \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_1 = \frac{(h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v)(1 + \psi X_1)}{k_l}$$

$$\text{et } \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1 = \frac{(1 + \psi X_1)^2 F_m}{D_1 \rho_s^0}$$

En remplaçant  $\left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_1$  et  $\left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_1$  on obtient :

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) (\zeta_{1+1/2} - \zeta_1) \dot{T}_1 = Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \left( \frac{X}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} + \frac{k_{1+1/2}}{1 + \psi X_{1+1/2}} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{1+1/2} -$$

$$(h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v) + Cp_l F_m \frac{(h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v)(1 + \psi X_1)}{k_l}$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) (\zeta_{1+1/2} - \zeta_1) \dot{T}_1 = Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \frac{X_2 - X_1}{\zeta_2 - \zeta_1} \frac{T_2 - T_1}{\zeta_2 - \zeta_1} + \frac{k_{1+1/2}}{1 + \psi X_{1+1/2}} \frac{T_2 - T_1}{\zeta_2 - \zeta_1} -$$

$$(h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v) + Cp_l F_m \frac{(h_c(T_1 - T_{ext}) + F_m L_v)(1 + \psi X_1)}{k_l}$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) (\zeta_{1+1/2} - \zeta_1) \dot{T}_1 = \left( Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \frac{X_2 - X_1}{(\zeta_2 - \zeta_1)^2} + \frac{k_{1+1/2}}{(1 + \psi X_{1+1/2})(\zeta_2 - \zeta_1)} \right) T_2 -$$

$$\left( Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \frac{X_2 - X_1}{(\zeta_2 - \zeta_1)^2} + \frac{k_{1+1/2}}{(1 + \psi X_{1+1/2})(\zeta_2 - \zeta_1)} - \left( h_c - \frac{Cp_l F_m}{k_l} h_c (1 + \psi X_1) \right) \right) T_1 +$$

$$h_c T_{ext} - F_m L + \frac{Cp_l F_m}{k_l} ((F_m L_v - h_c T_{ext})(1 + \psi X_1))$$

Posons :

$$\alpha_{1+1/2} = \left( Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \frac{X_2 - X_1}{(\zeta_2 - \zeta_1)^2} + \frac{k_{1+1/2}}{(1 + \psi X_{1+1/2})(\zeta_2 - \zeta_1)} \right)$$

$$\alpha_1 = \left( Cp_l \frac{D_1 \rho_s^0}{(1 + \psi X_1)^2} \frac{X_2 - X_1}{(\zeta_2 - \zeta_1)^2} + \frac{k_{1+1/2}}{(1 + \psi X_{1+1/2})(\zeta_2 - \zeta_1)} - \left( h_c - \frac{Cp_l F_m}{k_l} h_c (1 + \psi X_1) \right) \right)$$

$$\delta_1 = h_c T_{ext} - F_m L + \frac{Cp_l F_m}{k_l} ((F_m L_v - h_c T_{ext})(1 + \psi X_1))$$

$$\beta_1 = \rho_s^0 (Cp_s + X_1 Cp_l) (\zeta_{1+1/2} - \zeta_1)$$

On obtient dans ce cas :

$$\beta_1 \dot{T}_1 = \alpha_{1+1/2} T_2 - \alpha_1 T_1 + \delta_1$$

❖ À la surface supérieur ( $\xi=e_s$ , nœud n)

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) \int_{n-1/2}^n \left( \frac{\partial T}{\partial t} \right) d\zeta = \int_{n-1/2}^n \frac{\partial}{\partial \xi} \left( \frac{k}{1+\psi X} \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right) + Cp_l \frac{D\rho_s^0}{(1+\psi X)^2} \frac{\partial X}{\partial \zeta} \frac{\partial T}{\partial \zeta} d\zeta$$

$$\begin{aligned} \rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) \left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{T}_n &= Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_n + \frac{k_n}{1+\psi X_n} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_n - \\ &\quad \frac{k_{n-1/2}}{1+\psi X_{n-1/2}} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2} + Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2} \end{aligned}$$

