



HAL
open science

Étude expérimentale et modélisation du procédé de séchage des végétaux

Thu Ha Nguyen

► **To cite this version:**

Thu Ha Nguyen. Étude expérimentale et modélisation du procédé de séchage des végétaux. Génie des procédés. Université de Bretagne Sud, 2015. Français. NNT : 2015LORIS370 . tel-01297965

HAL Id: tel-01297965

<https://theses.hal.science/tel-01297965v1>

Submitted on 21 Apr 2016

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

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



THESE / UNIVERSITE DE BRETAGNE-SUD

sous le sceau de l'Université européenne de Bretagne

pour obtenir le grade de
DOCTEUR DE L'UNIVERSITE DE BRETAGNE-SUD

Mention : Sciences de l'Ingénieur

**École Doctorale SICMA (Santé, Information-
Communications, Mathématiques, Matière)**

présentée par

Thu Ha NGUYEN

préparée au

Laboratoire d'Ingénierie des Matériaux
de Bretagne

LIMATB EA 4250

ÉTUDE EXPÉRIMENTALE ET MODÉLISATION DU PROCÉDÉ DE SÉCHAGE DES VÉGÉTAUX

Thèse soutenue le 12/06/2015

devant le jury composé de :

Karim ALLAF

Professeur, Université de La Rochelle, *examineur*

Abdellah ARHALIASS

Professeur, Université de Nantes, *rapporteur*

Jean-Louis LANOISELLÉ,

Professeur, Univ. de Bretagne Sud, *directeur de thèse*

Thomas LENDORMI

Maître de Conférences, Univ. de Bretagne Sud, *examineur*

Elisabeth VAN HECKE

Maître de Conférences HDR, Université de Technologie de

Compiègne, *rapporteuse*

REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé au sein du **Laboratoire des Sciences de l'Ingénieur pour l'Environnement** : LaSIE UMR - 7356 CNRS - Université de La Rochelle, sous la direction du Professeur Jean-Louis LANOISELLÉ et l'aide précieuse et quotidienne du Professeur Karim ALLAF.

Je voudrais les remercier pour leur disponibilité, leur patience, leur sympathie et pour leur dévouement. Je les remercie aussi pour avoir accepté de diriger cette thèse. Je leur exprime toute ma profonde gratitude pour leurs conseils, leurs soutiens et leurs aides scientifiques qui m'ont permis de mener à bien ce travail.

Je tiens à exprimer ma reconnaissance envers Monsieur Abdellah ARHALIASS, Professeur Université de Nantes et Madame Elisabeth VAN HECKE, Maître de Conférences HDR Université de Technologie de Compiègne qui m'ont fait l'honneur d'avoir accepté d'être les rapporteurs de ma thèse.

Je tiens également à remercier Monsieur Vaclav SOBOLIK, Professeur Université de La Rochelle et Monsieur Thomas LENDORMI, Maître de Conférences Université de Bretagne Sud qui ont accepté de participer à ce jury en tant qu'examineurs.

J'adresse également mes sincères remerciements à la société ABCAR-DIC Process, spécialement à Mme Vicenta BLASCO- ALLAF et Dr Tamara ALLAF pour leur soutien, leur gentillesse et pour les bons moments passés.

Je souhaite adresser mes remerciements à Prof. Karim AÏT-MOKHTAR, le directeur du laboratoire LaSIE et Prof. Pierre-Yves MANACH, le directeur du laboratoire LIMATB pour leurs soutiens.

Je remercie les techniciens du laboratoire : Antony, Armelle et les secrétaires du LaSIE, les personnel du département Génie des Procédés ainsi que toutes les secrétaires de l'école doctorale SICMA : Axelle et Noluenn à l'accomplissement de ce travail.

Je remercie très chaleureusement Mr René BOURION et Mme Jacqueline LEMAIRE PRISA pour leur gentillesse et leur aide en langue française.

Je tiens à remercier mes amis de l'équipe du laboratoire LaSIE de l'Université de La Rochelle: Collete, Alice, Carmen, Maritza, Tassadit, ... et mes amis Vietnamiens à La Rochelle et à Lorient pour leur soutien mutuel, leurs encouragements et leurs échanges amicaux pendant ces années.

Je voudrais remercier le Gouvernement du Vietnam qui m'a attribué la bourse ainsi que le CNOUS, CAMPUS FRANCE et le VIED qui m'ont aidé pendant mon séjour en France.

Enfin, j'adresse mes sincères remerciements à ma famille: mes parents, mes beaux-parents, ma sœur Thu Anh, mon mari Duc Quang, mes enfants Ha Anh et Ba Nam qui m'ont gratifié de leur amour et fourni les motivations qui ont permis l'aboutissement de mon travail.

Dans le séchage des fruits et légumes, beaucoup de questions non résolues subsistent. Le «Swell-drying» est un procédé de séchage couplant une étape de déshydratation par air chaud à la texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC). Dans le cadre de ce travail de recherche, la carotte et la pomme sont utilisées comme aliment modèle pour le traitement de la plupart des végétaux.

La littérature scientifique sur le séchage des agromatériaux est unanime sur l'effet positif de la température de l'air, l'effet négatif de l'humidité relative de l'air et de l'épaisseur des produits vis-à-vis du temps de séchage. Cependant, malgré un nombre important d'études, des conclusions contradictoires sont notées en termes de corrélations entre la cinétique de séchage et la vitesse de l'air qui, selon certains auteurs, n'entraîne aucune modification du séchage; alors que certains travaux ont tenté d'établir des modèles empiriques entre la diffusivité effective et la vitesse de l'air ; ce qui est fondamentalement erroné.

L'objectif de cette thèse est d'analyser les phénomènes de transfert pendant le processus du séchage et d'identifier le phénomène limitant entre les transferts internes et externes. Ce travail aboutit à l'identification de la vitesse critique de l'air (CAV) capable de rendre la diffusion interne de l'eau comme phénomène limitant. La CAV doit donc dépendre de la diffusivité effective et de la taille du produit. À partir de résultats expérimentaux qui couvrent de larges plages de température de l'air, de teneur en eau, et de taux d'expansion absolu, un modèle empirique a été établi.

Mots clés: Séchage, Détente Instantanée Contrôlée (DIC), diffusivité effective, porosité, pomme, carotte, modélisation phénoménologique, corrélation

Great research works support the sector of drying of fruits and vegetables in a number of ways. Each year, experimental results and mathematical modelling try through conventional and innovative technological processes to protect agricultural products from seasonality and variability in the market prices. Nonetheless, there still exist considerable issues to improve and control this strategic agricultural sector. Swell-drying is very relevant drying process coupling hot air dehydration with Instant Controlled Pressure Drop (DIC). In the present work, carrot and apple were used as a fruit and vegetable model. Scientific literature on drying is unanimous that the drying time decreases with increasing air temperature, decreasing air relative humidity, and reducing thickness. However, the effect of airflow velocity leads to contradictory conclusions. Some authors have claimed that it does not trigger any modification of drying; while some articles tried to establish empirical models of the effective diffusivity versus airflow velocity; what is fundamentally erroneous.

This thesis aims at analyzing external and internal transfer phenomena during drying. So, it was possible to recognize the Critical Airflow Velocity (CAV) depending on the effective diffusivity and the product size, to have the internal water transfer as the limiting phenomenon. From experimental results, an empirical model was established between the effective moisture diffusivity and airflow temperature, water content, and absolute expansion ratio.

Keywords: Drying, Instant Controlled Pressure Drop (DIC), effective moisture diffusivity, porosity, apple, carrot, phenomenological models, correlation

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS	2
RÉSUMÉ	4
ABSTRACT	5
TABLE DES MATIÈRES	6
LISTE DES TABLEAUX	9
LISTE DES FIGURES	12
INTRODUCTION	20
PARTIE I . ÉTAT DE L'ART	22
CHAPITRE I.1. SÉCHAGE DES FRUITS ET LÉGUMES	23
<i>I.1.1. Introduction</i>	<i>23</i>
<i>I.1.2. Avantages et inconvénients du séchage</i>	<i>24</i>
<i>I.1.3. Technologies de séchage</i>	<i>25</i>
<i>I.1.4. Conclusion</i>	<i>36</i>
CHAPITRE I.2. MODÉLISATION MATHÉMATIQUE DES TRANSFERTS LORS DU SÉCHAGE	37
<i>I.2.1. Théorie diffusionnelle</i>	<i>38</i>
<i>I.2.2. Théorie capillaire</i>	<i>39</i>
<i>I.2.3. Théorie de l'évaporation-condensation</i>	<i>39</i>
<i>I.2.4. Diffusion de la vapeur d'eau</i>	<i>40</i>
<i>I.2.5. Modèles empiriques</i>	<i>41</i>
<i>I.2.6. Conclusion</i>	<i>45</i>
CHAPITRE I.3. ANALYSE DES TRANSFERTS LORS DU SÉCHAGE	46
<i>I.3.1. Processus de transfert de chaleur et de matière</i>	<i>46</i>
<i>I.3.2. Analyse de la cinétique de séchage</i>	<i>50</i>
<i>I.3.3. Influence des paramètres de l'air sur la cinétique de séchage</i>	<i>53</i>
<i>I.3.4. Diffusivité effective</i>	<i>65</i>
<i>I.3.5. Conclusion</i>	<i>72</i>
PARTIE II . MATÉRIELS ET MÉTHODES	73
CHAPITRE II.1. MATIÈRES PREMIÈRES	74
<i>II.1.1. Pomme</i>	<i>74</i>
<i>II.1.2. Carotte</i>	<i>77</i>
CHAPITRE II.2. PROTOCOLES DE TRAITEMENT	80
<i>II.2.1. Protocoles de traitement de la pomme et de la carotte</i>	<i>80</i>
<i>II.2.2. Protocoles de traitement du produit spécifique contrôlé</i>	<i>83</i>
CHAPITRE II.3. CARACTÉRISATIONS DE LA QUALITÉ DES PRODUITS APRÈS SÉCHAGE	85

II.3.1. Teneur en eau	85
II.3.2. Changements de structure des aliments causés par la déshydratation	86
II.3.3. Accessibilité initiale.....	89
II.3.4. Énergie d'activation.....	89
II.3.5. Activité d'eau.....	90
II.3.6. Capacité de de réhydratation	94
II.3.7. Capacité de rétention d'eau.....	96
CHAPITRE II.4. MÉTHODE DES PLANS D'EXPÉRIENCES.....	98
II.4.1. Intérêts des plans d'expériences	98
II.4.2. Terminologie.....	98
II.4.3. Étapes d'une étude par plans d'expériences.....	99
II.4.4. Analyses statistiques.....	102
II.4.5. Plan d'expériences dans le traitement DIC	105
II.4.6. Plan d'expériences pour l'étude de l'effet de la température et de la vitesse de l'air	106
PARTIE III . RÉSULTATS	108
INTRODUCTION	109
CHAPITRE III.1. EFFECT OF INSTANT CONTROLLED PRESSURE DROP DIC TREATMENT ON THE PROPERTIES OF DRIED CARROT.....	111
III.1.1. Introduction	111
III.1.2. Material and methods	112
III.1.3. Results obtain for carrot	117
III.1.4. Discussion and conclusion	122
III.1.5. Nomenclature	122
III.1.6. Acknowledgements.....	123
III.1.7. References	123
CHAPITRE III.2. EXPERIMENT AND FUNDAMENTAL CRITICAL ANALYSIS OF DIFFUSION MODEL OF AIRFLOW DRYING	125
III.2.1. Introduction	125
III.2.2. Fundamental.....	130
III.2.3. Materials and methods.....	134
III.2.4. Results.....	138
III.2.5. Conclusion.....	148
III.2.6. Nomenclature	149
III.2.7. Acknowledgements.....	150
III.2.8. Reference	150
CHAPITRE III.3. EMPIRICAL RELATIONSHIPS BETWEEN TEMPERATURE, POROSITY AND WATER CONTENT, AND THE EFFECTIVE MOISTURE DIFFUSIVITY OF COUPLED WASHING/DIFFUSION CWD PHENOMENOLOGICAL DRYING MODEL	155
III.3.1. Introduction	155

<i>III.3.2. Material and method</i>	157
<i>III.3.3. Results</i>	165
<i>III.3.4. Conclusion</i>	178
<i>III.3.5. Nomenclature</i>	179
<i>III.3.6. Acknowledgements</i>	180
<i>III.3.7. References</i>	180
PARTIE IV CONCLUSION ET PERSPECTIVES	186
CONCLUSIONS	187
PERSPECTIVES	188
PARTIE V . NOMENCLATURE	189
PARTIE VI . REFERENCES	191
PARTIE VII . ANNEXES	202
CHAPITRE VII.1. PLAN D'EXPERIENCES POUR L'ÉTUDE DE L'EFFET DE LA TEMPÉRATURE ET DE LA VITESSE DE L'AIR.....	203
<i>VII.1.1. RÉSULTATS DE LA POMME</i>	203
<i>VII.1.2. RÉSULTATS DE LA CAROTTE</i>	216
<i>VII.1.3. RÉSULTATS DU PRODUIT SPÉCIFIQUE CONTRÔLÉ</i>	232
CHAPITRE VII.2. PLAN D'EXPÉRIENCES DANS LE TRAITEMENT DIC.....	233
<i>VII.2.1. RÉSULTATS DE LA POMME</i>	233
<i>VII.2.2. RÉSULTATS DE LA CAROTTE</i>	237

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1. Analyse comparative en termes de performances des procédés de séchage et de qualité du produit fini (Allaf et al., 2012)	35
Tableau I.2. Principales publications où une faible influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée	56
Tableau I.3. Principales publications où une influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée (sans valeur limite de la vitesse)	59
Tableau I.4. Principales publications où une influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée, avec indication d'une valeur limite de la vitesse	64
Tableau I.5. Effet de la température sur la diffusivité effective.....	68
Tableau II.1. Production de pomme en France (en milliers de tonnes)	75
Tableau II.2. Les points d'expériences avec la pression de vapeur P et le temps de traitement t	81
Tableau II.3. Activité d'eau et croissance des micro-organismes dans les produits alimentaires selon FDA.	92
Tableau II.4 : Domaine de variation des paramètres opératoires dans le traitement DIC.....	105
Tableau II.5. Plan d'expériences de traitement DIC de la carotte en cube 20 mm	105
Tableau II.6. Plan d'expériences de traitement DIC de la carotte en rondelle 8 mm	106
Tableau II.7. Plan d'expériences de traitement DIC de la pomme en cube 10 mm.....	106
Tableau II.8. Domaine de variation des paramètres de l'air.	107
Tableau II.9. Plan d'expériences du séchage	107
Table III-1. DIC processing parameters and ranges of saturated steam pressure and thermal holding time.....	114
Table III-2.The experimental values of physical properties of DIC textured carrot.....	118
Table III-3. The value of effective moisture diffusivity and starting accessibility of carrot at all point.....	121
Table III-4. The critical air velocity CAV value.....	127
Table III-5. DIC operating parameters for the 5 experiment points of apple and carrot.	135
Table III-6. Levels of independent variables of airflow drying (temperature, velocity) in a 2-parameter, 5-level Design of Experiments DoE.....	136
Table III-7. Results of evaluated drying kinetics parameters of apple: drying time to reach a final water content of 3% db ($t_{d3\%}$), effective moisture diffusivity (D_{eff}), starting accessibility (δW_s), mass transfer coefficient (k). The correlation coefficient (R^2) between the experimental and predicted data value of the model is always higher than 0.97.....	141

Table III-8. Results of evaluated drying kinetics parameters of carrot: drying time to reach a final water content of 3% db ($t_{d3\%}$), effective moisture diffusivity (D_{eff}), starting accessibility (δW_s), mass transfer coefficient (k). The correlation coefficient (R^2) between the experimental and predicted data value of the model is always higher than 0.95.....	145
Table III-9. The coded levels for independent variables used in developing experiment data	161
Table III-10. The experimental values of physical properties of DIC textured carrot and apple	166
Table III-11. Value of the effective moisture diffusivity, the expansion, the temperature and the water content at point DIC 5 and RM for carrot	172
Table III-12. The values of the starting accessibility after a DIC texturing of carrot and apple	176
Table III-13. The values of the mass transfer coefficient after a DIC texturing and raw material of carrot and apple.....	177
Tableau VII.1. Cinétique de séchage à T = 20 °C et v = 9 m/s pour la pomme en cube.....	203
Tableau VII.2. Cinétique de séchage à T = 26 °C et v = 4,8 m/s pour la pomme en cube.....	203
Tableau VII.3. Cinétique de séchage à T = 26 °C et v = 13,2 m/s pour la pomme en cube....	204
Tableau VII.4. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 3 m/s pour la pomme en cube.....	204
Tableau VII.5. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 9 m/s pour la pomme en cube.....	205
Tableau VII.6. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 15 m/s pour la pomme en cube.....	206
Tableau VII.7. Cinétique de séchage à T = 54 °C et v = 4,8 m/s pour la pomme en cube	206
Tableau VII.8. Cinétique de séchage à T = 54 °C et v = 13,2 m/s pour la pomme en cube....	207
Tableau VII.9. Cinétique de séchage à T = 60 °C et v = 9 m/s pour la pomme en cube.....	207
Tableau VII.10. Résultats de calcul pour la pomme en cube 1 cm x 1 cm x 1 cm	208
Tableau VII.11. Cinétique de séchage à T = 20 °C et v = 9 m/s pour la carotte en rondelle .	216
Tableau VII.12. Cinétique de séchage à T = 26 °C et v = 4,8 m/s pour la carotte en rondelle	217
Tableau VII.13. Cinétique de séchage à T = 26 °C et v = 13,2 m/s pour la carotte en rondelle	218
Tableau VII.14. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 3 m/s pour la carotte en rondelle ..	218
Tableau VII.15. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 9 m/s pour la carotte en rondelle ..	219
Tableau VII.16. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 15 m/s pour la carotte en rondelle	219
Tableau VII.17. Cinétique de séchage à T = 54 °C et v = 4,8 m/s pour la carotte en rondelle	220
Tableau VII.18. Cinétique de séchage à T = 54 °C et v = 13,2 m/s pour la carotte en rondelle	220
Tableau VII.19. Cinétique de séchage à T = 60 °C et v = 9 m/s pour la carotte en rondelle ..	221
Tableau VII.20. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm	222

Tableau VII.21. Cinétique de séchage à 40 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)	233
Tableau VII.22. Cinétique de séchage à 40 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)	233
Tableau VII.23. Cinétique de séchage à 50 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)	234
Tableau VII.24. Cinétique de séchage à 50 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)	234
Tableau VII.25. Cinétique de séchage à 60 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)	235
Tableau VII.26. Cinétique de séchage à 60 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)	235
Tableau VII.27. Résultats de calcul pour la pomme en cube	235
Tableau VII.28. Résultats de calcul pour la pomme en cube	236
Tableau VII.29. Cinétique de réhydratation pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)	236
Tableau VII.30. Cinétique de réhydratation pour la pomme (de DIC 7 à 13)	237
Tableau VII.31. Cinétique de séchage à 40 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)	237
Tableau VII.32. Cinétique de séchage à 40 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13) .	238
Tableau VII.33. Cinétique de séchage à 50 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)	238
Tableau VII.34. Cinétique de séchage à 50 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13) .	239
Tableau VII.35. Cinétique de séchage à 60 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)	239
Tableau VII.36. Cinétique de séchage à 60 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13) .	240
Tableau VII.37. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm	240
Tableau VII.38. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm	240
Tableau VII.39. Cinétique de réhydratation pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)	241
Tableau VII.40. Cinétique de réhydratation pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13).....	241

LISTE DES FIGURES

Figure I.1. Le séchage au soleil de raisins en Espagne (Mulet, 2003)	26
Figure I.2 Une pilote de séchage solaire (Aware & Thorat, 2012)	26
Figure I.3. Exemple d'une étuve universelle ventilée XU (France-étuves, 2010)	28
Figure I.4 Lyophilisateur Pilote LPCCPLS15 et lyophilisateur de production.....	29
Figure I.5: Présentation schématique du réacteur DIC utilisé: (1) Chambre de traitement; (2) valve de détente abrupte; (3) Réservoir à vide; (4) Pompe à vide; (5) Chaudière	31
Figure I.6: Évolution de la température et de la pression lors d'un traitement DIC :	32
Figure I.7. Exemples de produits séchés après DIC (Mounir et al., 2014)	33
Figure I.8. Décontamination microbiologique (Abcar, 2014).....	34
Figure I.9. Comparaison de la qualité et du coût des technologies de séchage (Abcar, 2014)	36
Figure I.10. Schéma traduisant les niveaux de température et d'humidité générant des flux de chaleur et de matière lors d'un séchage par convection d'air (Allaf et al., 2012).....	47
Figure I.11 : Exemples de courbe de séchage pour différents produits. I : argile et cuir; II : tuiles; III : lits de billes imprégnée de liquides organiques IV : polystyrène; V : sable; VI : Produit spécifique de classe 1 VII : particules de silicate de sodium; VIII : bois; IX-a): papier et laine IX-b): pomme de terre et tapioca; X-a) : pain de seigle et levure X-b) : beurre, margarine; XI : grains de blé; XII-a) : castine saturée d'eau XII-b) et XII-c) castine saturée avec différentes solutions de sel (Van Brakel, 1980).....	51
Figure I.12. Courbe typique de séchage (Allaf & Allaf, 2014).....	53
Figure I.13. Cinétique de séchage de haricots verts (Doymaz, 2005).....	53
Figure I.14. Effet de l'humidité relative de l'air sur les courbes de séchage des feuilles de céleri à 40°C (Román & Hensel, 2011).....	54
Figure I.15. Influence de la vitesse d'air (0,5 ; 0,75 et 1,0 m/s) sur la vitesse de séchage d'ail (Madamba et al., 1996)	55
Figure I.16. Effet de la vitesse de l'air sur la teneur en eau pour le bancoulier.....	55
Figure I.17 Cinétique de séchage de carotte pour 3 vitesses d'air (Krokida et al., 2003).....	56
Figure I.18. Les courbes de séchage aux différentes vitesses de l'air pour du « pestil » de raisins à 75°C (Maskan et al., 2002).	57
Figure I.19. Cinétique de séchage de la pistache (Tavakolipour, 2011)	57
Figure I.20. Cinétique de séchage de la pomme de terre (Yusheng & Poulsen, 1988).....	58
Figure I.21. Effet de la vitesse de l'air sur la teneur en eau de la pomme de terre $T_{air} = 55^{\circ}C$ et $HR = 18\%$ (Hassini et al., 2002).	58