Avec les conditions aux limites :

$$\frac{k_n}{1+\psi X_n} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_n = -h_c (T_n - T_{ext}) + F_m L_v \quad \text{Alors :} \quad \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_n = -\frac{(h_c (T_n - T_{ext}) + F_m L_v) (1+\psi X_n)}{k_n}$$

$$\text{et} \quad \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n = -\frac{(1+\psi X_n)^2 F_m}{D_n \rho_s^0}$$

En remplaçant  $\left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_n$  et  $\left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_n$  on obtient :

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) \left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{T}_n = \frac{h_c (1+\psi X_n) Cp_l F_m T_n + (F_m L_v - h_c T_{ext}) (1+\psi X_n) Cp_l F_m}{k_n} -$$

$$(h_c (T_n - T_{ext}) + F_m L_v) - \frac{k_{n-1/2}}{1+\psi X_{n-1/2}} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2} + Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \left( \frac{\partial X}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2} \left( \frac{\partial T}{\partial \zeta} \right)_{n-1/2}$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) \left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{T}_n = \left( \frac{h_c (1+\psi X_n) Cp_l F_m - h_c}{k_n} \right) T_n + \frac{(F_m L_v - h_c T_{ext}) (1+\psi X_n) Cp_l F_m}{k_n} +$$

$$h_c T_{ext} - F_m L_v - \frac{k_{n-1/2}}{1+\psi X_{n-1/2}} \frac{T_n - T_{n-1}}{\zeta_n - \zeta_{n-1}} + Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \frac{X_n - X_{n-1}}{\zeta_n - \zeta_{n-1}} \frac{T_n - T_{n-1}}{\zeta_n - \zeta_{n-1}}$$

$$\rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) \left( \zeta_n - \zeta_{n-1/2} \right) \dot{T}_n = \frac{(F_m L_v - h_c T_{ext}) (1+\psi X_n) Cp_l F_m}{k_n} + h_c T_{ext} - F_m L_v +$$

$$\left( Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \frac{X_n - X_{n-1}}{(\zeta_n - \zeta_{n-1})^2} - \frac{k_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2}) (\zeta_n - \zeta_{n-1})} + \frac{h_c (1+\psi X_n) Cp_l F_m - h_c}{k_n} \right) T_n -$$

$$\left( Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1+\psi X_n)^2} \frac{X_n - X_{n-1}}{(\zeta_n - \zeta_{n-1})^2} - \frac{k_{n-1/2}}{(1+\psi X_{n-1/2}) (\zeta_n - \zeta_{n-1})} \right) T_{n-1}$$

Posons :

$$\alpha_{n-1/2} = \left( Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1 + \psi X_n)^2} \frac{X_n - X_{n-1}}{(\zeta_n - \zeta_{n-1})^2} - \frac{k_{n-1/2}}{(1 + \psi X_{n-1/2})(\zeta_n - \zeta_{n-1})} \right)$$

$$\alpha_n = \left( Cp_l \frac{D_n \rho_s^0}{(1 + \psi X_n)^2} \frac{X_n - X_{n-1}}{(\zeta_n - \zeta_{n-1})^2} - \frac{k_{n-1/2}}{(1 + \psi X_{n-1/2})(\zeta_n - \zeta_{n-1})} + \frac{h_c(1 + \psi X_n)Cp_l F_m - h_c}{k_n} \right)$$

$$\delta_n = \frac{(F_m L_v - h_c T_{ext})(1 + \psi X_n)Cp_l F_m + h_c T_{ext} - F_m L_v}{k_n}$$

$$\beta_n = \rho_s^0 (Cp_s + X_n Cp_l) (\zeta_n - \zeta_{n-1/2})$$

On obtient dans ce cas :

$$\beta_n \dot{T}_n = \alpha_n T_n - \alpha_{n-1/2} T_{n-1} + \delta_n$$

### A1.3. Écriture matricielle des équations :

Pour chaque volume, on obtient une équation discrétisée, en assemblant ces équations, on arrive à un système matriciel qui peut se mettre sous la forme :

$$[C][\dot{X}] = [A][X] + [B]$$

où A est une matrice tridiagonale composée des termes  $\alpha$ ,

X vecteur des champs de teneur en eau et de température

B vecteur regroupant les termes  $\delta$

$$[C] = \begin{bmatrix} \beta_1 & 0 & \cdots & 0 & 0 \\ 0 & \ddots & & & 0 \\ \vdots & & \beta_i & & \vdots \\ 0 & & & \ddots & 0 \\ 0 & 0 & \cdots & 0 & \beta_n \end{bmatrix} \quad [A] = \begin{bmatrix} \alpha_1 & \alpha_2 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & \cdots & & & 0 \\ \vdots & \alpha_{i-1} & \alpha_i & \alpha_{i+1} & \vdots \\ 0 & & & \cdots & 0 \\ 0 & \cdots & 0 & \alpha_{n-1} & \alpha_n \end{bmatrix} \quad [B] = \begin{bmatrix} \delta_1 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ \delta_n \end{bmatrix}$$

$$[X] = \begin{bmatrix} X_1 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ X_n \end{bmatrix} \quad \text{ou} \quad [X] = \begin{bmatrix} T_1 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ T_n \end{bmatrix}$$

## Annexe 2. Propriétés thermo-physiques de l'air

Dans une plage moyenne de température (notre domaine d'application), les thermo-propriétés physiques de l'air varient linéairement avec sa température ( $T_a$ ). Selon Ong (1995), elles s'écrivent :

- La conductivité thermique

$$\lambda_a = 0,02624 + 0,0000758(T_a - 27) \quad (\text{A2.1})$$

- La viscosité cinématique

$$\mu_a = (1,983 + 0,00184(T_a - 27))10^{-5} \quad (\text{A2.2})$$

- La capacité calorifique

$$c_{p,a} = 1005,7 + 0,066(T_a - 27) \quad (\text{A2.3})$$

- La masse volumique

$$\rho_a = 1,1774 - 0,00359(T_a - 27) \quad (\text{A2.4})$$

- La viscosité dynamique

$$v_a = \frac{\mu_a}{\rho_a} \quad (\text{A2.5})$$



### Annexe 3. Modèle de pompe à chaleur

#### A3.1. Données de conception

- Hypothèse d'une différence de température de 5 ° C entre le fluide frigorigène et la surface de l'échangeur de chaleur
- L'efficacité du ventilateur est supposée être de 35% .
- Le rendement mécanique et moteur du compresseur est supposé être de 95 et 85%, respectivement.

#### A3.2. Calculs de conception

- **Étape 1:** Calcul du taux d'élimination de l'humidité du produit pendant le séchage.

$$MER = \frac{m_s (X_i - X_f)}{t} \quad (A3.1)$$

- **Étape 2:** Calcul du taux d'humidité, de la chaleur spécifique, du volume spécifique et de la température humide de l'air de séchage en utilisant les expressions empiriques suivantes:

$$p_{sat,E} = \exp \left( 52.576 - \frac{6790.5}{T_E + 273.15} - 5.0281 \ln(T_E + 273.15) \right) \quad (A3.2)$$

$$p_{v,E} = Hr_E \times p_{sat,E} \quad (A3.3)$$

$$W_E = \frac{0.633 p_{v,E}}{101.325 - p_{v,E}} \quad (A3.4)$$

La température de bulbe humide est supposée inférieure à la température de séchage de l'air de séchage. La pression de vapeur de saturation à la température supposée de bulbe humide est calculée à l'aide de l'équation de Carrier (Eq. (A3.5)). Ensuite, la température de saturation correspondant à la pression de vapeur saturante est calculée à partir de l'équation Eq. (A3.6) en mettant  $p_s = p_{sw}$ . Si cette température n'est pas la même que la température supposée de bulbe humide, la valeur calculée est à nouveau supposée être la température de bulbe humide. La température du bulbe humide est finalement obtenue par une méthode d'itération successive.