Figure I.22. Vitesse de séchage de banane en fonction de teneur en eau (Karim & Hawlader, 2005).....	59
Figure I.23. Cinétique de séchage de cubes de carotte (d = 2 cm, T = 50 °C) (Doymaz, 2004a)	60
Figure I.24. Cinétique de séchage de châtaignes (Moreira et al., 2005).	60
Figure I.25. Cinétique de séchage de la pomme (Velić et al. (2004)	61
Figure I.26. Cinétique de séchage de papaye (Kurozawa et al., 2014)	61
Figure I.27. Cinétique de séchage du poivre (Nogueira et al., 2005).....	62
Figure I.28. Cinétique de séchage du soja (Boeri & Khatchatourian, 2012).	62
Figure I.29. Variation de la vitesse de séchage de la verveine en fonction du temps pour différentes conditions de l'air asséchant (Belghit et al., 1999).	63
Figure I.30. Effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage de brocoli	64
Figure I.31 Effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage de figue à la température de l'air de 85°C (Babalís & Belessiotis, 2004).....	65
Figure I.32. Influence de la teneur en eau de carottes sur la diffusivité effective (Ruiz-López et al., 2004).....	69
Figure I.33. Influence de la teneur en eau du maïs, du manioc et de la pommes de terre sur la diffusivité effective (Aguerre & Suarez, 2004).....	69
Figure I.34. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le jujube Traits pleins : première période de séchage à vitesse décroissante, Traits interrompus courts : deuxième période de séchage à vitesse décroissante (Motevali et al., 2012).....	70
Figure I.35. D_{eff} en fonction de la vitesse de l'air à différents niveaux de températures de l'air pour le séchage en couche mince des fruits de berbérís (Aghbashlo et al., 2008).	70
Figure I.36. Influence de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour la pomme de terre (Clemente et al., 2011b).	71
Figure I.37. Effet de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le rhizome de curcuma (Blasco et al., 2006).....	71
Figure II.1. Production de la pomme en 2012 (FAO,2013).	74
Figure II.2. Apparence de différentes variétés de pomme (Xu, 2015).....	76
Figure II.3. Valeur nutritive de la pomme (ANPP, 2014).....	77
Figure II.4. Production de carotte et de navet en 2012 (FAO,2013).	78
Figure II.5. Exemples de différentes variétés de carotte.	78
Figure II.6. Modes dominants de consommation de la carotte	79
Figure II.7. Protocoles de séchage de la pomme et la carotte	81
Figure II.8. Protocoles de traitement de la pomme et de la carotte par DIC.....	82

Figure II.9. Pilote de séchage	83
Figure II.10. Interface homme-machine du pilote de séchage	83
Figure II.11. Protocoles de traitement du produit spécifique contrôlé.....	84
Figure II.12. Caractérisations du produit	85
Figure II.13. AccuPyc 1330, USA	88
Figure II.14 : Schéma du pycnomètre à hélium.	88
Figure II.15. Vitesse de détérioration de l'aliment en fonction de l'activité d'eau a_w (Labuza, 1975).....	91
Figure II.16. Analyseur de sorption de vapeur AquaLab (VSA) (Decagon Devices, Inc, Pullman, USA)	94
Figure II.17 Plan central composite à 2 facteurs.	101
Figure II.18. Le diagramme de Pareto avec statistiquement significatif.....	104
Figure II.19. Le diagramme de Pareto avec statistiquement non significatif.....	104
Figure II.20. Comparaison entre les produits DIC et la matière première	104
Figure III.1. Drying protocol of carrots.....	112
Figure III.2. DIC pilot	113
Figure III.3. Evolution of the temperature and pressure during a DIC treatment	114
Figure III.4. Two factors composite design	114
Figure III.5. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density	117
Figure III.6. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the intrinsic density ρ_{int} : a) Pareto chart; b) Response surface	118
Figure III.7. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the porosity ψ	119
Figure III.8. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ϵ_{abs} : a) Pareto Chart; b) Response surface	119
Figure III.9. Drying kinetics at T = 60 °C (■ control sample; • DIC 4).....	120
Figure III.10. Impact of DIC parameters; pressure (MPa) and time (s) on the effective moisture diffusivity at T= 60 °C. a) Pareto chart; b) Response surface.....	121
Figure III.11. Drying protocol of carrots and apples.....	134
Figure III.12. Dryer set up.....	136
Figure III.13. Drying curves of apple raw material and the DIC samples at T = 40 °C, v = 9 m/s.....	138
Figure III.14. Drying kinetics of carrot at air temperature T = 40 °C air velocity varies from 1 to 15 m/s; a) DIC 1, b) DIC4, c) raw material	140

Figure III.15. Impact of operating parameters; airflow velocity (m/s) at T = 40 °C on the drying kinetics of Specific Controlled-Product SCP.....	140
Figure III.16. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the effective moisture diffusivity of apple at point DIC 1; General trends	142
Figure III.17. Comparison between experimental effective moisture diffusivity and calculated from the empirical model	142
Figure III.18. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the starting accessibility of apple at point DIC 1; Pareto chart.....	143
Figure III.19. Comparison between experimental starting accessibility and calculated from the empirical model.....	143
Figure III.20. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the mass transfer coefficient k of apple at point DIC 1; General trends....	144
Figure III.21. Comparison between experimental masse transfer coefficient and calculated from the empirical model.	144
Figure III.22. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the effective moisture diffusivity of carrot at point DIC 2; Pareto chart...	146
Figure III.23. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the starting accessibility of carrot at point DIC 1; Pareto chart.....	147
Figure III.24. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the mass transfer coefficient of carrot at point DIC 3; Pareto chart	147
Figure III.25. Drying protocol of carrot and apple.....	158
Figure III.26. Evolution of the temperature and pressure during a DIC treatment	159
Figure III.27. The set up dryer	159
Figure III.28. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density of carrot	165
Figure III.29 Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density of apple	166
Figure III.30. Comparison between experimental bulk density and calculated from the empirical model for carrot.....	167
Figure III.31. Comparison between experimental bulk density and calculated from the empirical model for apple	167
Figure III.32. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the intrinsic density of apple.....	168
Figure III.33. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ratio of carrot.....	169

Figure III.34. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ratio of apple	169
Figure III.35. Comparison between experimental absolute expansion ratio and calculated from the empirical model	170
Figure III.36. Drying curves of apple a) raw material and b) the DIC 2 at v = 5 m/s.....	171
Figure III.37. Impact of parameters; 1/T (K ⁻¹), water content W (% db), absolute expansion ratio ϵ_{abs} on the effective moisture diffusivity D_{eff} of carrot.	173
Figure III.38. Impact of parameters; 1/T (K ⁻¹), water content W (% db), absolute expansion ratio ϵ_{abs} on the effective moisture diffusivity D_{eff} of apple.....	173
Figure III.39 Comparison between experimental effective moisture diffusivity and calculated from the empirical model	174
Figure III.40. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the starting accessibility of carrot.....	175
Figure III.41. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the starting accessibility of apple.....	175
Figure III.42. Impact of DIC operating parameters on the mass transfer coefficient of carrot	178
Figure III.43. Impact of DIC operating parameters on the mass transfer coefficient of apple	178
Figure VII.1. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC1	209
Figure VII.2. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC2.....	209
Figure VII.3. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC3.....	210
Figure VII.4. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC4.....	210
Figure VII.5. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC5.....	210
Figure VII.6. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement MP.....	210
Figure VII.7. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC1	211
Figure VII.8. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC2.....	211

Figure VII.9. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC3.....	211
Figure VII.10. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour DIC4.....	211
Figure VII.11. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour DIC5.....	212
Figure VII.12. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour MP.....	212
Figure VII.13. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC1.....	212
Figure VII.14. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC2.....	213
Figure VII.15. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC3.....	213
Figure VII.16. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC4.....	213
Figure VII.17. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC5.....	213
Figure VII.18. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour MP.....	213
Figure VII.19. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC1.....	214
Figure VII.20. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC2.....	214
Figure VII.21. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC3.....	214
Figure VII.22. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC4.....	214
Figure VII.23. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC5.....	215
Figure VII.24. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour MP.....	215
Figure VII.25. Cinétique de séchage pour DIC1.....	216
Figure VII.26. Cinétique de séchage pour DIC2.....	216
Figure VII.27. Cinétique de séchage pour DIC3.....	216

Figure VII.28. Cinétique de séchage pour DIC4.....	216
Figure VII.29. Cinétique de séchage pour DIC5.....	216
Figure VII.30. Cinétique de séchage pour MP.....	216
Figure VII.31. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC1	223
Figure VII.32. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC2.....	223
Figure VII.33.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC3.....	224
Figure VII.34.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC4.....	224
Figure VII.35.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC5.....	224
Figure VII.36.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour la matière première.....	224
Figure VII.37. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC1.....	225
Figure VII.38. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC2.....	225
Figure VII.39.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC3.....	225
Figure VII.40.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC4.....	226
Figure VII.41.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC5.....	226
Figure VII.42.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour la matière première.....	226
Figure VII.43. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC1	227
Figure VII.44. Effet de la température et la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC2.....	227
Figure VII.45.Effet de la température et la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse DIC3	227
Figure VII.46.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC4.....	228

Figure VII.47.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse DIC5	228
Figure VII.48.Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour MP	228
Figure VII.49. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC1	229
Figure VII.50. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC2.....	229
Figure VII.51. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC3.....	229
Figure VII.52. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC4.....	230
Figure VII.53. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC5.....	230
Figure VII.54. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour la matière première.....	230
Figure VII.55. Cinétique de séchage pour DIC1.....	231
Figure VII.56. Cinétique de séchage pour DIC2.....	231
Figure VII.57. Cinétique de séchage pour DIC3.....	231
Figure VII.58 Cinétique de séchage pour DIC4.....	231
Figure VII.59 Cinétique de séchage pour DIC5.....	231
Figure VII.60 Cinétique de séchage pour MP	231
Figure VII.61.Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 1;2,1;3;6;9;12;15\text{ m/s}$ pour le produit spécifique contrôlé	232
Figure VII.62.Cinétique de séchage pour le plan d'expérience des 2 paramètres: la température et la vitesse de l'air pour le produit spécifique contrôlé	232

INTRODUCTION

Dans le séchage des fruits et légumes, il reste encore beaucoup de questions non résolues. L'objectif de cette thèse est d'apporter une contribution à la résolution de certains problèmes concernant le contrôle et l'amélioration de la qualité et de l'efficacité énergétique dans le cadre du séchage de fruits et de légumes.

Parmi les légumes et les fruits, les carottes et les pommes sont souvent utilisées comme modèle. C'est donc ces deux matières premières que nous avons choisi d'étudier.

Nous avons utilisé un procédé de séchage couplant une étape de déshydratation par air chaud à la texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC). Ce procédé est dénommé « Swell-drying ».

Nous avons mis en œuvre cette méthode de séchage en vue de répondre aux questions suivantes :

- Comment les conditions opératoires du traitement DIC affectent la qualité de la pomme et de la carotte séchée ?
- Comment la vitesse et la température de l'air influent sur la cinétique de séchage ?
- Quelle est la vitesse limite de l'air pour laquelle il n'est plus utile d'augmenter cette vitesse pour améliorer le procédé ?
- Est-ce qu'il existe une relation entre cette vitesse limite et la diffusivité effective des produits ?
- Est-ce que la diffusivité est fonction du taux d'expansion obtenue par DIC ?

Finalement, si on peut identifier ces vitesses limite de l'air, il sera possible de résoudre certaines problématiques reconnues sur le plan de la qualité du produit et de la consommation énergétique.

Les principales étapes de la réalisation des objectifs de cette thèse ont été :

- Étude comparative des procédés de production de la pomme et de la carotte et les impacts du traitement DIC sur les propriétés du produit fini.
- Confirmation de l'effet de la vitesse et de la température sur la cinétique de séchage de la carotte, de la pomme et de la pomme transformée par la méthodologie des plans d'expériences.
- Identification des vitesses limite de l'air à partir des courbes de séchage.
- Établissement d'une relation entre le taux d'expansion et la diffusivité effective.
- Optimisation des conditions opératoires du séchage.

La thèse se divise en quatre parties :

1. La première partie est consacrée à l'état de l'art. Le chapitre I-1 présente le séchage des fruits et des légumes. Le chapitre I-2 présente la modélisation mathématique et l'analyse des transferts lors du séchage est décrite dans le chapitre I-3.
2. La deuxième partie est consacrée aux matériels et méthodes. Les matières premières principales (la pomme et la carotte) sont présentées dans le chapitre II-1. Le chapitre II-2 décrit les protocoles de traitement. Le chapitre II-3 présente la caractérisation du produit. La méthodologie des plans d'expériences utilisée dans cette étude est présentée dans le chapitre II-4.
3. La troisième partie est consacrée aux résultats et discussions. Dans le chapitre III-1, on présente les impacts du traitement DIC sur les propriétés de la carotte. L'effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage, la diffusivité effective, l'accessibilité initiale et la masse coefficient du produit sont expliqués dans le chapitre III-2. Le chapitre III-3 décrit la relation entre la température, la teneur en eau, le taux d'expansion et la diffusivité effective.

Les résultats sont présentés sous forme d'articles. Une partie des résultats est développée en annexe du document.

4. La quatrième partie concerne la synthèse du travail, les conclusions et les perspectives.

PARTIE I.

ÉTAT DE L'ART

CHAPITRE I.1.

SÉCHAGE DES FRUITS ET LÉGUMES

I.1.1. INTRODUCTION

Du point de vue de la consommation, les fruits sont des produits végétaux avec une saveur aromatique et qui sont généralement et naturellement sucrés. Ils sont une source importante et indispensable de vitamines et de minéraux, bien qu'ils soient des sources médiocres de protéines et de matières grasses. Les légumes jouent également un rôle important dans la nutrition en amenant de la saveur, de la couleur, et de la variété au régime alimentaire. Les fruits et légumes ont pris une place importante au niveau commercial et constitue un secteur important de l'industrie agricole. Les développements récents dans la technologie agricole ont considérablement augmenté la production mondiale des fruits et légumes. Cette production a atteint en 2011 près de 850 millions de tonnes de légumes (hors melons) et 725 millions de tonnes de fruits (melons inclus) (Fruit, 2012).

La plupart des fruits et des légumes contiennent plus de 80% d'eau et sont donc hautement périssables. De 30% à 40% des produits sont perdus dans les pays en développement situés dans les régions tropicales et subtropicales à cause des manipulations inadéquates, du transport et des installations de stockage. Outre les pertes pondérales et économiques, des pertes graves en nutriments essentiels, notamment en vitamines et en minéraux, sont ainsi à déplorer.

Les fruits et les légumes sont dans la plupart des cas, consommés frais et leur valeur nutritive est alors élevée. Les fruits et les légumes saisonniers sont disponibles et consommés pendant une très courte période. Ils doivent donc être conservés pour être consommée en dehors de la saison de récolte. Plusieurs technologies sont employées dans l'industrie pour la conservation des fruits et légumes; les méthodes les plus importantes sont la mise en conserves, la congélation et le séchage (Jayaraman & Das Gupta, 2006).

Parmi ces dernières, le séchage est un procédé très ancien de conservation des produits agricoles et alimentaires. Il permet de convertir des denrées périssables en produits stabilisés, par abaissement de l'activité d'eau (a_w) jusqu'à une valeur inférieure à 0,5. La plupart du temps, ces produits sont stockés à température ambiante, avant d'être réhydratés pour une utilisation dans un procédé industriel ou dans une préparation culinaire.

L'utilisation du séchage dans les industries agroalimentaires peut cependant avoir des buts multiples :

- accroître la durée de conservation des produits (viandes, poissons, fruits, graines, pâtes, épices, thé, champignons, ...)
- stabiliser les produits agricoles (maïs, luzerne, riz, lait, ...) et amortir le caractère saisonnier de certaines activités
- transformer les produits par des réactions biochimiques ou biologiques (produits de salaison, touraillage de malt, ...)
- stabiliser des co-produits industriels pour l'alimentation animale (pulpes de sucrerie ou d'amidonnerie, drêches de brasserie, farines de viande et de poisson ...)
- produire des ingrédients ou des additifs pour une seconde transformation, également appelés Produits Alimentaires Intermédiaires (PAI). Ce sont, par exemple, des légumes pour les potages, des oignons pour la charcuterie, des fruits pour la pâtisserie, des épaississants, arômes, colorants, ... (Bonazzi & Bimbenet, 2003).

Comme toutes les méthodes de préservation thermique des produits, l'utilisation du séchage présente des avantages et des inconvénients.

I.1.2. AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS DU SÉCHAGE

I.1.2.1. Les avantages du séchage (Fournier, 2003)

Les principaux avantages du procédé de séchage sont :

- La simplicité de la méthode avec généralement un bon rendement
- L'universalité du procédé, accessible à tous, y compris pour les particuliers
- Une durée de conservation des aliments déshydratés qui peut être de plusieurs mois
- La désactivation des enzymes responsables de la dégradation des aliments
- L'inhibition de la croissance des micro-organismes grâce à la réduction de l'activité d'eau
- Sa capacité à être utilisée à des fins commerciales permettant de limiter les pertes de récoltes
- La diminution des coûts financiers et environnementaux liés au transport des marchandises en raison de la réduction massive

I.1.2.2. Les inconvénients du séchage.

Comme tous les traitements thermiques, le séchage peut entraîner, en particulier, des pertes d'arômes, de vitamines et de pigments (Fournier, 2003), des réactions de brunissement, des durcissements superficiels, des modifications irréversibles de texture et donc de capacité à la

réhydratation, des pertes de constituants volatils et la modification de la répartition de l'humidité dans le produit. En général, le séchage a globalement moins d'inconvénients que d'autres procédés de conservation (appertisation, congélation ou traitement aseptique). Le séchage des fruits, des légumes et des épices reste encore une méthode très répandue de conservation de ces aliments (Chakraverty, 2003).

I.1.3. TECHNOLOGIES DE SÉCHAGE

Le séchage est une opération de transfert couplé de chaleur et de masse pour laquelle il est nécessaire de fournir de l'énergie. Plusieurs types de séchoirs et de méthodes de séchage, ont été adaptés à différentes situations.

D'utilisation facile et pratique, les paramètres opératoires des procédés classiques de séchage peuvent être aisément contrôlés. Ces procédés dits classiques sont le séchage au soleil, le séchage solaire et le séchage à l'air chaud. Ces les plus couramment utilisés pour les fruits et légumes (Mounir *et al.*, 2014).

I.1.3.1. Au soleil

Le séchage au soleil s'est largement développé dans les zones arides ou semi-arides qui présentent des conditions climatiques optimales : une saison sèche avec un fort ensoleillement, une faible pluviométrie, une hygrométrie peu élevée.

Le séchage s'effectue à même le sol, sur des nattes, sur des rochers plats, ou bien sur les toits des maisons. Ce système présente deux principaux avantages pour les communautés : peu de travail et pas d'investissement. Mais, très souvent, les résultats obtenus sont médiocres car les produits sont souillés de sable et de poussière. Ils subissent les attaques des animaux, des insectes et des micro-organismes. Les pertes sont ainsi importantes. De plus, les produits s'abîment, sèchent trop ou pas assez, ce qui dégrade fortement leur qualité (Dudez *et al.*, 1996).

Certains scientifiques travaillent sur des méthodes de prétraitement (Doymaz, 2004b) ou la modélisation du séchage (Toğrul & Pehlivan, 2004; Tunde-Akintunde, 2011) pour améliorer la qualité des produits. En raison des inconvénients décrits ci-dessus, l'utilisation de séchoirs solaires s'est développée pour remplacer le séchage au soleil.



Figure 1.1. Le séchage au soleil de raisins en Espagne (Mulet, 2003)

I.1.3.2. Séchage solaire

Les séchoirs solaires peuvent être classifiés en séchoirs solaires directs, indirects et hybrides. Le principe de fonctionnement des séchoirs dépend de la méthode de collecte de l'énergie solaire et de sa conversion en énergie thermique utile pour le séchage (Visavale, 2012).

Beaucoup de recherches sur la modélisation mathématique et les études expérimentales ont été menées sur les processus de séchage solaire en couches minces pour divers légumes et fruits, comme le raisin (Yaldiz *et al.*, 2001), les abricots (Toğrul & Pehlivan, 2002), le poivron vert, le haricot vert ou le squash (Yaldız & Ertekyn, 2001), la pistache (Midilli, 2001; Midilli & Kucuk, 2003), le poivron rouge (Akpınar *et al.*, 2003b) et la poire (Lahsasni *et al.*, 2004).



Figure 1.2 Une pilote de séchage solaire (Aware & Thorat, 2012)

Un séchoir solaire améliore le séchage au soleil traditionnel de quatre façons principales (Aware & Thorat, 2012) :

- Il est plus rapide. Les aliments peuvent être séchés dans une période de temps plus courte. Les séchoirs solaires améliorent le temps de séchage par utilisation d'un vitrage translucide ou transparent dans la zone de collecte du rayonnement solaire qui emprisonne la chaleur à l'intérieur du séchoir, en élevant la température de l'air.

- Il est plus efficace : les aliments sont être séchés plus rapidement et les risques de détérioration sont ainsi diminués.
- La qualité nutritionnelle est améliorée. Dans les conditions optimales de séchage, le séchage solaire permet de conserver la plupart de la valeur nutritive du produit telle que la vitamine C.
- Il reste bon marché. L'énergie solaire est disponible et gratuite.

I.1.3.3. Séchage à l'air chaud

Au-delà de l'utilisation de l'énergie solaire pour le séchage, diverses technologies de déshydratation ont été développées au début du XX^e siècle. Elles sont basées sur l'utilisation d'une source de chaleur artificielle. Le terme « déshydratation » a été donné aux méthodes de séchage dans des conditions contrôlées. Le premier procédé de séchage artificiel connu des aliments est apparu au XVIII^e siècle. Des légumes traités dans l'eau chaude ont ensuite été placés dans un four chaud pour le séchage (Ratti, 2009).

Actuellement, la plupart des fruits et des légumes sont déshydratés par la technique du séchage à l'air chaud, qui est souvent la plus simple et la plus économique. Les différents types de séchoirs qui ont été conçus, fabriqués et utilisés sont basés sur cette technique. Dans ce procédé, l'air chauffé est mis en contact avec le matériau humide à sécher pour faciliter le transfert de chaleur et de masse. Les transferts sont essentiellement convectifs. Deux aspects importants du transfert de masse sont le transfert de l'eau vers la surface du produit et l'élimination de la vapeur d'eau à partir de la surface.

Les concepts de base, les différentes méthodes de séchage, et les différents types de séchoirs à air chaud ont été examinés par divers auteurs dans des articles de revue et des monographies (Chakraverty, 2003; Mujumdar, 2007).

Pour obtenir des produits déshydratés de haute qualité à un coût raisonnable, la déshydratation doit être suffisamment rapide. Les quatre facteurs principaux qui influent sur la vitesse de séchage et le temps de séchage sont : les propriétés physiques des aliments, en particulier la taille des particules, la porosité et la géométrie, l'agencement géométrique des produits par rapport au flux d'air (courant transversal, passage, charge de plateau, etc.), les propriétés physiques de l'air (température, humidité, vitesse), et les caractéristiques de conception du séchoir (courants croisés, co-courant, contre-courant, lit agité, pneumatique, etc.). Le choix d'une méthode de séchage appropriée à un produit alimentaire est déterminé par des considérations liées à la qualité des produits, aux matières premières mises en œuvre et bien sûr à des considérations économiques. Les séchoirs généralement utilisés pour le séchage des fruits et des légumes en morceaux sont l'étuve (Figure I.3), le four à air chaud, le tunnel, le

séchoir en silo ou en cellule, le séchoir pneumatique et le séchoir à bande. Parmi ceux-ci, l'étuve et le séchoir en cellule sont des techniques discontinues, le séchoir à bande est continu, et le séchoir à tunnel est semi-continu (Jayaraman & Das Gupta, 2006).



Figure I.3. Exemple d'une étuve universelle ventilée XU (France-étuves, 2010)

Avantages:

Le processus opératoire est simple alors que l'équipement est généralement simple et à coût peu élevé.

Inconvénients:

L'opération pourrait facilement aboutir à un retrait considérable du produit (principalement au début de l'opération) et à une perte notable de la qualité nutritionnelle (en fin de l'opération en raison du temps de séchage généralement important) (Ratti, 2009).

I.1.3.4. Lyophilisation

La lyophilisation (cryodessiccation) est un procédé de conservation par dessiccation sous vide de produits congelés. La perte d'eau est principalement obtenue en sublimant la glace sous pression réduite; il y a alors passage direct de l'état solide à l'état gazeux.

Un cycle de lyophilisation se divise en trois étapes :

- la congélation, où les produits sont réfrigérés à des températures comprises entre -20°C et -80°C . La congélation peut-être réalisée en dehors du lyophilisateur (c'est le cas de nombreuses applications industrielles)
- la dessiccation primaire qui est réalisée sous vide. C'est l'étape pendant laquelle une partie de l'eau congelée se sublime (pas d'eau en phase liquide).

- la dessiccation secondaire, qui permet d'extraire par désorption les molécules d'eau. Durant cette phase, les produits peuvent être chauffés jusqu'à des températures positives.

À la fin du cycle, le produit ne contient plus que 1% à 5% d'eau, ce qui est extrêmement faible. Si l'activité de l'eau est inférieure à 0,4 et supérieure à 0,2, elle assure souvent une bonne préservation de la matière.

C'est un procédé de conservation permettant de préserver des denrées alimentaires périssables et des substances biologiques et chimiques dites fragiles.

La Figure I.4 montre un lyophilisateur pilote et un lyophilisateur de production.



Figure I.4 Lyophilisateur Pilote LPCPLS15 et lyophilisateur de production (Cryotec, 2015)

Les produits obtenus:

- ont majoritairement conservé leurs qualités nutritionnelles, leur intégrité physique et chimique, leur architecture cellulaire, leur forme;
- peuvent être réhydraté rapidement grâce à leur structure poreuse. En effet, la sublimation lente crée un réseau de canaux par lesquels s'échappe la vapeur d'eau: il reste une structure poreuse qui occupe le même volume que la structure initiale (intéressant pour les coupes de tissus biologique). L'eau peut donc reprendre sa place facilement dans la structure moléculaire de l'aliment.

L'application industrielle comprend les fruits et légumes exotiques, les ingrédients de la soupe, les champignons, le café, le jus d'orange, ... Une grande partie des publications récentes est dirigée vers les jus de fruits lyophilisés et les légumes comme les épinards et les carottes (Jayaraman & Das Gupta, 2006).

Les avantages du procédé sont:

- Préservation de la structure initiale du produit;

- conservation du produit pendant plusieurs années sous vide et dans un emballage opaque sans perte de vitamines, sans modification des caractéristiques organoleptiques (valeur nutritive pratiquement identique au produit frais à la congélation);
- Conservation à température ambiante;
- Réhydratation instantanée avec de l'eau froide ou chaude grâce à la structure poreuse.

Ses inconvénients:

- Méthode coûteuse: frais d'investissement et d'exploitation élevés à cause de la forte consommation d'énergie;
- Nécessité d'un emballage étanche car le produit est très hydrophile;
- Procédé applicable uniquement aux aliments en poudre ou en petits morceaux car sinon la durée de séchage et la consommation d'énergie sont trop importantes.

I.1.3.5. Méthodes de séchage innovantes

Dans les procédés modernes de séchage, comme la lyophilisation, le séchage par micro-ondes, le séchage à la vapeur surchauffée, ont permis d'améliorer la qualité, sans pour autant répondre à la problématique de décontamination microbiologique. De plus, leur coût élevé limite leur utilisation aux seuls produits à haute valeur ajoutée (produits pharmaceutiques ...) (Allaf *et al.*, 2012).

Aujourd'hui, il est possible d'ajouter à cette liste le "Swell-drying" qui a été défini comme un couplage du séchage par air chaud et une texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC). La DIC permet de traiter une large gamme de produits, malgré leur éventuelle fragilité thermique, améliorant considérablement la vitesse de séchage et la qualité du produit (Mounir *et al.*, 2012). Ainsi, le produit fini a un contenu en vitamines supérieur aux produits séchés classiquement, sans pour autant atteindre le niveau d'un produit lyophilisé. Cependant, la DIC permet une préservation de la couleur, une disponibilité des flavonoïdes (Belarbi-Ouarkoub *et al.*, 2009; Mounir *et al.*, 2011b), et une activité antioxydante (Alonzo-Macías *et al.*, 2013) élevées. En plus, la DIC assure, à travers une décontamination microbiologique partielle et une complète désinsectisation, une augmentation de la durée de vie des produits (Allaf *et al.*, 2012).

I.1.3.5.1. Description de l'équipement DIC

La disposition générale du réacteur DIC (Allaf *et al.*, 1995; Allaf & Vidal, 1988; Allaf & Allaf, 2014) comporte quatre parties principales (Figure I.5) :

- Une chambre de traitement dans laquelle les produits sont traités à haute température et sous pression de vapeur (jusqu'à 10 bars). Elle est de forme cylindrique de 22 cm de diamètre et de 12 litres de volume. Elle est fermée à l'aide d'une trappe dont l'étanchéité est assurée par un double joint gonflable à l'air comprimé. Elle possède une double enveloppe permettant de chauffer le réacteur afin d'éviter le phénomène de condensation. Elle est également équipée d'un manomètre.
- Un système à vide : une pompe à vide à anneau liquide de 4 kW (HIBON, France) permet d'établir un niveau de vide voisin de 4 kPa dans un grand réservoir de volume de 1600 litres soit 130 fois supérieur à celui de la chambre de traitement. Ce réservoir est muni d'une double enveloppe, ce qui permet, par circulation d'un fluide de refroidissement, de contribuer à l'instauration du vide ; le niveau de vide minimum pouvant ainsi atteindre 2,5 kPa.
- Un système de connexion : la chute abrupte de pression (*détente instantanée*) est assurée grâce à une vanne à ouverture très rapide entre la chambre de traitement et le réservoir à vide. Il s'agit d'une vanne sphérique électropneumatique de 200 mm de diamètre, ce qui permet d'obtenir la chute de pression vers le vide en moins de 100 ms.
- Un système de capteurs, d'acquisition, de stockage de données, de traitement des résultats et de commande automatique. Le paramétrage et le fonctionnement du pilote sont gérés par un boîtier d'automate programmable.

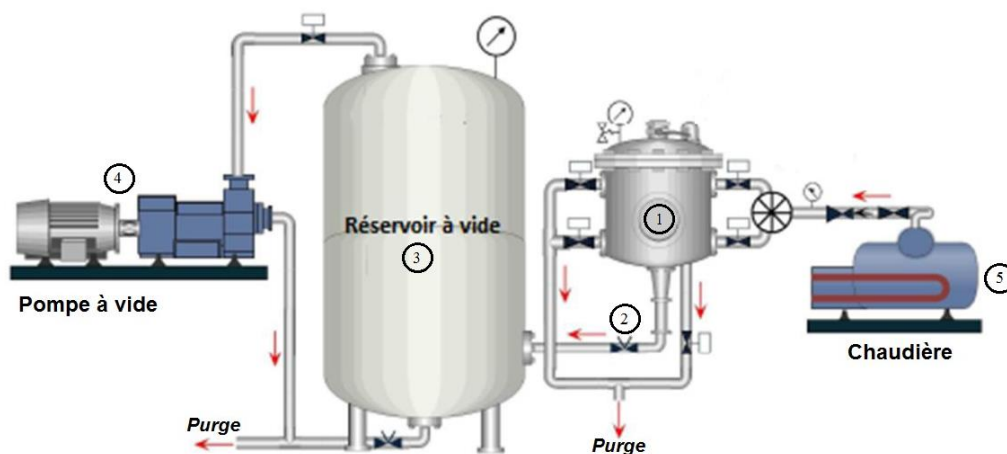


Figure I.5: Présentation schématique du réacteur DIC utilisé: (1) Chambre de traitement; (2) valve de détente abrupte; (3) Réservoir à vide; (4) Pompe à vide; (5) Chaudière

I.1.3.5.2.Principe de la Détente Instantanée Contrôlée (DIC)

La DIC est un traitement de type HTST (High Temperature Short Time) qui consiste à faire subir, à un produit partiellement humide (en général d'humidité voisine de 30% base sèche), les conditions suivantes : une pression de vapeur ($P < 10$ bars) à haute température (inférieure

à 180 °C) durant une courte durée (inférieure à la minute) suivie d'une chute abrupte de pression vers le vide (3 - 5 kPa, Δt de 20-200 ms). Cette chute de pression est caractérisée par une très grande vitesse ($\Delta P / \Delta t > 2,5 \cdot 10^5 \text{ Pa s}^{-1}$).

La DIC comporte généralement les principales étapes techniques suivantes (Figure I.6) :

Mise sous vide:

Il s'agit de connecter l'enceinte au système de pompage sans pour autant chercher à ce que cette mise sous vide ne soit impérativement instantanée. Le pompage direct de l'enceinte de traitement est alors moins couteux en énergie mécanique qu'une ouverture de la vanne de connexion avec le réservoir à vide.

Injection de la vapeur:

Instaurer une pression de vapeur d'eau, pour assurer en quelques secondes une température maîtrisée du produit ($T < 200 \text{ °C}$, $P < 2 \text{ MPa}$) maintenue durant quelques secondes ou dizaines de secondes.

Détente instantanée vers le vide:

Instaurer un passage ultra-rapide ($< 100 \text{ ms}$), du système vers le vide. Ce passage réalisé en quelques millièmes ou centièmes de seconde assure un refroidissement du produit qui perd par auto vaporisation une partie de son eau; l'induction éventuelle d'un "soufflage" parfaitement maîtrisé (expansion) du produit est alors possible.

Remise à la pression atmosphérique:

Cette étape peut être utilisée pour assurer un refroidissement encore plus intensifié de la matière à travers un flux fin d'air extérieur dont la détente (instantanée) ainsi réalisée permet sa propre chute de température; le flux d'air implique le refroidissement de la surface de la matière par contact et par évaporation éventuelle d'une quantité supplémentaire résiduelle d'eau du produit.

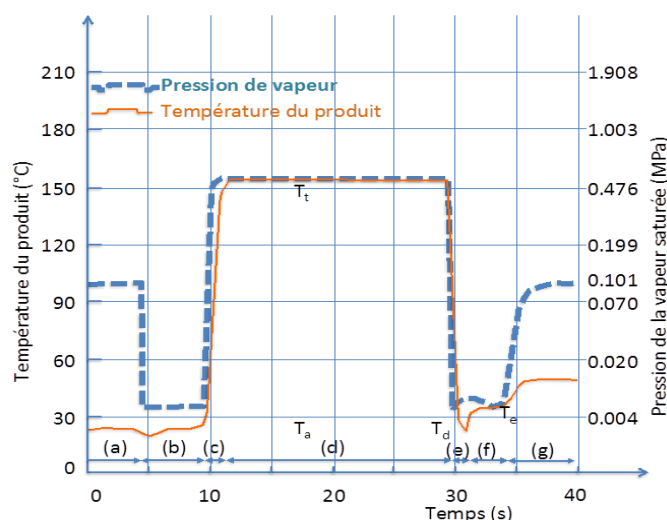


Figure I.6: Évolution de la température et de la pression lors d'un traitement DIC :

- (a) Mise du produit dans l'enceinte de traitement sous pression atmosphérique ;
- (b) Instauration d'un vide initial ; (c) Injection de vapeur saturée ;
- (d) maintien de la pression de vapeur saturée et température de traitement constante ;
- (e) Détente abrupte vers le vide ; (f) Maintien du vide ;
- (g) Retour à la pression atmosphérique (Allaf *et al.*, 2012)

I.1.3.5.3.Applications de la technologie DIC (Abcar, 2014)

La DIC trouve ses applications principales dans :

- "Swell-Drying" des fruits et des légumes (Figure I.7) :

Plus de 200 variétés testées ont été étudiées et mises au point par l'équipe de recherche du LMTAI (Laboratoire de Maîtrise des Technologies Agro-industrielles) aujourd'hui intégrée au LaSIE (Laboratoire des Sciences de l'Ingénieur pour l'Environnement) de l'Université de La Rochelle. De nombreux produits ont été traités et les conditions de traitement DIC optimisées, selon différents objectifs et contraintes industrielles: produits alimentaires variés (Sahyoun, 1996), poissons (Juhel, 2000), produits pharmaceutiques (Rakotozafy, 2001), riz (Duong, 2003), oignons (Albitar *et al.*, 2011), poudre de lait (Mounir *et al.*, 2010), poudres et granulés (Mounir *et al.*, 2011a), fruits et légumes (Al Haddad *et al.*, 2008), poivre (Téllez-Pérez *et al.*, 2012), fraises (Maritza *et al.*, 2012), gomme arabique et soja (Nguyen, 2014), ...



Figure I.7. Exemples de produits séchés après DIC (Mounir *et al.*, 2014)

- Décontamination microbiologique

La DIC assure la décontamination des produits alimentaires, cosmétiques et pharmaceutiques (pulvérulents ou en morceaux). Le traitement conduit, en effet, à l'éclatement des micro-organismes et des insectes, larves, parasites. Le traitement par DIC offre un très bon compromis entre efficacité du traitement et préservation des qualités essentielles des produits traités. La DIC permet ainsi de satisfaire pleinement aux normes internationales de qualité microbiologiques et sanitaires. De plus, elle est compatible avec l'appellation biologique des produits.

Plus d'une centaine de produits ont ainsi été traités avec succès: épices, champignons, algues, herbes médicinales...



Figure I.8. Décontamination microbologique (Abcar, 2014)

- *Extraction des composés d'intérêt*

Plusieurs travaux de doctorat ont concerné l'extraction, tels que l'extraction de l'huile de l'ylang ylang (Kristiawan, 2006), l'extraction de l'huile essentielle du bois (Mellouk, 2007), l'extraction directe de composés volatils (Besombes, 2008), l'extraction de l'huile à partir de graines de colza et de fèves de jatropha (Nguyen, 2010), l'extraction supercritique (Rochova, 2008), le pré-traitement pour l'extraction de molécules non volatiles telles que les flavonoïdes (Ben Amor, 2008), l'eco-extraction des produits naturels (Allaf, 2013).

Grâce au traitement par DIC, le taux d'extraction d'huiles essentielles volatiles est supérieur aux méthodes classiques (Mellouk, 2007). De plus, cela requiert moins de temps et d'énergie que pour n'importe quel autre procédé conventionnel. L'avantage qualitatif de la DIC réside dans le fait qu'il n'y a pas de dégradation thermique des produits et pas d'utilisation de solvants (absence de rejets industriels).

- *Étuvage des produits céréaliers*

En 30 secondes de traitement par DIC, il est possible d'obtenir un riz étuvé de très grande qualité (Duong, 2003). Grâce à la DIC, le temps de séchage est fortement réduit (2 h au lieu des 8 h). Le temps de cuisson final peut être ajusté (7 à 15 minutes).

L'insertion de la DIC peut se faire en différents points du procédé classique, avant ou après l'abrasion du grain. Un impact majeur est la réduction du temps de cuisson du riz entier (15 minutes au lieu des 40 minutes).

I.1.3.5.4. Avantages de la DIC (Abcar, 2014)

C'est un procédé compatible avec l'agriculture biologique et respectueux de l'environnement. Il permet aussi de limiter la consommation en énergie (au contraire des procédés conventionnels). De plus, il permet d'éviter l'utilisation de conservateurs ou de substances favorisant le séchage de sorte que le produit final soit naturel et sain. Les produits résultants sont conformes avec les normes sanitaires.

C'est actuellement le seul procédé capable d'obtenir des produits croustillants (type chips) naturels et sains sans additifs et sans passer opération de friture.

En de nombreux points - qualité et coût – le procédé DIC se révèle meilleur que les procédés conventionnels de séchage (Tableau I.1 et Figure I.9).

Ainsi, la DIC a pu résoudre certains problèmes liés au séchage classique, à savoir:

Au plan des attributs du produit fini (Albitar, 2010) :

- Réduire les risques d'altération de la forme,
- Améliorer les propriétés texturales en remédiant aux problèmes de dégradation de la structure,
- Éliminer les risques de contamination microbiologique, bactérienne et/ou par des insectes,
- Diminuer considérablement les pertes des qualités nutritionnelles.

et au plan de la performance du procédé:

- Réduire les besoins énergétiques,
- Améliorer le rendement énergétique généralement particulièrement faible lors de la dernière étape de l'opération,
- Intensifier considérablement la cinétique de l'opération.