$$p_{sat,hE} = \exp \left( 52.576 - \frac{6790.5}{T_{hE} + 273.15} - 5.0281 \ln(T_{hE} + 273.15) \right) \quad (A3.5)$$

$$T_{sat} = \frac{6687.848}{50.10987 - \ln(p_{sat}) - 4.655564 \ln(T_{sat} + 273.15)} - 273.15 \quad (A3.6)$$

$$v_a = (0.082T_E + 22.4) \left( \frac{I}{29} + \frac{W_E}{18} \right) \quad (\text{A3.7})$$

$$c_{p,aE} = 1.005 + 1.88W_E \quad (\text{A3.8})$$

Calcul des besoins en chaleur pour le séchage, la masse et le débit volumique de l'air de séchage requis.

$$Q_s = MER \times L_v(T_a = 0) \quad (\text{A3.9})$$

$$V_a = v_a \times m_a \quad (\text{A3.10})$$

- **Étape 3:** Calcul du taux d'humidité et température de l'air mélangé en entrée de l'évaporateur.

La loi de mélange de l'air neuf avec l'air recyclé permet d'obtenir le taux d'humidité et température à l'entrée de l'évaporateur.

$$T_{mix} = rT_S + (1-r)T_{amb} \quad (\text{A3.11})$$

$$W_{mix} = rW_S + (1-r)W_{amb} \quad (\text{A3.12})$$

Les taux d'humidité en sortie de séchoir ( $W_S$ ) et ambiant ( $W_{amb}$ ) sont calculés en utilisant l'équation (A3.4). La température du point de rosée est supposée inférieure à la température de bulbe sec de l'air mélangé ( $T_{mix}$ ). À la température du point de rosée, la pression de vapeur saturée et la température de saturation correspondante peuvent être calculées à partir de la valeur supposée de la température du point de rosée en utilisant l'équation. (A3.6). Le processus est répété jusqu'à ce que deux lectures consécutives soient approximativement les mêmes pour obtenir la valeur finale de la température du point de rosée ( $T_{r,mix}$ ).

- **Étape 4:** Calcul du taux d'humidité, de la pression de vapeur saturée de l'air en contact étroit avec la surface de l'évaporateur ( $p_{sat,e}$ ) et de la température de surface de l'évaporateur provenant du facteur de dérivation.

$$W_{es} = \frac{W_E - BP \times W_S}{1 - BP} \quad (\text{A3.13})$$

$$p_{sat,e} = \frac{101.325 \times W_{es}}{0.622 + W_{es}} \quad (\text{A3.14})$$

La température de la surface de l'évaporateur ( $T_{es}$ ) est supposée être inférieure à la température du point de rosée de l'air mélangé ( $T_{r,mix}$ ) et la valeur corrigée est déterminée par la méthode d'itération successive à l'aide de l'équation. (A3.6).

- **Étape 5:** Calcul de la température du réfrigérant à l'intérieur de l'évaporateur et de la température de l'air à l'entrée du condenseur.

$$T_{re} = T_{es} - 5 \quad (\text{A3.15})$$

$$T_C = T_{es} + BP(T_{mix} - T_{es}) \quad (\text{A3.16})$$

- **Étape 6:** Calcul de la température de surface du condenseur et de la température du réfrigérant à l'intérieur du condenseur.