Tableau I.1. Analyse comparative en termes de performances des procédés de séchage et de qualité du produit fini (Allaf et al., 2012)

	Air chaud	Micro-ondes	Lyophilisation	Swell - drying
Forme /texture	Compacte	Moyenne compacité	Forme préservée	Expansion contrôlée
Préservation de gout, arôme et couleur	1 ^{ère} étape : bonne puis dégradation globale	Niveau moyen	Relativement bonne	Très bonne
Préservation nutritionnelle	1 ^{ère} étape : bonne puis dégradation globale	Bonne	Très bonne	Bonne / Très bonne
Contenu hygiénique	Mauvais	Moyen	Mauvais	Très bon
Rétention d'eau, d'huile	Moyenne	Assez bonne	Assez bonne	Très bonne
Énergie (kWh /tonne matière sèche)	8.000	7.600	13.700	1 ^{ère} étape : 5.000 DIC : 800 3 ^{ème} étape : 1.700

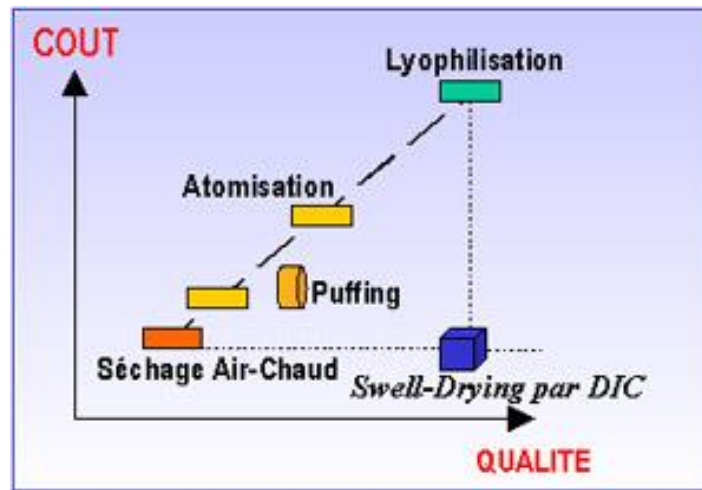


Figure I.9. Comparaison de la qualité et du coût des technologies de séchage (Abcar, 2014)

I.1.4. CONCLUSION

Parmi toutes les méthodes de conservation des aliments, le séchage reste une opération très avantageuse en raison de la durée de conservation longue, de la facilité de stockage à température ambiante et de la réduction de masse (transport). Le Swell Drying a été retenu dans le cadre de ce travail de recherche car il présente des avantages tels qu'une réponse satisfaisante aux contraintes de sécurité alimentaire à travers la décontamination des produits, une bonne adaptation à la cuisine moderne (préparation rapide, facilité d'emploi) et la possibilité d'une préservation importante du contenu nutritionnel. Ainsi l'utilisation de plus en plus large de produits déshydratés et texturés par DIC, dans les plats préparés, oblige les transformateurs à mieux maîtriser la qualité du produit final (goût, texture, couleur et forme notamment), sans négliger les dimensions économiques (consommation énergétique notamment).

Pour la réalisation d'expérimentations performantes, il est nécessaire de bien comprendre l'ensemble des phénomènes physico-chimiques et biologiques qui se produisent pendant l'opération de séchage. Dans cet objectif, le chapitre I.2 sera consacré à la présentation des modèles mathématiques de séchage.

CHAPITRE I.2.

MODÉLISATION MATHÉMATIQUE DES TRANSFERTS LORS DU SÉCHAGE

Le séchage est une opération complexe incluant des phénomènes simultanés de transfert de chaleur et de masse, ainsi que des transformations physiques ou chimiques, qui peuvent causer des changements dans la qualité des produits. Les changements physiques qui peuvent survenir incluent des modifications géométriques (retrait), le gonflement, la cristallisation et des transitions vitreuses. Dans certains cas, des réactions chimiques ou biochimiques désirables ou indésirables peuvent se produire, entraînant des changements dans la couleur, la texture, l'odeur, ou d'autres propriétés du produit solide. Dans la fabrication de catalyseurs, par exemple, les conditions de séchage peuvent occasionner des différences significatives de l'activité du catalyseur en modifiant l'aire de surface interne.

Le séchage résulte de la vaporisation de l'eau initialement à l'état liquide, en fournissant de la chaleur au produit initialement humide. Comme indiqué plus haut, la chaleur peut être fournie par convection (séchoirs directs), par conduction (séchoirs contacts ou séchoirs indirects), par rayonnement. Le transport de l'humidité à l'intérieur du solide peut se produire par l'un ou plusieurs des mécanismes suivants de transfert de masse (Mujumdar, 2006).

- La diffusion du liquide, si le solide humide est à une température inférieure au point d'ébullition du liquide.
- La diffusion de vapeur, si le liquide se vaporise à l'intérieur du matériel.
- La diffusion de Knudsen, si le séchage s'effectue aux températures et aux pressions très basses, par exemple, dans le procédé de lyophilisation.
- La diffusion de surface (possible mais non prouvée).
- Les différences de pression hydrostatique, lorsque les taux de vaporisation interne ne dépassent pas le taux de transport de vapeur à travers le solide à l'environnement et que le gradient de la pression totale intervient comme force motrice du transfert de la matière (comparable au transfert de Darcy).
- Une ou plusieurs des combinaisons des mécanismes ci-dessus.

Le transport de l'humidité dans le produit alimentaire dépend à la fois de la structure des pores et des interactions de l'humidité avec la matrice alimentaire.

De nombreux modèles de transfert simultané de chaleur et de masse ont été développés pour le séchage. Ils sont basés soit sur le transfert d'humidité pour une diffusivité effective ou sur la

séparation de la diffusion liquide et la diffusion vapeur. Une brève revue de ces modèles est présentée avec les hypothèses simplificatrices des modèles (Srikiatden & Roberts, 2007).

I.2.1. THÉORIE DIFFUSIONNELLE

Ce modèle est gouverné par l'équation de diffusion. Le premier auteur qui a suggéré son utilisation est Lewis. Sherwood et ses collaborateurs ont appliqué cette idée et ont obtenu des solutions à l'équation de diffusion en excellent accord avec les données expérimentales. Sherwood a observé que le comportement des principaux paramètres du modèle est complexe et qu'il était difficile de prévoir la décroissance de la diffusion avec la concentration en eau (Remache & Belhamri, 2008).

La diffusion a lieu au sein de la structure fine du solide et dans les capillaires, les pores et les petites cavités saturées en vapeur d'eau. Cette vapeur diffuse vers l'extérieur jusqu'à ce que, à l'extrémité ouverte d'un tube capillaire, elle soit entraînée dans le flux d'air. Malheureusement, la théorie de la diffusion ne prend pas en compte le retrait, le durcissement, ou les phénomènes de sorption / désorption isotherme (Gustavo & Humberto, 1996).

La théorie diffusionnelle s'applique à des produits de structure continue (Chareau & Cavallé, 1995).

Cette théorie suppose que le mouvement de l'eau vers la surface du solide est gouverné par la loi de Fick, qui traduit un phénomène de migration de la vapeur d'eau du milieu de plus forte concentration en eau vers le milieu de plus faible concentration en eau, autrement dit, du centre de la matière à sécher vers sa surface. Puis l'évaporation de l'eau à la surface du produit résulte d'un apport énergétique extérieur.

La migration de l'eau par diffusion est proportionnelle au gradient de concentration en eau :

$$\frac{\partial W}{\partial t} = \bar{V}(D_{eff}\bar{V}W) \quad (Eq. I.1)$$

Où: W : Teneur en eau (% db)

D_{eff} : Coefficient de diffusion ($m^2 s^{-1}$)

t : Temps (s)

La dépendance à la température du coefficient de diffusion effective, D_{eff} , peut être décrite par l'équation Arrhenius (Gustavo & Humberto, 1996) :

$$D_{eff} = D_o \exp\left(-\frac{E_a}{R_g T}\right) \quad (Eq. I.2)$$

Où: E_a : Énergie d'activation ($J mol^{-1}$)

T : Température absolue ($^{\circ}K$)

D_o : Coefficient de diffusion de référence ($m^2 s^{-1}$)

R_g : Constante universelle des gaz parfaits ($J mol^{-1} K^{-1}$)

I.2.2. THÉORIE CAPILLAIRE

L'écoulement capillaire est le mouvement du liquide à travers les capillaires, les pores d'interconnexion dans un solide, ou sur la surface du solide par l'attraction moléculaire entre le liquide et le solide (Srikiatden & Roberts, 2007).

Ceaglske and Hougen (1937) optent pour la théorie de la capillarité comme principal mécanisme de migration de l'eau lors du séchage de matériaux granulaires. Dans cette théorie, le flux d'humidité est déterminé par les forces capillaires et non pas par un gradient de concentration en humidité. Le flux peut donc être dirigé dans le sens de l'augmentation de la concentration en eau.

Plusieurs chercheurs ont soutenu cette observation et un modèle de séchage des matériaux poreux basés sur la capillarité comme mécanisme de limitation de la vitesse de transfert de l'humidité en début du séchage, puis la diffusion de vapeur comme phénomène dominant les dernières étapes de séchage (Srikiatden & Roberts, 2007).

Cette théorie s'applique à des produits poreux ou à des produits granulaires (dans ce dernier cas, les espaces ou interstices entre les particules ont un comportement analogue à celui des pores) (Chareau & Cavaillé, 1995).

Dans la théorie capillaire, la force motrice est le potentiel capillaire. Le potentiel capillaire ou la succion φ est la différence de pression entre l'eau et l'air à l'interface incurvée air-eau dans un capillaire. La courbure de l'interface résulte de la tension de surface de l'eau. Le flux liquide dans la théorie capillaire est donné par :

$$J_c = -K_h \nabla \varphi \quad (\text{Eq. I.3})$$

où J_c : Flux liquide dû à la capillarité ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

K_h : Conductivité hydraulique insaturée (m s^{-1})

φ : Potentiel capillaire ou succion (kg m^{-2})

Dans des conditions isothermes, le potentiel capillaire est proportionnel à la concentration de liquide dans le solide. Le gradient de cette concentration est alors la principale force motrice.

I.2.3. THÉORIE DE L'ÉVAPORATION-CONDENSATION

L'évaporation-condensation peut être considérée comme un mécanisme couplé de transfert de masse et de chaleur interne où la masse est transférée à l'état de vapeur et où la chaleur est échangée par condensation de la vapeur ou évaporation de l'eau.

Henry (1948) a développé un modèle pour décrire les mécanismes de transfert de chaleur lorsque l'eau s'évapore à partir d'un solide ou lorsque la vapeur d'eau se condense dans un solide. Ainsi, Le modèle de Henry est communément désigné sous le nom de modèle

d'évaporation-condensation (Srikiatden & Roberts, 2007). Les bilans d'énergie et de masse sont donnés (Bossart, 2006) ci-dessous :

Diffusion de masse

$$D\nabla^2\rho_d - \frac{\partial\rho_d}{\partial t} = m_p \frac{\partial W}{\partial t} \quad (\text{Eq. I.4})$$

Diffusion de chaleur

$$D_{ch}\nabla^2 T - \frac{\partial T}{\partial t} = -C_T \frac{\partial W}{\partial t} \quad (\text{Eq. I.5})$$

Équation d'équilibre

$$\frac{\partial W}{\partial\rho_d} = a_1 \text{ et } \frac{\partial W}{\partial T} = -a_2 \quad (\text{Eq. I.6})$$

La vapeur dans les pores est supposée être en équilibre avec la vapeur adsorbée sur les parois.

où D : Coefficient de diffusion moléculaire ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)

ρ_d : Concentration de la substance diffusante dans le solide (kg m^{-3})

$m_p = \frac{1-\psi}{\psi} \rho_{sol}$: Masse de solide contenant l'unité de pore (kg m^{-3})

ψ : Porosité (-)

D_{ch} : Coefficient de diffusion de chaleur ($\text{m}^2 \text{s}^{-1}$)

T : Température ($^{\circ}\text{K}$)

C_T : Constante concernant l'augmentation de température produite lorsque le solide adsorbe l'humidité ($^{\circ}\text{K}$)

W : Masse de substance diffusante dans le solide (kg kg^{-1})

a_1, a_2 : constantes (-)

1.2.4. DIFFUSION DE LA VAPEUR D'EAU

Ce modèle suppose que le mécanisme prédominant de transfert interne dans le séchage est la diffusion interne de vapeur. King (1968) étudie la désorption de l'eau dans les produits alimentaires poreux. Il établit un modèle mathématique basé en supposant que le transfert de masse à l'intérieur du solide se produit principalement dans la phase vapeur. Le transfert de chaleur est considéré parallèlement au transfert de masse. À tout moment, l'humidité en phase condensée est plus grande qu'en phase vapeur et donc, le transfert d'humidité se fait par diffusion au travers de la phase vapeur. La relation entre l'humidité de sorption et la pression de vapeur partielle dans la phase gazeuse est décrite par une isotherme de désorption. L'équation exprimant la vitesse de changement du contenu en humidité d'un matériau poreux hygroscopique est, selon King, de la forme (Bossart, 2006) :

$$\frac{\partial W}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_{eff} \frac{\partial W}{\partial x} \right) \quad (\text{Eq. I.7})$$

$$D_{eff} = \frac{Dp_{vsat}}{\rho_{sol}RT} \frac{P_T}{P_T - p_w} \left(\frac{\partial a_w}{\partial X} \right)_T \left(\frac{\alpha}{1 + \alpha} \right) \quad (Eq. I.8)$$

Où:

$$\alpha = \frac{\lambda_{th}R^2T^3}{q_s^2Da_w p_{vsat}} \quad (Eq. I.9)$$

W : Humidité absolue du solide (kg d'eau kg⁻¹de solide sec)

D_{eff} : Diffusivité effective (m² s⁻¹)

t : Temps (s)

x : Distance (m)

D : Coefficient de diffusion de la vapeur d'eau (m² s⁻¹)

p_{vsat} : Pression partielle de la vapeur d'eau à saturation (Pa)

ρ_{sol} : Masse volumique du solide sec (kg m⁻³)

R : Constante des gaz parfaits (J kg⁻¹ K⁻¹)

T : Température (K)

P_T : Pression totale (Pa)

P_w : Pression partielle de vapeur de l'eau (Pa)

a_w : Activité de l'eau (-)

λ_{th} : Conductivité thermique (W m⁻¹K⁻¹)

q_s : Chaleur de sorption (J kg⁻¹)

I.2.5. MODÈLES EMPIRIQUES

En général, le séchage en couche mince s'utilise pour sécher une couche des particules ou des tranches d'échantillon (Akpınar, 2006). Plusieurs chercheurs ont proposé des modèles mathématiques pour décrire le phénomène de changement de la teneur en eau, du transfert de chaleur et de la masse dans le séchage. Les équations peuvent être des modèles théoriques, semi-théoriques et empiriques. Le premier d'entre eux ne comporte que la résistance interne au transfert de masse (Parti, 1993), tandis que les autres considèrent la résistance externe au transfert de masse entre le produit et l'air (Özdemir & Onur Devres, 1999). Les modèles théoriques expliquent clairement les comportements du séchage du produit et peuvent être utilisés dans toutes les conditions du procédé, bien qu'ils comportent de nombreuses hypothèses provoquant des erreurs considérables. Les modèles théoriques les plus utilisés sont dérivés de la diffusion. De la même façon, les modèles semi-théoriques sont généralement issus de la deuxième loi de Fick et des modifications de ses formes simplifiées (d'autres modèles semi-théoriques sont dérivés de la loi de refroidissement de Newton). Ils sont plus simples et ont besoin de moins d'hypothèses en raison du recours à quelques résultats expérimentaux. D'autre part, ils ne sont valables que dans les conditions du procédé appliqué

(Parry, 1985). Les modèles empiriques ont des caractéristiques similaires aux modèles semi-théoriques. Ils dépendent fortement des conditions expérimentales et donnent des informations limitées sur les comportements de séchage du produit (Keey, 1972).

Parmi ceux-ci, les modèles les plus utilisés sont (Erbay & Icier, 2010) listés ci-dessous.

I.2.5.1. Modèle de Lewis

Le modèle de Lewis est la solution générale de l'équation de Fick. Ce modèle ne considère que la diffusion basée sur la migration de l'eau. Le modèle simple de Lewis est exprimé comme suit :

$$\frac{dW}{dt} = -k(W - W_e) \quad (Eq. I.10)$$

La forme générale du modèle de Lewis prend la forme exponentielle suivante :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp(-kt) \quad (Eq. I.11)$$

Où : k est une constante de séchage, qui dépend de la température, l'humidité absolue et la vitesse de l'air ainsi du diamètre du produit utilisé. Ce modèle a été utilisé par Sacilik and Elicin (2006) et Doymaz (2004a).

I.2.5.2. Modèle de Page

Page (1949) a modifié le modèle de Lewis pour obtenir un modèle plus précis en ajoutant une constante sans dimension empirique (n) et à appliquer cette approche au séchage des grains (Erbay & Icier, 2010) :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp(-kt^n) \quad (Eq. I.12)$$

Où : k et n sont des constantes de séchage qui dépendent de la température de l'air et de la nature du produit.

I.2.5.3. Modèle modifié de Page

Overhults *et al.* (1973) ont modifié le modèle de Page pour décrire la phase de séchage des graines de soja. Cette forme est généralement connue sous le nom de modèle modifié de Page I :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp(-kt)^n \quad (Eq. I.13)$$

En outre, White *et al.* (1980) ont utilisé une autre forme modifiée du modèle de Page pour décrire le séchage des fèves de soja. Cette forme est généralement connue sous le nom de modèle modifié de Page II :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp -(kt)^n \quad (Eq. I.14)$$

I.2.5.4. Modèle de Henderson et Pabis

Henderson and Pabis (1962) ont amélioré le modèle du séchage en utilisant la deuxième loi de Fick de la diffusion et en l'appliquant au séchage des grains :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = A \cdot \exp(-kt) \quad (\text{Eq. I.15})$$

Où : A et k sont des constantes de séchage

I.2.5.5. Modèle logarithmique

Chandra and Singh (1994) ont proposé un nouveau modèle dérivé du modèle de Henderson et Pabis avec l'addition d'un terme empirique :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + c \quad (\text{Eq. I.16})$$

Où: k , a et c sont des constantes de séchage qui dépendent de la température de l'air et sa vitesse.

I.2.5.6. Modèle de Midilli

Midilli *et al.* (2002) ont proposé un nouveau modèle avec l'ajout d'un terme supplémentaire empirique intégrant le temps t au modèle Henderson et Pabis. Ce nouveau modèle est la combinaison d'un terme exponentiel et d'un terme linéaire. Ils ont appliqué ce nouveau modèle pour le séchage du pollen, de champignons, et de pistache pour différentes méthodes de séchage.

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + b \cdot t \quad (\text{Eq. I.17})$$

Où: b est une constante empirique (s^{-1}).

I.2.5.7. Modèle modifié de Midilli

Ghazanfari *et al.* (2006) ont souligné que le terme a du modèle de Midilli (Eq. I.17) devait être 1 pour $t = 0$ et ont proposé la modification suivante :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp(-kt) + b \cdot t \quad (\text{Eq. I.18})$$

Ce modèle n'a pas été appliqué à un produit alimentaire, mais a donné de bons résultats avec la fibre de lin.

I.2.5.8. Modèle de Demir *et al.*

Demir *et al.* (2007) a proposé un nouveau modèle qui est semblable aux modèles d'Henderson et Pabis, modifié de Page-I, logarithmique, et de Midilli :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt)^n + b \quad (\text{Eq. I.19})$$

Ce modèle vient d'être proposé et appliqué au séchage d'olives vertes et a obtenu de bons résultats.

I.2.5.9. Modèle à deux paramètres

Henderson (1974) a proposé d'utiliser les deux premiers termes de la série de solution générale de la deuxième loi de Fick pour corriger les lacunes du modèle Henderson et Pabis. Le nouveau modèle s'écrit comme suit :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-k_1 t) + b \cdot \exp(-k_2 t) \quad (\text{Eq. I.20})$$

Où : a , b sont définis comme l'indication de la forme et généralement nommés tels que les constantes du modèle (sans dimension), et k_1 , k_2 sont les constantes cinétiques du séchage (s^{-1}). Ces constantes sont obtenues à partir de données expérimentales et (Eq. I.20) est généralement connue sous la dénomination de modèle à deux paramètres.

I.2.5.10. Modèle exponentiel à deux paramètres

Sharaf-Eldeen *et al.* (1980) ont modifié le modèle à deux paramètres en réduisant le nombre de constantes (3 au lieu de 4) en supprimant la constante b . Ils ont souligné que b dans le modèle à deux paramètres (Eq. I.20) devait être égale à $(1 - a)$ pour $t = 0$ et $MR = 1$ et ont donc proposé la modification suivante :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + (1 - a) \cdot \exp(-kat) \quad (\text{Eq. I.21})$$

L'équation (Eq. I.21) est généralement connue comme le modèle exponentiel à deux paramètres.

I.2.5.11. Modèle exponentiel modifié à deux paramètres

Verma *et al.* (1985) ont modifié le deuxième terme du modèle exponentiel à deux paramètres en ajoutant une constante empirique et ils l'ont appliqué au séchage du riz :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + (1 - a) \cdot \exp(-gt) \quad (\text{Eq. I.22})$$

Ce modèle modifié (Eq. I.22) est connu sous le nom de modèle de Verma. Kassem (1998) a réarrangé le modèle de Verma en faisant apparaître la constante de séchage k dans la seconde exponentielle :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + (1 - a) \cdot \exp(-kbt) \quad (\text{Eq. I.23})$$

Cette forme modifiée (Eq. I.23) est connue comme une première approche du modèle diffusionnel. Ces deux modèles ont été modifiés pour appliquer à certains produits du séchage en même temps, et ont donné les mêmes résultats que prévu (Akpınar *et al.*, 2003b; Toğrul & Pehlivan, 2003).

I.2.5.12. Modèle modifié de Henderson et Pabis

Karathanos (1999) a amélioré le modèle de Henderson et Pabis et le modèle à deux paramètres par l'ajout d'un troisième terme de la série de solution générale de la deuxième loi

de Fick. Karathanos a souligné que le premier terme explique la dernière phase du séchage, le second terme explique la phase intermédiaire, et que le troisième terme explique le début de la courbe de séchage (MR) :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = a \cdot \exp(-kt) + b \cdot \exp(-gt) + c \cdot \exp(-ht) \quad (\text{Eq. I.24})$$

Où : a , b , et c sont des constantes (sans dimension), et k , g , et h sont les constantes cinétiques du séchage (s^{-1}). Ces constantes sont obtenues à partir des données expérimentales et (Eq. I.24) est généralement connue sous le nom de modèle modifié de Henderson et Pabis.

I.2.5.13. Modèle de Thompson

Thompson *et al.* (1968) ont développé un modèle à partir des résultats expérimentaux du séchage de grains décortiqués dans une gamme de température de 60 à 150 °C.

$$t = a \ln(MR) + b[\ln(MR)]^2 \quad (\text{Eq. I.25})$$

Où : a et b sont des constantes sans dimension obtenues à partir des données expérimentales. Ce modèle a été utilisé par Shi *et al.* (2008).

I.2.5.14. Modèle empirique de Wang et Singh

Singh and Wang (1978) ont proposé un modèle empirique, pour décrire les caractéristiques de séchage du produit, selon l'équation suivante :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = 1 + at + bt^2 \quad (\text{Eq. I.26})$$

Où : a et b sont des constantes de séchage.

Ce modèle a été utilisé par Mirzaee *et al.* (2010).

I.2.5.15. Modèle de Kaleemullah

Kaleemullah (2002) a créé un modèle empirique qui comprenait MR, T et t . Ils l'a appliqué au séchage des piments rouges (Kaleemullah & Kailappan, 2006) :

$$\frac{W - W_e}{W_0 - W_e} = \exp(-cT) + bt^{(pT+n)} \quad (\text{Eq. I.27})$$

Où : la constante c est en $^{\circ}\text{C}^{-1} \text{s}^{-1}$, la constante b en s^{-1} , p en C^{-1} et n est sans dimension.

I.2.6. CONCLUSION

De nombreuses recherches théoriques et expérimentales ont été menées dans le passé concernant l'amélioration des performances du séchage. Beaucoup de modèles proposés dans la littérature comportent des paramètres empiriques.

Durant cette thèse, la modélisation de la diffusion de l'eau lors du séchage des pommes et des carottes a été étudiée. Les phénomènes qui se produisent pendant le séchage et l'effet des caractéristiques de l'air sur la cinétique de séchage sont examinés dans le chapitre I.3.

CHAPITRE I.3.

ANALYSE DES TRANSFERTS LORS DU SÉCHAGE

I.3.1. PROCESSUS DE TRANSFERT DE CHALEUR ET DE MATIÈRE

Le séchage est un procédé complexe où interviennent des phénomènes de transferts de chaleur et de matière. La génération de la vapeur d'eau peut avoir lieu au sein de la matière ou à sa surface d'échange. Le transfert de matière du volume du corps vers sa surface d'échange a ainsi lieu en phase liquide ou/ et en phase vapeur. Le changement de phase nécessite un apport calorifique extérieur compensant principalement la chaleur nécessaire à la vaporisation (Allaf *et al.*, 2012).

Il y a quatre processus dans le séchage :

- un transfert de chaleur du milieu extérieur vers la surface d'échange ;
- un transfert de chaleur au sein du corps ;
- un transfert de la matière liquide et/ou vapeur, du corps vers sa surface d'échange ;
- puis le transport de l'eau sous forme vapeur vers le milieu extérieur.

Pour faciliter la compréhension de ces processus, certains auteurs les classent en deux catégories : transfert externe entre le milieu extérieur et la surface d'échange et transfert interne entre la surface d'échange et le cœur du produit.

I.3.1.1. Transfert externe

L'opération de séchage nécessite un transfert de matière (vapeur d'eau) de la surface d'échange vers le milieu extérieur. L'établissement et le maintien d'un gradient de pression partielle de vapeur d'eau de la surface d'échange vers le milieu environnant sont ainsi essentiels. Ce processus doit être étroitement couplé au transfert de chaleur en vue de :

- Maintenir la surface d'échange du matériau à une température assurant la meilleure pression partielle de vapeur d'eau, et,
- Fournir le débit de chaleur nécessaire au changement de phase (liquide- vapeur ou solide-vapeur dans la lyophilisation).

La chaleur est transférée vers la surface par convection, par contact ou par rayonnement. Les cas du chauffage par micro-ondes est spécifique d'un chauffage dit volumique (Bonazzi & Bimbenet, 2003).

Dans le séchage par convection, le débit de transfert de chaleur vers la surface dépend de la différence de température, de la surface d'échange et du coefficient de convection

généralement forcée. Ce dernier dépend principalement de la vitesse de l'air (Zogzas & Maroulis, 1996; Zogzas et al., 1994).

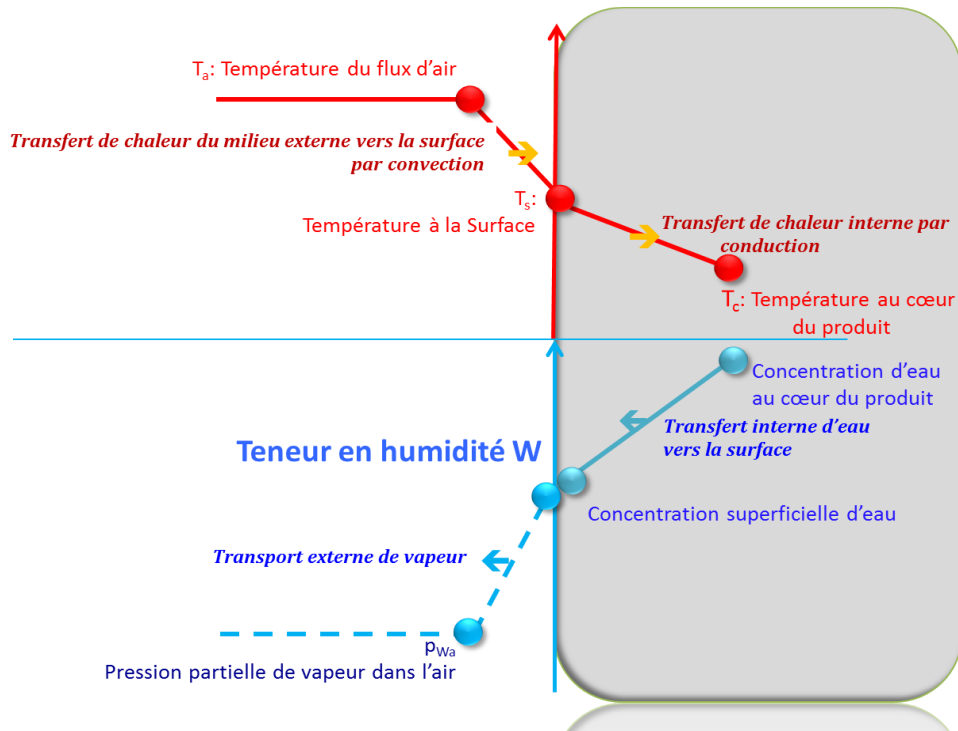


Figure I.10. Schéma traduisant les niveaux de température et d'humidité générant des flux de chaleur et de matière lors d'un séchage par convection d'air (Allaf et al., 2012).

L'air en contact avec la surface du produit forme une couche d'autant plus mince que la vitesse du flux d'air est importante. Au sein de cette couche, sont instaurés deux flux opposés de chaleur et de matière, cet ensemble de flux se traduit par les relations suivantes :

- Un débit de chaleur \dot{Q} s'exprimant en fonction du coefficient de transfert de chaleur par convection h (exprimé en $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$) :

$$\dot{Q} = Ah (T_{air} - T_s) \quad (\text{Eq. I.28})$$

- Un débit de vapeur \dot{m}_v s'exprimant en fonction du coefficient de transfert de matière k (exprimé en m s^{-1}) :

$$\dot{m}_v = A k \rho_v \frac{(p_{ws} - p_{wa})}{P_{total}} \quad (\text{Eq. I.29})$$

Où :

$$p_{ws} = a_{w,s} \cdot p_{w,T_s} \quad (\text{Eq. I.30})$$

T_{air} : Température d'air au point considéré,

T_s : Température à la surface du produit au point considéré, ou température humide,

$a_{w,s}$: Activité d'eau à la surface du solide,

p_{w,T_s} : Pression partielle de la vapeur d'eau à l'équilibre à la température T ,

p_{wa} : Pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air au point considéré,

p_{ws} : Pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air au voisinage de la surface de la matière,

P_{total} : Pression ambiante,

A : Surface effective d'échange entre le produit à sécher et l'air extérieur, exprimée en m².

La température humide peut être atteinte avec l'équilibre du système :

$$\dot{Q} = \dot{m}_v L \quad (Eq. I.31)$$

La température humide T_s est donnée par :

$$T_s = T_{air} - \frac{L}{h} k \rho_v \frac{(p_{ws} - p_{wa})}{P_{totale}} \quad (Eq. I.32)$$

Le taux de séchage, quand l'opération est contrôlée par des processus externes, est \dot{m}_v . Il évolue généralement avec le niveau de température et l'activité d'eau à la surface d'échange, définissant la pression partielle de vapeur d'eau p_{wa} . Il dépend également de la valeur de la surface d'échange qui diminue généralement en raison du phénomène de retrait.

I.3.1.2. Transfert interne

I.3.1.2.1. Transfert de chaleur

Lorsque l'opération de séchage est contrôlée par les transferts internes, l'intensification peut être réalisée par la modification de la température au sein du corps. Bien qu'inférieure à celle de la température extérieure, elle doit être limitée en vue de permettre la préservation de la qualité chimique (ou biochimique), texturale (couleur, forme...), aromatique et gustative du corps... Le débit de chaleur assure le changement de phase de l'eau en vapeur, en partie à la surface ou au sein de la matière.

Dans de nombreux cas, le corps considéré est un milieu poreux au sein duquel les transferts couplés de chaleur et de matière interviennent d'une façon spécifique. La présence de pores contenant du gaz et permettant d'établir le lieu d'évaporation et de condensation de l'eau renforce le débit de chaleur ; le phénomène peut être traduit par un transfert de type similaire à conduction de « Fourier » avec une conductivité effective généralement supérieure :

$$\vec{\varphi} = -\lambda_{eff} \vec{\nabla} T \quad (Eq. I.33)$$

Une partie de ce débit de chaleur est utilisée pour évaporer l'eau au sein des pores en question, alors qu'une partie, considérée rapidement comme négligeable, sert à modifier la température de la matière (solide et eau) :

$$-\lambda_{eff} \vec{\nabla} \cdot \vec{\nabla} T + (\rho_s c_{p_s} + \rho_w c_{p_w}) \frac{\partial T}{\partial t} + \varepsilon_{abs} M_w L_v \frac{\partial}{\partial t} \left[\frac{p_w}{RT} \right] = 0 \quad (Eq. I.34)$$

Où :

c_p : Chaleur massique (J kg⁻¹ K⁻¹),

- λ_{eff} : Conductivité thermique effective globale du produit ($\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$)
- t : Temps (s)
- M_w : Masse molaire (kg/mol)
- T : Température (K)
- ρ : Masse volumique apparente (kg.m^{-3})
- L_v : Chaleur latente d'évaporation (J kg^{-1})
- ε_{abs} : Taux d'expansion absolue (%).

La conductivité thermique effective dépend de la structure et de la teneur en eau du produit. Ainsi, au cours du séchage, la diminution de la teneur en eau induit une diminution de la conductivité thermique, alors que l'augmentation de la compacité de la structure en raison du phénomène de retrait l'augmente (Allaf *et al.*, 2012).

I.3.1.2.2. Transfert de matière

Au sein d'un milieu poreux, l'eau est transférée sous forme liquide et/ou vapeur selon divers mécanismes (Devahastin, 2000).

a) Diffusion classique

L'eau liquide est transférée par diffusion classique, capillarité, osmose à travers de nombreuses parois cellulaires. Ces processus ont lieu quand la température du produit est inférieure à la température d'ébullition avec une diffusivité effective D_{eff} (Zogzas *et al.*, 1994) en adoptant la formulation de Allaf (1982), on pourra écrire :

$$\frac{\rho_w}{\rho_s} (\vec{v}_w - \vec{v}_s) = -D_{eff} \vec{\nabla} \left(\frac{\rho_w}{\rho_s} \right) \quad (\text{Eq. I.35})$$

b) Transfert de vapeur

Quand l'évaporation a lieu dans le volume du produit, le transfert de vapeur d'eau peut intervenir dès le début de l'opération mais il ne doit devenir prépondérant qu'au cours des dernières étapes du séchage.

Ce transfert est souvent réalisé par diffusion ; le lien entre la température et le niveau de pression partielle est alors à la base de la situation paradoxale de Al Haddad *et al.* (2008).

c) Cas de génération d'une pression totale (au sein du produit) supérieure à la pression extérieure

Dans un milieu chauffé par micro-ondes, par vapeur d'eau surchauffée ou lors d'une opération de Déshydratation par Détentes Successives (DDS), le transfert de vapeur peut être géré par le gradient de pression totale ou par une perméation de type Darcy:

$$\rho_v V_v = - \frac{K}{\nu_v} \frac{\partial P}{\partial r} \quad (\text{Eq. I.36})$$

d) Diffusion de Knudsen

Dans le cas de très faible pression totale, comme la lyophilisation, les molécules ne peuvent pas entrer en collision entre elles mais plutôt avec les parois du récipient. Un nouveau type de diffusion (dit de Knudsen) a ainsi lieu.

I.3.1.3. Phénomènes limitants

La vitesse à laquelle s'effectue le séchage est liée à l'allure des transferts internes et externes de matière et de chaleur. Ces transferts correspondent à des mécanismes que l'on peut considérer comme intervenant en parallèle ou en série. Dans ce dernier cas, c'est le mécanisme le plus lent qui constitue l'étape limitante et qui détermine la cinétique globale du procédé. Lors du séchage par entraînement d'un produit biologique, c'est le plus souvent le transfert interne de matière qui correspond au phénomène limitant. Dans le cas d'un séchage par ébullition, c'est plutôt l'allure du transfert de chaleur qui limite la vitesse de séchage (Bonazzi & Bimbenet, 2003).

I.3.2. ANALYSE DE LA CINÉTIQUE DE SÉCHAGE

Les mécanismes de séchage comportent le chauffage et la vaporisation de l'eau à la surface d'échange, et le transport de la vapeur vers le milieu environnant. Le séchage est aussi un transfert de chaleur par conduction couplé à un transfert d'eau sous des forces capillaires et de la diffusion interne à la fois du liquide et de la vapeur dans le produit (Changrue, 2006).

Le séchage classique commence par un enlèvement de l'eau à la surface du produit. De nombreux auteurs ont supposé que ce stade était une période pendant laquelle la vitesse de séchage est constante (Barbosa-Cánovas & Vega-Mercado, 1996; Mujumdar, 2007). Plusieurs travaux (Schlünder, 1988; Suzuki et al., 1977) tentent d'expliquer les phénomènes caractérisant cette phase. Toei (1996) reporte que, durant cette phase, les conditions extérieures influencent le séchage du produit.

D'après Rizvi (2005), dans les aliments, où le mouvement du liquide est contrôlé par la capillarité et les forces de gravité, l'existence d'une phase constante a été constatée. Avec les aliments structurés, le mouvement du liquide est contrôlé par diffusion, et l'eau qui est donc évaporée de la surface n'est pas immédiatement « réapprovisionnée » par le mouvement du liquide à l'intérieur de l'aliment. Ces aliments ne présentent pas de phase à vitesse constante.

Bonazzi and Bimbenet (2003) ont affirmé que les courbes théoriques, obtenues pour des produits non hygroscopiques et peu déformables comme la cellulose, le bois, l'argile ou le plâtre, permettent classiquement de distinguer trois périodes : une période 0 de mise en température du produit, une période 1 de séchage à vitesse constante, une période 2 de séchage à vitesse décroissante. Mais pour les produits alimentaires et biologiques, on

n'observe en général pas de période de séchage à vitesse constante, et la période de séchage à vitesse décroissante peut souvent être divisée en deux ou trois sous-périodes, qui correspondent à des changements structuraux dans le matériau.

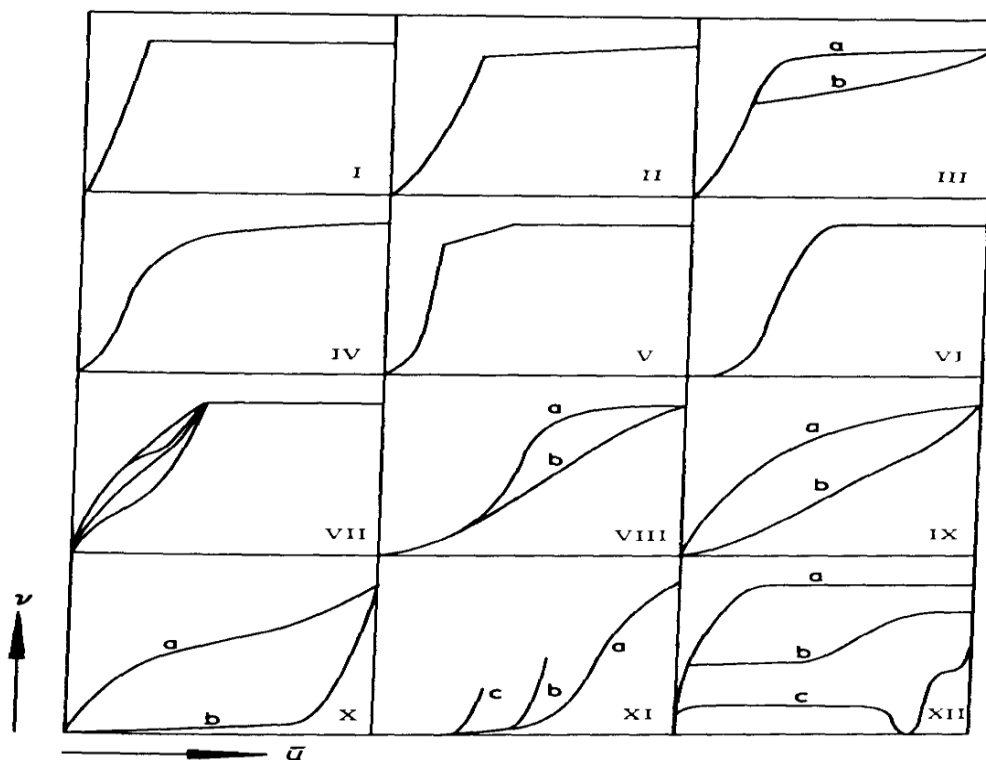


Figure I.11 : Exemples de courbe de séchage pour différents produits.
 I : argile et cuir; II : tuiles; III : lits de billes imprégnée de liquides organiques
 IV : polystyrène; V : sable; VI : Produit spécifique de classe I
 VII : particules de silicate de sodium; VIII : bois; IX-a) : papier et laine
 IX-b) : pomme de terre et tapioca; X-a) : pain de seigle et levure
 X-b) : beurre, margarine; XI : grains de blé; XII-a) : castine saturée d'eau
 XII-b) et XII-c) castine saturée avec différentes solutions de sel (Van Brakel, 1980).

Cependant, les études expérimentales ont montré que le comportement des produits à sécher n'est pas le même et les trois phases ne sont pas toujours observables. Van Brakel (1980) présente une classification des produits selon leurs comportements durant le séchage (Figure I.11). Les produits sont regroupés suivant une douzaine de classes bien différentes l'une de l'autre. Il a remarqué l'absence de la phase à vitesse de séchage constante pour plusieurs produits, comme le papier, la pomme de terre et le bois.

Baker (1997) constate que de nombreux aliments et produits agricoles n'affichent pas une phase à vitesse constante, même si le taux de transfert interne de chaleur et de masse détermine la vitesse à laquelle l'eau est disponible à la surface d'évaporation exposée.

Boughali *et al.* (2008) ont remarqué l'absence des phases de mise à température du produit et de séchage à vitesse constante pour les produits agro-alimentaires, probablement due selon eux à la structure des produits agricoles et au fait que les parois cellulaires perturbent la migration rapide de l'humidité vers la surface extérieure.

Perreé et al. (2007) ont rapporté que la phase à vitesse constante est observée pour les milieux poreux tels que le béton cellulaire et l'aubier séché dans des conditions modérées (Perré & Martin, 1994). Dans le cas des aliments, des résultats contradictoires ont été rapportés. Par exemple, l'étape à vitesse constante a été constatée pour les poissons marins tropicaux (Kannan & Bandyopadhyay, 1995); la morue (Jason, 1958); les pommes de terre, les carottes, les oignons, l'ail, les pommes, les poires, les pêches et les raisins (Saravacos, 1960) et les pommes (Jung *et al.*, 1986). Par contre, on n'obtient pas d'étape à vitesse constante pour la carotte (Serenio & Medeiros, 1990), le maïs, le pomme de terre, la prune, la pomme (Bimbenet *et al.*, 1985), les tranches de pommes de terre (Magee & Wilkinson, 1992; Yusheng & Poulsen, 1988). Des travaux récents montrent que les changements de forme et le retrait pendant le séchage sont responsables de ces résultats contradictoires (May & Perré, 2002; Perré & May, 2007). Dans de tels cas, la phase à vitesse constante est en fait une période de séchage à flux constant (vitesse de séchage par surface réelle d'échange).