$$T_{cs} = \frac{(T_E - BF \times T_C)}{1 - BF} \quad (\text{A3.17})$$

$$T_{rc} = T_{cs} + 5 \quad (\text{A3.18})$$

- **Étape 7:** Calcul de la pression d'aspiration et de refoulement saturée correspondant à la température du réfrigérant à l'intérieur de l'évaporateur et du condenseur, enthalpie du réfrigérant aux points 1, 2, 3 et 4 en utilisant des corrélations empiriques fournies par Singh et Heldman (2009)

$$p = \frac{\exp\left(a_1 + \frac{a_2}{T_s + a_3}\right)}{1000} \quad (\text{A3.19})$$

$$H_3 = \frac{(a_4 + a_5 T_{rc} + a_6 T_{rc}^2 + a_7 T_{rc}^3)}{1000} \quad (\text{A3.20})$$

$$H_1 = \frac{(a_8 + a_9 T_{re} + a_{10} T_{re}^2 + a_{11} T_{re}^3 + a_{12})}{1000} \quad (\text{A3.21})$$

$$v_{r1} = \exp\left(a_{19} + \frac{a_{20}}{T_{re} + 273.15}\right) (a_{21} + a_{22} T_{re} + a_{23} T_{re}^2 + a_{24} T_{re}^3) \quad (\text{A3.22})$$

$$H_2 = H_1 + \nabla H \quad (\text{A3.23})$$

$$H_3 = H_4 \quad (\text{A3.24})$$

$\nabla H$  est calculé à partir des équations suivantes:

$$\nabla H = \frac{p_1 v_{r1}}{3600} \left( \frac{n}{n-1} \right) \left\{ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right\} \quad (\text{A3.25})$$

$$n = a_{31} + a_{32} T_1 + a_{33} T_1^2 + a_{34} T_1 (T_2 - T_1) + a_{35} T_1^2 (T_2 - T_1) + a_{36} T_1 (T_2 - T_1)^2 + a_{37} T_1^2 (T_2 - T_1) + a_{38} (T_2 - T_1) \quad (\text{A3.26})$$

- **Étape 8:** Calcul de l'enthalpie de l'air à la sortie du sécheur, de l'évaporateur et du condenseur en utilisant l'équation suivante.

$$h = c_{pa} T_a + W(L_v(T=0) + c_{pv} T_a) \quad (\text{A3.27})$$

- **Étape 9:** Calcul de la charge de refroidissement sur l'évaporateur et du débit de fluide frigorigène requis.

$$\text{Charge de refroidissement} = Q_{ev} = m_a (h_{ss} - h_{se}) \quad (\text{A3.28})$$

$$m_r = \frac{\text{Charge de refroidissement}}{(H_1 - H_4)} \quad (\text{A3.29})$$

Calcul de la puissance requise du compresseur en utilisant l'équation (13) et déplacement du piston en utilisant les équations suivantes :

$$E_{comp} = \frac{m_r (H_2 - H_1)}{(\eta_{mech} \eta_{motor})} \quad (\text{A3.30})$$

$$V_p = m_r \frac{v_{r1}}{\eta_v} \quad (\text{A3.31})$$

Calcul de la charge calorifique sur le condenseur :

$$\text{Charge de chauffage} = Q_{cd} = m_a (h_{sc} - h_{se}) \quad (\text{A3.32})$$

Dans le cas où il y a deux condenseur interne est externe dans le système, le débit de réfrigérant dans les deux condenseurs est:

$$m_{r,intc} = \frac{\text{Charge de chauffage}}{(H_2 - H_3)} \quad (\text{A3.33})$$

$$m_{r,extc} = m_r - m_{r,intc} \quad (\text{A3.34})$$

- **Étape 10:** Calcul de l'efficacité SMER, COP, EUR et du séchoir.

$$SMER = \frac{MER}{E_{comp} + E_{ventilateur}} \quad (\text{A3.35})$$

$$COP = \frac{\text{Charge de chauffage}}{E_{comp}} \quad (\text{A3.36})$$

$$EUR = \frac{Q_s}{Q_{cd}} \quad (\text{A3.37})$$

$$\eta_s = \frac{T_E - T_S}{T_E - T_{hE}} \quad (\text{A3.38})$$