En réalité, les études expérimentales sur plusieurs produits ont mises en évidence que la cinétique de séchage comportait uniquement la phase décroissante, tels que : le bois (Khouya & Draoui, 2009), le raisin (Fadhel *et al.*, 2008; Masmoudi *et al.*, 2009), le manioc, le piment et le gombo (Ahouannou *et al.*, 2000), la tomate (Boughali *et al.*, 2008), le tapioca (Chirife & Cachero, 1970), la betterave (Vaccarezza *et al.*, 1974), l'avocat (Alzamora & Chirife, 1980), le poisson (Bellagha *et al.*, 2002; Sarr *et al.*, 2003a), les feuilles (Aghfir *et al.*, 2007; Mohamed *et al.*, 2005), les plantes aromatiques (Belghit *et al.*, 2000), le grain (Brooker *et al.*, 1992), le palmier dattier (Falade & Abbo, 2007), la pomme (Kaya *et al.*, 2007), ...

Enfin, Allaf and Allaf (2014) ont remis en question l'ensemble de ces indications en montrant que la vitesse de séchage pourrait également décroître lors de l'interaction surfacique. Il s'agit donc de ne plus systématiquement attribuer le séchage à vitesse décroissante à un processus nécessairement contrôlé par la diffusion interne. La décroissance lors du séchage contrôlé par l'interaction surfacique peut être due à la diminution de l'activité de l'eau de la surface, la diminution de la surface d'échange du fait du retrait, l'augmentation éventuelle de l'humidité relative de l'air, etc. La distinction entre divers comportements de séchage ne devrait être accordée au seul type de produit concerné mais plutôt à une comparaison stricte entre la résistance externe liée à la vitesse, la température et l'humidité du flux d'air, et la résistance interne due à la diffusivité effective et à la taille du produit considéré.

En effet, les conditions du débit d'air sont généralement intensifiées pour assurer un processus de séchage de plus en plus efficace. Si la vitesse de l'air est capable d'être assez forte pour rendre la résistance externe nettement plus faible que la résistance interne, le séchage devient contrôlé par la diffusion interne. Ainsi, en dehors d'une phase initiale courte, le transfert

interne est alors considéré comme le processus limitant, contrôlant ainsi l'opération de séchage tout entière. Divers phénomènes se produisent pour assurer le transfert de l'eau à partir de l'intérieur du produit vers la surface, tels que la diffusion capillaire et la diffusion moléculaire... La Figure I.12 montre une courbe typique de séchage.

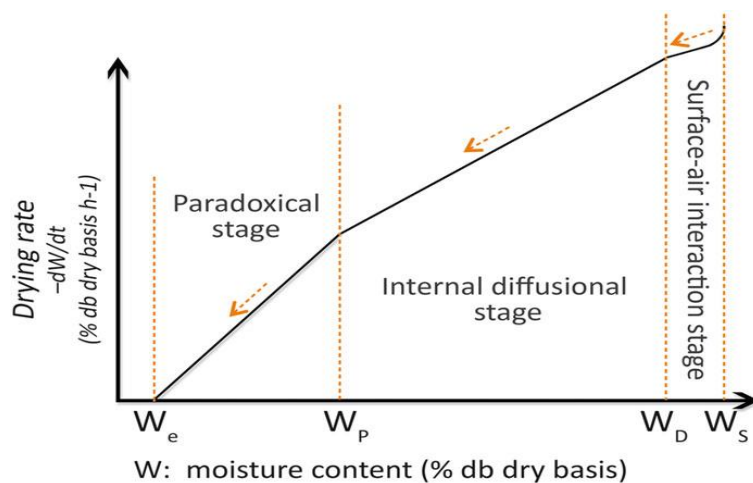


Figure I.12. Courbe typique de séchage (Allaf & Allaf, 2014)

I.3.3. INFLUENCE DES PARAMÈTRES DE L'AIR SUR LA CINÉTIQUE DE SÉCHAGE

I.3.3.1. Influence de la température de l'air

La température de l'air asséchant influe considérablement sur la vitesse de séchage. Cette influence est due à l'apport de chaleur au produit qui croît avec la température de l'air.

L'effet de la température de l'air de séchage a été étudié par de nombreux chercheurs, par exemple pour le cacao (Ndukwu, 2009), le champignon (Kulshreshtha *et al.*, 2009), le haricot vert (Doymaz, 2005), différents légumes (Krokida *et al.*, 2003), la pomme (Seiedlou *et al.*, 2010), la papaye (Lemus-Mondaca *et al.*, 2009), le thé noir (Panchariya *et al.*, 2002). Ces auteurs ont constaté que le temps de séchage diminuait avec l'augmentation de la température de séchage.

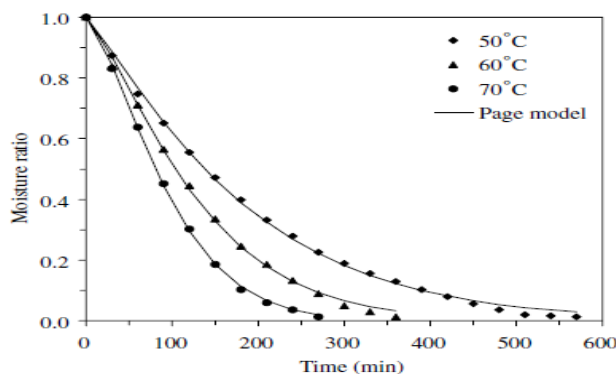


Figure I.13. Cinétique de séchage de haricots verts (Doymaz, 2005)

I.3.3.2. Influence de l'humidité de l'air

L'effet de l'humidité relative a été étudié par Kaya *et al.* (2007) sur la pomme, Román and Hensel (2011) sur les feuilles de céleri, Zlatanović *et al.* (2013) sur la pomme, Krokida *et al.* (2003) sur les légumes. Une diminution de l'humidité relative entraîne une diminution du temps de séchage et une accélération du processus de séchage. La Figure I.14 montre un exemple de ce comportement.

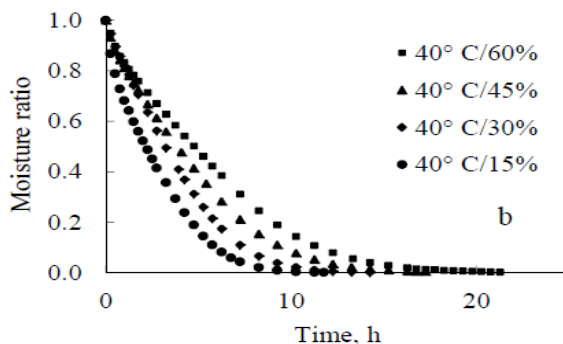


Figure I.14. Effet de l'humidité relative de l'air sur les courbes de séchage des feuilles de céleri à 40°C (Román & Hensel, 2011)

I.3.3.3. Influence de la vitesse d'air

La vitesse d'air agit positivement sur la cinétique de séchage surtout au début de l'opération. Cependant, pour des produits dont la cinétique de séchage est contrôlée par la migration interne de l'eau, l'influence de la vitesse d'air devient très faible.

Les résultats des auteurs peuvent être classés en trois groupes selon la description qu'ils font de l'influence de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage :

- Le premier groupe indique que l'influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est très faible (Tableau I.2).
- Le deuxième groupe constate que la vitesse d'air influence sur la vitesse de séchage : quand on augmente la vitesse, le temps de séchage est diminué et la vitesse de séchage est augmentée (Tableau I.3).
- Le troisième groupe constate également que la vitesse d'air influence sur la vitesse de séchage. Cependant, la vitesse d'air atteint une valeur limite (en fonction du produit à sécher) au-delà de laquelle il n'y a plus d'influence sur le temps de séchage (Tableau I.4).

Premier groupe de résultats : faible influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage

Les Figure I.15 et Figure I.16 mettent en évidence que la vitesse d'air n'a pas d'effet perceptible sur les courbes de séchage. Madamba *et al.* (1996) ont relevé ce phénomène pour des vitesses de l'air supérieures à une vitesse minimale de 0,102 m/s pour le grain (Henderson

& Pabis, 1962) et de 0,14 m/s pour le soja et les haricots blancs (Hutchinson & Otten, 1983). Aucune tentative n'a été faite pour déterminer le moment où le débit de l'air devient important. L'influence du débit de l'air dans le séchage en couche mince est négligée car la résistance interne au transfert d'humidité est considérée comme prépondérante (Henderson & Pabis, 1962). Mazza and LeMaguer (1980) attribuent cette absence d'influence de la vitesse de l'air au fait que les teneurs en eau critiques des produits alimentaires sont considérablement plus élevées que celles des matières inorganiques. En effet, la nature hydrophile et colloïdale de ces produits entraînent des liaisons « étroites » entre les molécules d'eau et le biomatériau. Ainsi, on observe que la quasi-totalité du séchage de produits biologiques a lieu avec une seule à vitesse décroissante.

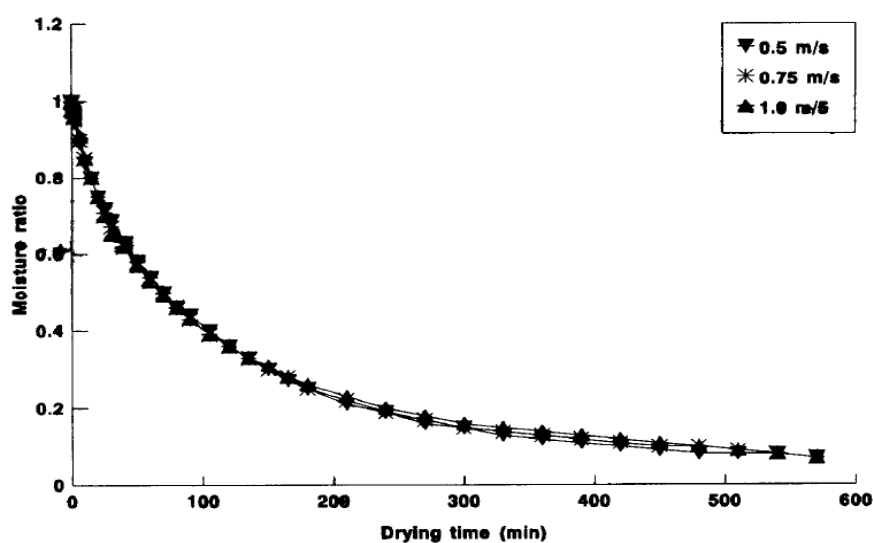


Figure I.15. Influence de la vitesse d'air (0,5 ; 0,75 et 1,0 m/s) sur la vitesse de séchage d'ail (Madamba et al., 1996)

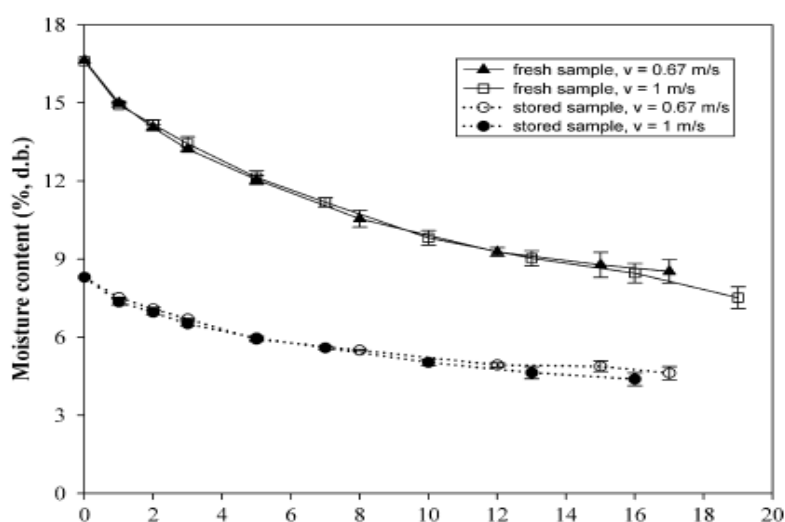


Figure I.16. Effet de la vitesse de l'air sur la teneur en eau pour le bancoulier (Tarigan et al., 2007)

Tableau I.2. Principales publications où une faible influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée

Nom de produit	Gamme de vitesse (m/s)	Références
Ail	0,5 à 1	Madamba <i>et al.</i> (1996)
Betterave	2 à 6,5	Vaccarezza <i>et al.</i> (1974)
Kemiri (noisette)	0,67 et 1	Tarigan <i>et al.</i> (2007)
Légumes	1,5 à 2,6	Krokida <i>et al.</i> (2003)
Peau de raisin (« pestil »)	0,86 ; 1,27 et 1,82	Maskan <i>et al.</i> (2002)
Pistache	1 et 2	Tavakolipour (2011)
Poivron vert et oignon	3 ; 4 et 5	Kiranoudis <i>et al.</i> (1992)
Pomme, poire, kiwi	1 ; 2 et 4,5	Kiranoudis <i>et al.</i> (1997)
Pomme de terre	1,6 à 3,1	Yusheng and Poulsen (1988)
Pomme de terre	0,5 à 2,5	Hassini <i>et al.</i> (2002)
Pomme de terre frites	0,79 to 1,77	Chiang and Petersen (1985)

Krokida *et al.* (2003) ont montré que l'effet de la vitesse de l'air sur l'accélération de la vitesse de séchage était faible. On peut constater que la vitesse minimale de l'air qu'ils ont testée était déjà relativement élevée (1,5 m/s, Figure I.17). Une telle vitesse de l'air est essentielle pour limiter la résistance à l'air lors du séchage légumes (Karathanos & Belessiotis, 1997; Marinos-Kouris & Maroulis, 2006). Ainsi, la diffusion interne prédomine et la résistance à l'extérieur du produit n'est pas très importante.

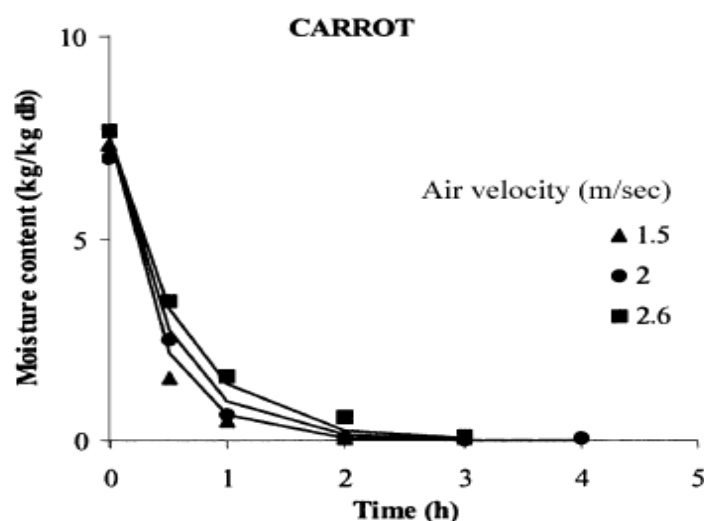


Figure I.17 Cinétique de séchage de carotte pour 3 vitesses d'air (Krokida *et al.*, 2003)

Maskan *et al.* (2002) présentent des expériences pour du « pestil » (pâte) de raisins et utilisent une analyse de variance pour traiter leurs résultats. Ils concluent que l'influence de la vitesse de l'air était statistiquement non significative ($P > 0,05$) sur l'évolution de la teneur en eau.

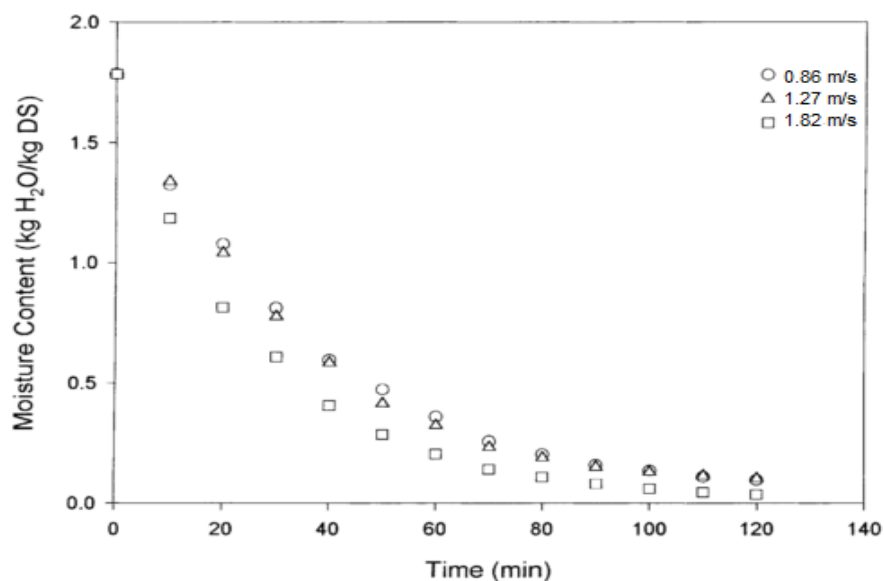


Figure I.18. Les courbes de séchage aux différentes vitesses de l'air pour du « pestil » de raisins à 75°C (Maskan *et al.*, 2002).

Tavakolipour (2011) a conclu que la vitesse de l'air n'avait pas d'effet significatif sur le temps de séchage car il a constaté que le séchage de pistache avait lieu dans la phase à vitesse décroissante.

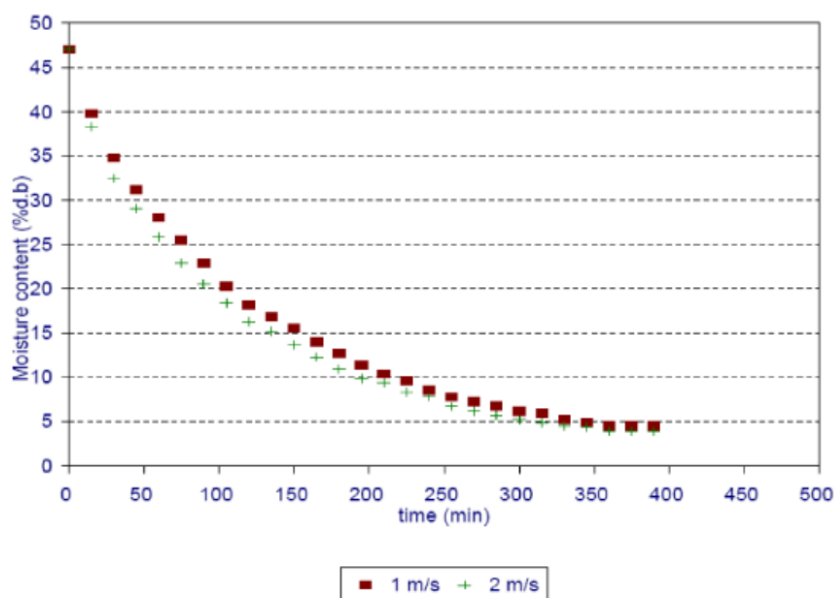


Figure I.19. Cinétique de séchage de la pistache (Tavakolipour, 2011)

La Figure I.20 montre que pour les conditions testées, les trois courbes de séchage de pomme de terre réalisées à différentes vitesses d'air sont très proches, en particulier pour les niveaux d'humidité les plus élevés (Yusheng & Poulsen, 1988).

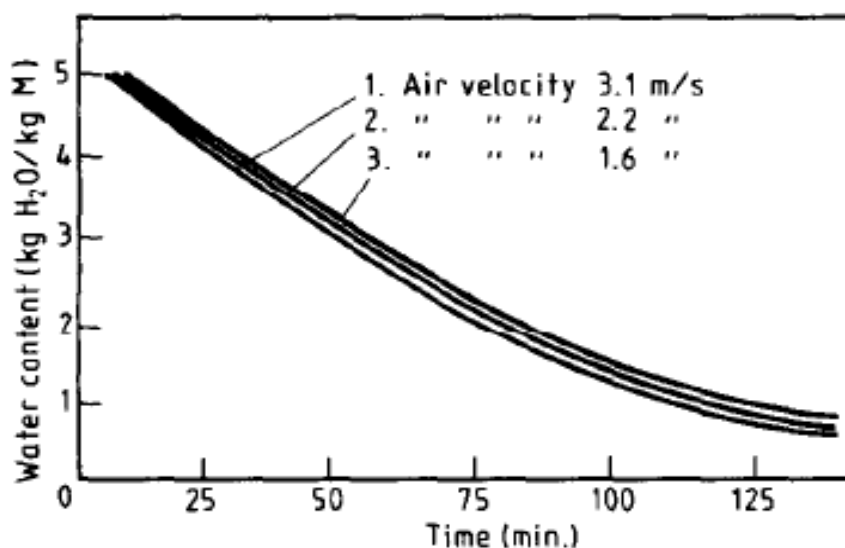


Figure I.20. Cinétique de séchage de la pomme de terre (Yusheng & Poulsen, 1988).

Les résultats de Hassini *et al.* (2002) ont montré que la vitesse de l'air de séchage avait une faible influence sur l'évolution de la teneur en humidité du produit et sur le temps de séchage.

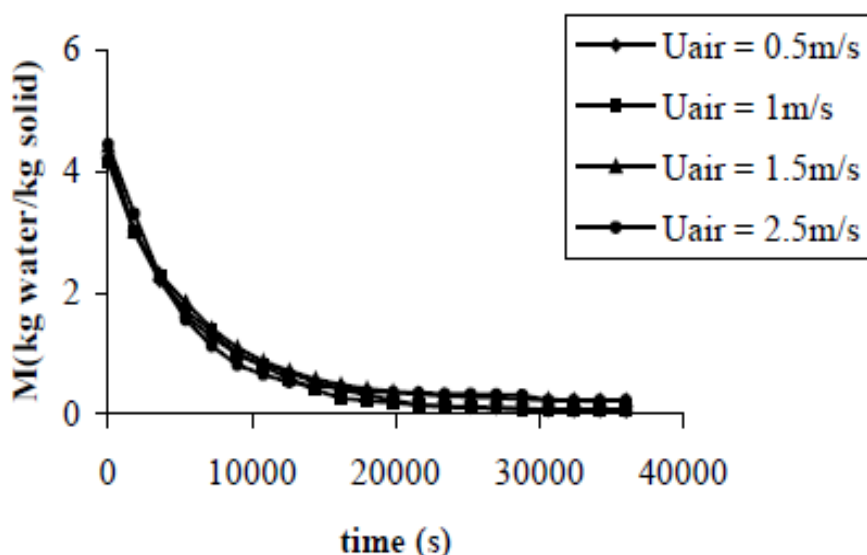


Figure I.21. Effet de la vitesse de l'air sur la teneur en eau de la pomme de terre $T_{air} = 55\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $HR = 18\%$ (Hassini *et al.*, 2002).

Deuxième groupe de résultats : la vitesse d'air influence la cinétique de séchage (sans vitesse limite identifiée)

La Figure I.22 montre la variation expérimentale de la vitesse de séchage en fonction de la teneur en eau et du temps de séchage, respectivement, à la température de l'air de $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ avec des vitesses de l'air variable. À partir de cette figure, il est évident que la vitesse de l'air a un grand effet sur la vitesse de séchage. La vitesse de séchage est passée de 0,0286 à

0,0321(g/g sec-min) lors de l'augmentation de la vitesse de l'air de 0,3 à 0,7 m/s à 60 °C (Karim & Hawlader, 2005).

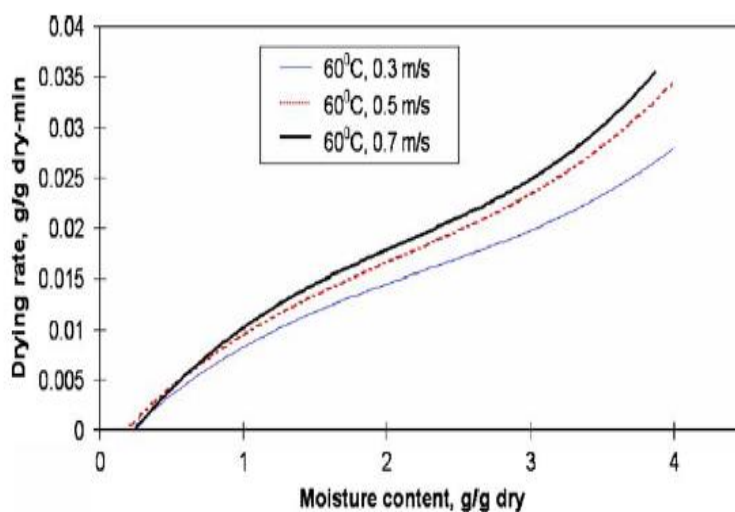


Figure I.22. Vitesse de séchage de banane en fonction de teneur en eau (Karim & Hawlader, 2005).

Tableau I.3. Principales publications où une influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée (sans valeur limite de la vitesse)

Produit	Gamme de vitesse (m/s)	Références
Acérola	0,5 ; 1 ; 1,5	Duzzioni <i>et al.</i> (2013)
Banane	0,3 à 0,7	Karim and Hawlader (2005)
Carotte	0,5 à 1	Doymaz (2004a)
Châtaigne	1,4 et 2,7	Moreira <i>et al.</i> (2005)
Fêve de cacao	1,3 ; 2,51 et 3,7	Ndukwu (2009)
Jonagold pomme.	0,64 à 2,75	Velić <i>et al.</i> (2004)
Oignon	0,25 à 1	Sarsavadia <i>et al.</i> (1999)
Papaye	1,0 à 1,32	Kurozawa <i>et al.</i> (2014)
Poivre	0,5 à 1,5	Nogueira <i>et al.</i> (2005)
Pomme	0,5 ; 1 ; 1,5	Vega-Gálvez <i>et al.</i> (2012)
Raisin	0,25 à 1	Sawhney <i>et al.</i> (2009)
Soja	0,5 à 2,5	Boeri and Khatchatourian (2012)
Verveine	2,1 à 3,1	Belghit <i>et al.</i> (1999)

La Figure I.23 montre l'effet de la vitesse de l'air sur la vitesse de séchage pour la carotte (Doymaz, 2004a). Le temps de séchage était de 28 h avec une vitesse de l'air de 0,5 m/s¹, tandis qu'il était de 21 h pour une vitesse de 1 m/s. Ces résultats mettent en évidence que le

temps de séchage a été réduit de 25% pour la vitesse de l'air la plus élevée. En conséquence, la vitesse de séchage augmente avec le débit d'air.

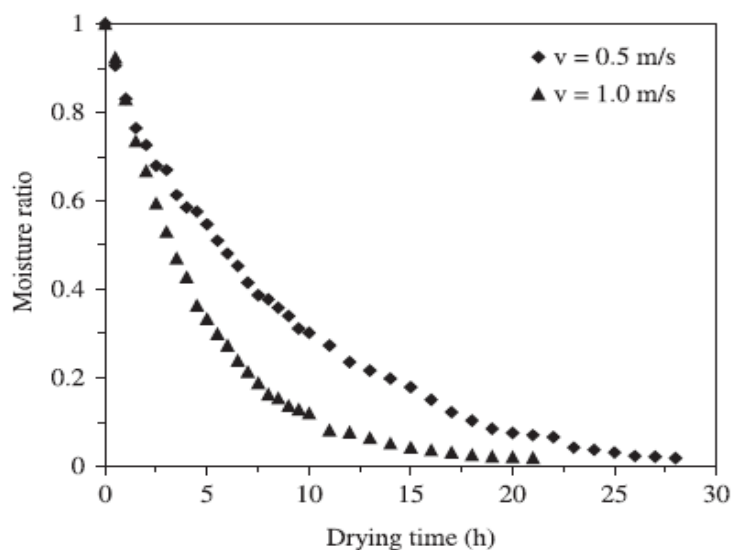


Figure I.23. Cinétique de séchage de cubes de carotte ($d = 2 \text{ cm}$, $T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$) (Doymaz, 2004a)

Moreira *et al.* (2005) ont affirmé que l'influence de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage de châtaigne pouvait être considérée comme significative dans la période initiale du séchage lorsque l'évaporation de l'eau avait lieu en surface du produit, mais, que l'influence de cette vitesse, était nettement moins importante après cette période car la diffusion de l'eau à l'intérieur du produit régissait alors le processus.

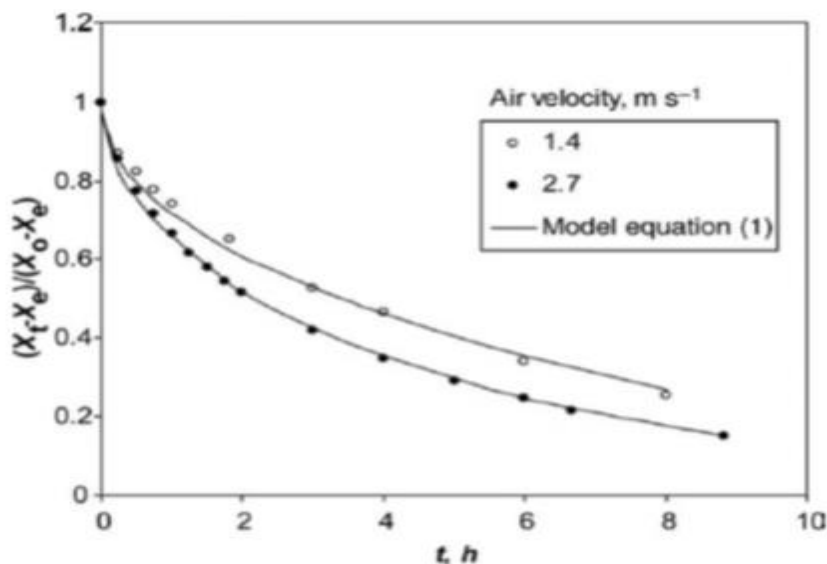


Figure I.24. Cinétique de séchage de châtaignes (Moreira *et al.*, 2005).

D'après la Figure I.25, on peut constater qu'une bonne concordance entre les données expérimentales et le modèle mathématique choisi est obtenu par les auteurs (coefficients de

corrélations élevés, supérieurs à 0,9991). Les résultats montrent que la vitesse de l'air a un effet significatif sur la vitesse de séchage de la pomme.

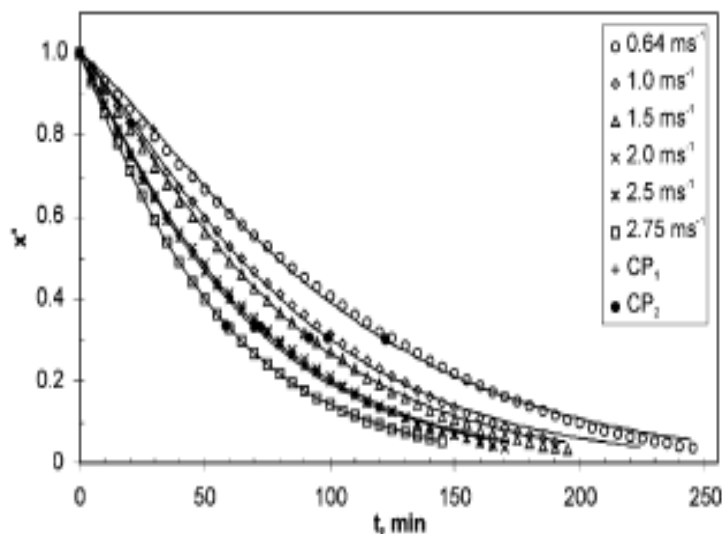


Figure 1.25. Cinétique de séchage de la pomme (Velić et al. (2004)

Kurozawa et al. (2014) ont expliqué que la vitesse de l'air diminue la résistance au transfert dans la couche limite humide en surface de la papaye, ce qui entraîne une augmentation la vitesse de séchage. Au cours de l'analyse de la courbe de séchage aux basses températures de l'air (40 °C et 50 °C), il semble que la vitesse de l'air n'a pas d'influence sur la cinétique de séchage. Tandis que son effet devient plus visible à 60 °C et 70 °C. À ces températures, l'augmentation de la vitesse de l'air de 1,0 à 1,32 m/s a provoqué une diminution du temps de séchage final de 1800 minutes à 1445 minutes (à 60 °C) et de 750 minutes à 600 minutes (70 °C) pour atteindre une teneur en eau d'équilibre. Ce comportement a également été observé pour le séchage de l'acérola (Duzzioni et al., 2013) et de la pomme (Vega-Gálvez et al., 2012).

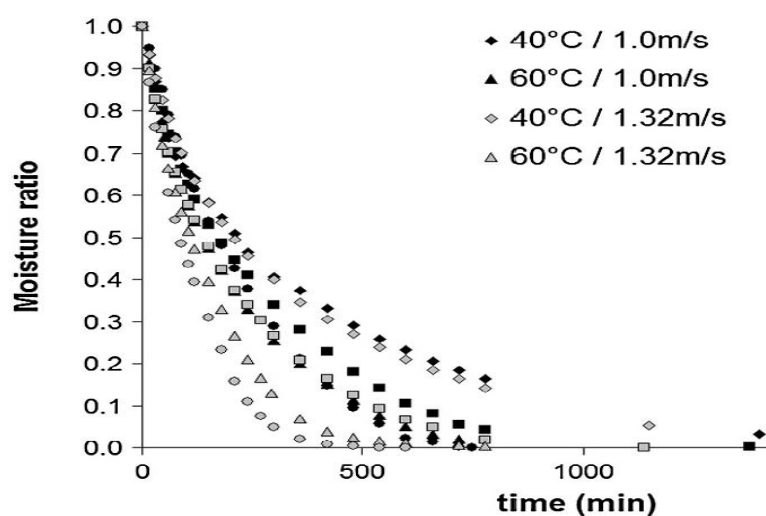


Figure 1.26. Cinétique de séchage de papaye (Kurozawa et al., 2014)

A contrario, les résultats de Nogueira *et al.* (2005) obtenus pour le poivre et présentés dans la Figure I.27 ont montré un effet de la vitesse de l'air pour une température de 45 °C, mais pas effet à la température de 55 °C.

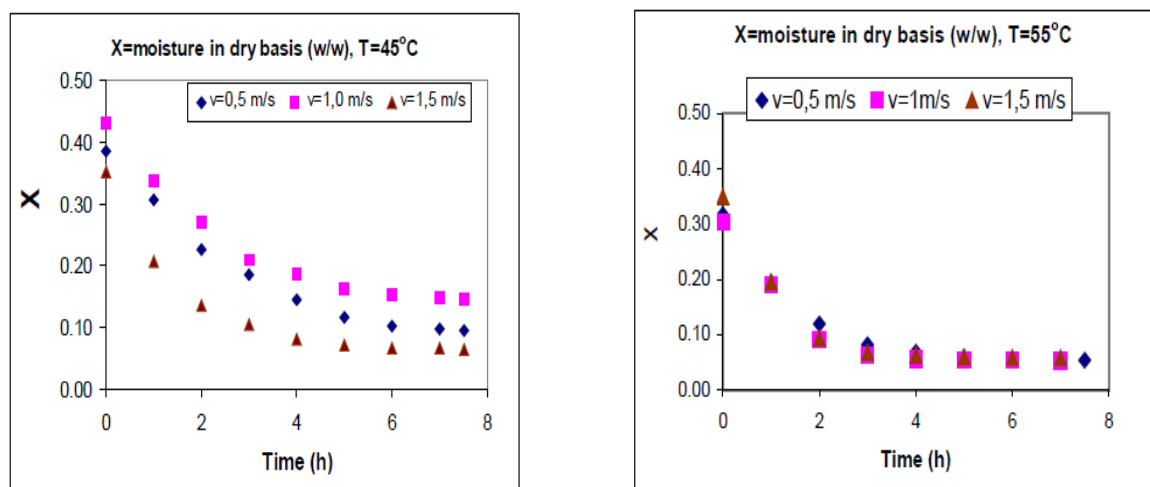


Figure I.27. Cinétique de séchage du poivre (Nogueira *et al.*, 2005).

Pour le séchage du soja réalisé à 45 °C (Figure I.28), on constate une influence significative de la vitesse de l'air. Comme pour les résultats de Hall (1980), après les premières heures des échange, la vitesse diminue, en raison du transfert interne de l'eau qui est inférieure à la vitesse d'évaporation. Le transfert de chaleur n'est alors pas compensé par le transfert de masse et la température du produit tend à augmenter (Boeri & Khatchatourian, 2012).

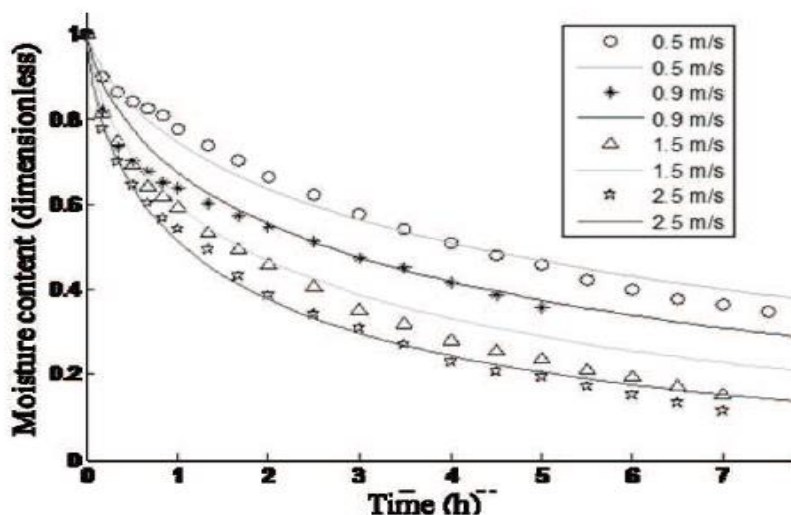


Figure I.28. Cinétique de séchage du soja (Boeri & Khatchatourian, 2012).

Belghit *et al.* (1999) ont procédé à des essais en faisant varier la vitesse de l'air à température fixe ($T_{\infty} = 30$ °C) lors du séchage de verveine (Figure I.29). L'évolution de la teneur en eau présente une allure décroissante pour l'ensemble des essais. Cependant, la vitesse de séchage augmente avec l'augmentation de la vitesse de l'air asséchant. On note une vitesse de séchage nettement plus faible que les autres pour la température minimale de 30 °C et la vitesse

minimale de 2,1 m/s. Daguinet (1989) explique ce phénomène en donnant la vitesse de séchage en fonction du coefficient de transfert de vapeur d'eau dans l'air. Ce coefficient augmente avec la vitesse d'écoulement de l'air. Ce paramètre exerce donc une influence importante sur l'allure de séchage.

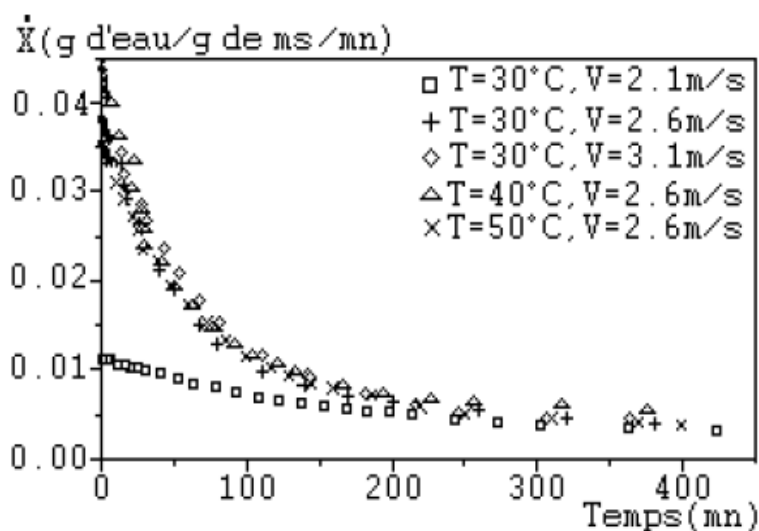


Figure I.29. Variation de la vitesse de séchage de la verveine en fonction du temps pour différentes conditions de l'air asséchant (Belghit et al., 1999).

Troisième groupe de résultats : la vitesse d'air influence la cinétique de séchage (avec une vitesse limite identifiée)

Selon la Figure I.30, Mulet *et al.* (1999) ont constaté que lorsque les vitesses de l'air étaient supérieures à 1,5 m/s, les courbes de séchage de brocoli étaient pratiquement superposées. Si les vitesses de l'air sont supérieures à 2,5 m/s, aucune augmentation de la vitesse de séchage ne peut être observée. Comme pour vitesses de l'air, il n'y a pas de différences significatives, il est possible de conclure à l'existence d'une valeur de vitesse de l'air limite au-delà de laquelle il n'y a plus d'influence sur la cinétique de séchage. Ceci indique que ce processus est régi par la résistance interne du transfert de masse. L'influence de la résistance externe au séchage peut également être testée à l'aide d'autres méthodes basées sur des relations empiriques prenant en considération le transfert de masse (Mulet, 1994). Différents auteurs (Tableau I.4) ont ainsi constaté que la résistance externe prévalait pour les expériences réalisées avec divers produits et épaisseurs pour des vitesses égales ou inférieures pour une certaine valeur de vitesse limite (ici entre 1.2 et 2.5 m/s).

Tableau I.4. Principales publications où une influence de la vitesse d'air sur la cinétique de séchage est consignée, avec indication d'une valeur limite de la vitesse

Produit	Gamme de vitesse (m/s)	Vitesse limite (m/s)	Références
Brocoli	0,8 à 3,5	2,5	Mulet <i>et al.</i> (1999)
Carotte	0,65 à 1,26	1,14	Mitchell and Potts (1958)
Carotte	0,24 à 2,17	1,44	Mulet <i>et al.</i> (1987)
Figue	0,5 à 3	2	Babalys and Belessiotis (2004)
Figue	0,25 à 6	1,2	Mathioulakis <i>et al.</i> (1998)
Pomme de terre	0,2 – 6,43	2,05	Rossello <i>et al.</i> (1992)
Pomme de terre	0,5 - 10	2	Clemente <i>et al.</i> (2011b)

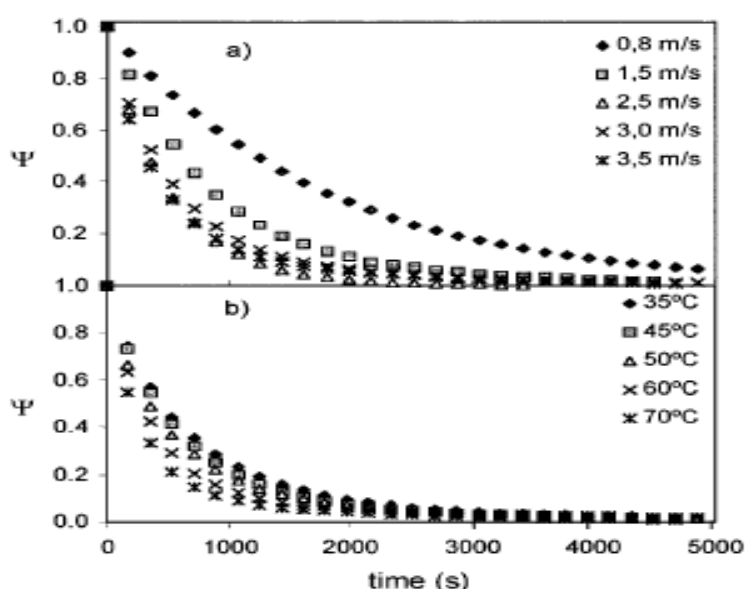


Figure I.30. Effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage de brocoli

(Mulet *et al.*, 1999)

Babalys and Belessiotis (2004) ont réalisé une étude expérimentale sur les figues. Les vitesses de l'air étudiées ont été modifiées de 0,5 à 3 m/s pour tenter de déterminer une valeur au-delà de laquelle l'effet de la vitesse de l'air devenait insignifiant. D'autres chercheurs ont choisi de négliger l'effet de la vitesse de l'air en supposant la résistance interne de transfert comme prépondérante (Madamba *et al.*, 1996). La Figure I.31 représente les courbes de séchage avec différentes vitesses de l'air et à la température de l'air de 85 °C. Sur cette figure, l'effet de la vitesse de l'air sur la vitesse de séchage est évident. L'influence est importante au début de séchage, avec un débit de 150 g d'eau/h pour la vitesse de l'air de 3 m/s, soit presque trois fois la valeur correspondante à celle de 0,5 m/s. Ceci implique que le processus d'évaporation a la surface qui est directement affecté par la vitesse. Par la suite, et après un temps limité (de 4 à

5 h), la prédominance de la variation de la vitesse de l'air sur la vitesse de séchage est devenue moins importante (la courbe obtenue à 3 m/s se superpose alors avec la courbe obtenue à 2 m/s). L'effet de la variation de la vitesse de l'air peut donc être négligé pour les valeurs supérieures à 2 m/s.

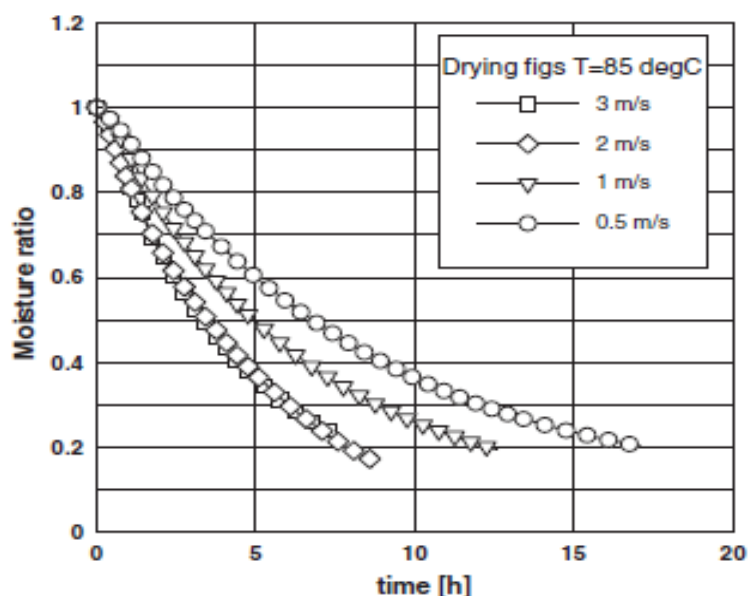


Figure I.31 Effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage de fige à la température de l'air de 85°C (Babalís & Belessiotis, 2004).

I.3.4. DIFFUSIVITÉ EFFECTIVE

La diffusivité effective est l'une des propriétés physiques qui permet de caractériser les transferts de masse au sein des milieux poreux. La mesure du paramètre est indispensable lors de la modélisation de séchage.

De nombreux auteurs ont déterminé la diffusivité effective, en vue soit d'obtenir une meilleure caractérisation physique des milieux, soit d'effectuer des tentatives d'utilisation des modèles théoriques.

I.3.4.1. Détermination de la diffusivité effective

La diffusivité effective a été déterminée sur la base de la deuxième loi de Fick, qui utilise la relation avec la teneur en eau réduite MR comme une variable dépendante. La teneur en eau réduite MR selon Allaf *et al.* (2012) peut être calculée comme suit :

$$MR_{t_1} = \frac{W - W_{\infty}}{W_{t_1} - W_{\infty}} \quad (Eq. I.37)$$

Où :

W : Teneur en eau à tout moment (% db)

W_{t_1} : Teneur en eau à $t=t_1$ (éliminant l'effet d'interaction de la surface) (% db)

W_{∞} : Teneur en eau d'équilibre (% db).

La solution analytique de la deuxième loi de Fick a été développée par Crank (1975). Dans le cas d'une plaque infinie, en assumant une distribution initiale uniforme d'humidité, un rétrécissement négligeable, un coefficient de diffusion constant, on obtient :

$$MR_{(t-t_1)} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \times \exp\left(\frac{-(2n+1)^2 \pi^2 D_{eff}(t-t_1)}{4L^2}\right) \quad (Eq. I.38)$$

Où :

D_{eff} : Coefficient de diffusion (m^2/s)

L : Demi-épaisseur de l'échantillon (m)

$n = 1, 2, 3$, est le nombre de limites prises en compte.

Pour les longues périodes de séchage ($MR < 0.6$), l'équation (Eq. I.38) peut être simplifiée en ne gardant que le premier terme de la série. Ainsi, après linéarisation de l'équation avec un logarithme népérien, on aboutit à :

$$\ln(MR) = \ln\left(\frac{8}{\pi^2}\right) - \left(\frac{\pi^2 D_{eff} t}{4L^2}\right) \quad (Eq. I.39)$$

Le coefficient de diffusion pour chaque température de séchage est calculé à partir des données expérimentales et de l'équation précédente. On doit obtenir une ligne droite de pente :

$$a = \frac{\pi^2 D_{eff}}{4L^2} \quad (Eq. I.40)$$

I.3.4.2. Effet de la température sur la mesure D_{eff}

La perte d'humidité pendant le séchage par convection de l'air chaud est un mécanisme couplé de transfert de chaleur et de masse. Par conséquent, l'hypothèse des gradients de température négligeable est la principale hypothèse pour analyser la courbe de séchage et mesurer la diffusivité effective en utilisant la deuxième loi de Fick.

Pour le transfert de l'humidité à l'intérieur de produits réels, l'identification des paramètres devient compliquée lorsque les deux procédés de transfert de chaleur et de masse doivent être pris simultanément en considération. King (1968) a analysé les conditions théoriques pour lesquelles les effets de transfert de chaleur doivent être considérés et celles pour lesquelles, ils ne devraient pas être pris en compte. De façon évidente, le transfert de chaleur doit être pris en compte lorsque la conductivité thermique est faible et la diffusivité massique est grande. Inversement, le transfert de chaleur ne doit pas être pris en compte lorsque la conductivité thermique du matériau est grande et la diffusivité massique est faible.

Pour quantifier ce concept physique, on introduit le nombre de Lewis quand un processus implique un transfert simultané de chaleur et de masse. Le nombre de Lewis est le rapport entre la diffusivité thermique ($\alpha_T = \frac{k_T}{\rho C_p}$) à la diffusivité massique (D). La grandeur

$Le = \frac{k_T}{\rho c_p D}$ représente ainsi l'effet relatif de gradients de température et d'humidité à l'intérieur du matériau. Young (1969) en accord avec King, a considéré que le séchage était une opération de transfert simultané de chaleur et de masse. Il est allé plus loin en quantifiant la limite lorsque l'effet du transfert de chaleur doit être pris en compte. Il a analysé l'effet de la conductivité thermique et de la diffusivité massique sur des courbes de séchage. Il a simplifié le modèle de Henry en introduisant un nombre de Lewis modifié, Le_m , pour indiquer que le transfert de chaleur pourrait être négligé :

$$Le_m = \frac{\lambda_{th}[\psi + (1 - \psi)\rho_s\beta]}{D_{eff}(1 - \psi)\rho_s(c_{ds} + c_w W + H\gamma)} \quad (Eq. I.41)$$

Où :

- λ_{th} : Conductivité thermique (kJ/m s K)
- ψ : Porosité
- ρ_s : Concentration massique du solide (kg solide/ m³ d'échantillon)
- β : Intensité de champ magnétique extérieur (Tesla)
- D_{eff} : Diffusivité effective (m²/s)
- c_{ds} : Chaleur spécifique du solide (kJ/kg K)
- c_w : Chaleur spécifique de l'eau (kJ/kg K)
- W : Teneur en eau (% db)
- H : Charge hydraulique (m)
- γ : .Rapport gyromagnétique

Les résultats ont montré qu'un nombre de Lewis modifié de 60 représente le ratio minimum où en prenant en compte que transfert de masse, il était possible de décrire la courbe de séchage. Si Le_m est inférieur à 60, les équations de transfert de chaleur et de masse doivent être résolues simultanément pour prédire précisément le comportement de la courbe de séchage. Il a été rapporté que la plupart des matériaux biologiques ont un $Le_m > 60$, ce qui implique que le séchage de matières biologiques est un processus essentiellement piloté par le transfert de masse interne.

Par une autre analyse du gradient de température, la température interne de l'aliment pendant le séchage peut être considéré comme uniforme lorsque le nombre de Biot qui concerne le transfert de chaleur, $Bi_h = (h_s L)/k_T$ est inférieur à 0,1. On parle alors de corps thermiquement mince Alzamora *et al.* (1979) ont calculé les valeurs du nombre de Biot pour différents légumes tels que l'avocat, la pomme, la pomme de terre et la betterave. Ils ont constaté que ces valeurs varient de 0,2 à 0,5 et ils ont conclu que les gradients de température étaient négligeables pour l'étude de la cinétique de séchage des aliments. Tous les auteurs, qui

ont étudié l'effet de la température sur la diffusivité effective, ont confirmé que la diffusivité effective augmentait avec l'augmentation de la température (Tableau I.5).

Tableau I.5. Effet de la température sur la diffusivité effective.

Produit	Température (°C)	Diffusivité effective (m ² /s)	Référence
Carotte	50	0,776 10 ⁻⁹	Doymaz (2004a)
	70	9,335 10 ⁻⁹	
Carotte	60	2,58 10 ⁻¹⁰	Zielinska and Markowski (2010)
	90	1,72 10 ⁻⁹	
Figue	55	7,77 10 ⁻¹⁰	Babalis and Belessiotis (2004)
	85	2,43 10 ⁻⁹	
Feuille de menthe	30	2,15 10 ⁻⁸	Aghfir <i>et al.</i> (2007)
	50	1,031 10 ⁻⁷	
Kiwi	30	3,0 10 ⁻¹⁰	Simal <i>et al.</i> (2005)
	90	17,2 10 ⁻¹⁰	
Papaye	40	6,25 10 ⁻¹⁰	Lemus-Mondaca <i>et al.</i> (2009)
	80	24,32 10 ⁻¹⁰	
Poivron rouge	50	4,38 10 ⁻¹¹	Sanjuán <i>et al.</i> (2003)
	70	10,99 10 ⁻¹¹	
Pomme	40	1,50 10 ⁻⁸	Meisami-asl <i>et al.</i> (2010)
	80	1,71 10 ⁻⁷	
Pomme	35	0,483 10 ⁻¹⁰	Kaya <i>et al.</i> (2007)
	55	2,019 10 ⁻¹⁰	
Tomate	55	3,91 10 ⁻¹⁰	Doymaz (2007)
	70	6,65 10 ⁻¹⁰	

I.3.4.3. Effet de la teneur en eau sur la mesure D_{eff}

Beaucoup de chercheurs ont suggéré que la diffusivité effective n'était pas constante, mais qu'elle variait avec la teneur en eau. Dans le transfert de chaleur, les équations de conduction peuvent être utilisées avec une précision suffisante en utilisant des valeurs moyennes de diffusivité thermique, mais ce n'est pas le cas pour le transfert de masse par diffusion en raison d'un changement continu dans la structure du matériau lors de son séchage (Srikiatden & Roberts, 2007).

Des auteurs, tels que Guillard *et al.* (2004), Garau *et al.* (2006), Ruiz-López *et al.* (2004), Aguerre and Suarez (2004), Azzouz *et al.* (2002), Baik and Marcotte (2003), Hernández *et al.* (2000) et Simal *et al.* (1998) ont montré, de façon expérimentale, que le coefficient de diffusion variait avec la teneur en eau du produit à sécher et avec la température de l'air asséchant (Figure I.32 et Figure I.33).

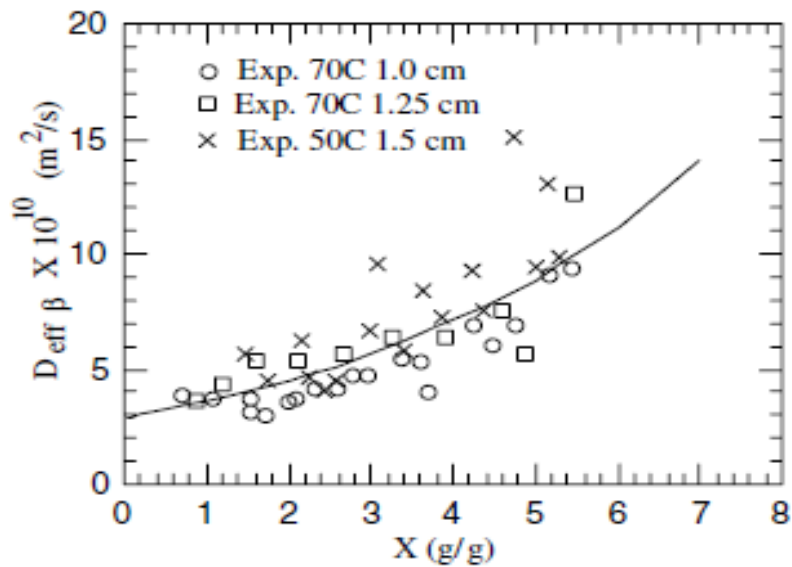


Figure I.32. Influence de la teneur en eau de carottes sur la diffusivité effective (Ruiz-López et al., 2004).

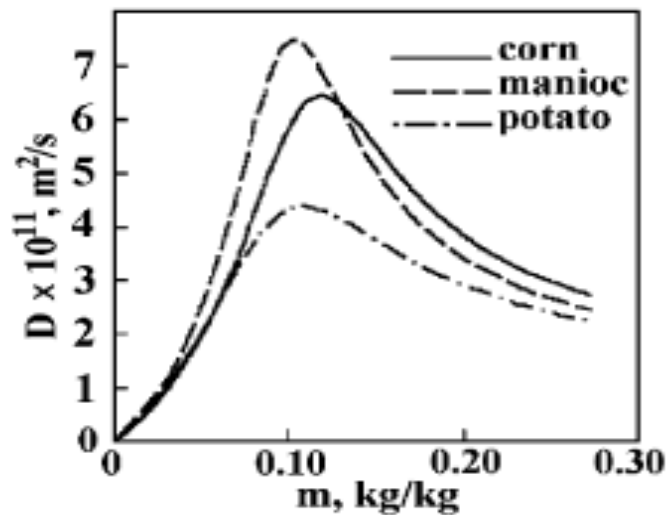


Figure I.33. Influence de la teneur en eau du maïs, du manioc et de la pommes de terre sur la diffusivité effective (Aguerre & Suarez, 2004).

I.3.4.4. Effet du prétraitement sur la mesure D_{eff}

Les travaux de Doymaz (2004b), Goyal *et al.* (2007), Agarry *et al.* (2013) ont montré l'effet du prétraitement sur la diffusivité effective. Généralement, les prétraitements sont conçus pour que la diffusivité effective du produit après le prétraitement soit supérieure à la diffusivité effective du produit sans prétraitement.

I.3.4.5. Effet de la vitesse de l'air sur la mesure D_{eff}

Quelques auteurs ont étudiés l'effet de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective et ils ont fourni des conclusions variables.

Certains ont conclu que la diffusivité augmentait avec l'augmentation de la vitesse de l'air comme on peut le constater sur la Figure I.34. C'est le cas, par exemple de Benhamou *et al.* (2008), de Motevali *et al.* (2012), de Kaya *et al.* (2007), de Jin Park *et al.* (2002), de Guan *et al.* (2013), d'Akpinar and Dincer (2005), d'(Akpinar et al., 2003a), de Nicoletti *et al.* (2001) ou encore de Toğrul and Pehlivan (2003).

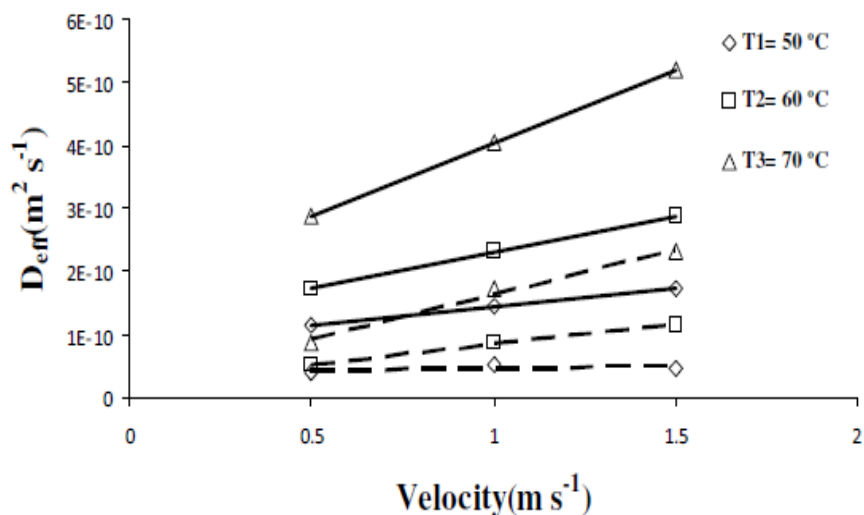


Figure I.34. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le jujube

Traits pleins : première période de séchage à vitesse décroissante,
 Traits interrompus courts : deuxième période de séchage à vitesse décroissante
 (Motevali *et al.*, 2012)

D'autres auteurs tels que Abbaszadeh *et al.* (2012), Minaei *et al.* (2012) ou Aghbashlo *et al.* (2008) ont conclu que la diffusivité diminuait avec l'augmentation de la vitesse de l'air (voir par exemple la Figure I.35).

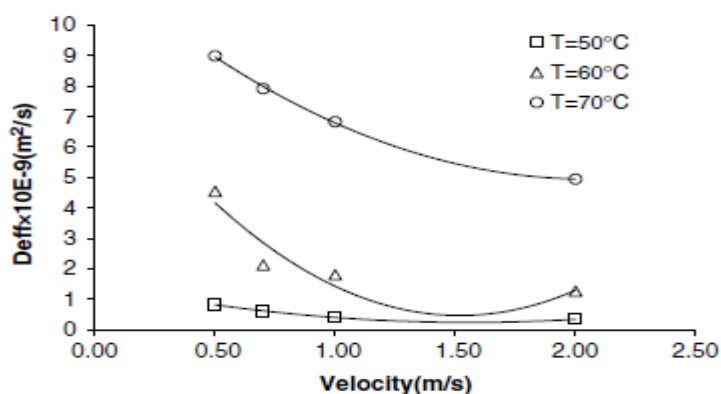


Figure I.35. D_{eff} en fonction de la vitesse de l'air à différents niveaux de températures de l'air pour le séchage en couche mince des fruits de berbérís (Aghbashlo *et al.*, 2008).

D'autres chercheurs ont encore affirmé que l'augmentation de vitesse de l'air augmentait la diffusivité effective mais que l'influence de la vitesse de l'air pouvait être négligée au-delà d'une vitesse limite.

Citons, par exemple, les travaux de Babalis and Belessiotis (2004), Clemente et al. (2011a); Clemente et al. (2011b), Blasco (2006) réalisés sur les figes, le porc, les pommes de terre et rhizome de curcuma. Ils ont constaté que la diffusivité effective est également affectée par la vitesse de l'air quand la vitesse de l'air est inférieure à la vitesse de l'air limite. La vitesse de l'air limite était de 2 m/s selon Clemente et al. (2011a); Clemente et al. (2011b), Babalis and Belessiotis (2004) et comprise entre 1 et 2 m/s selon Blasco (2006).

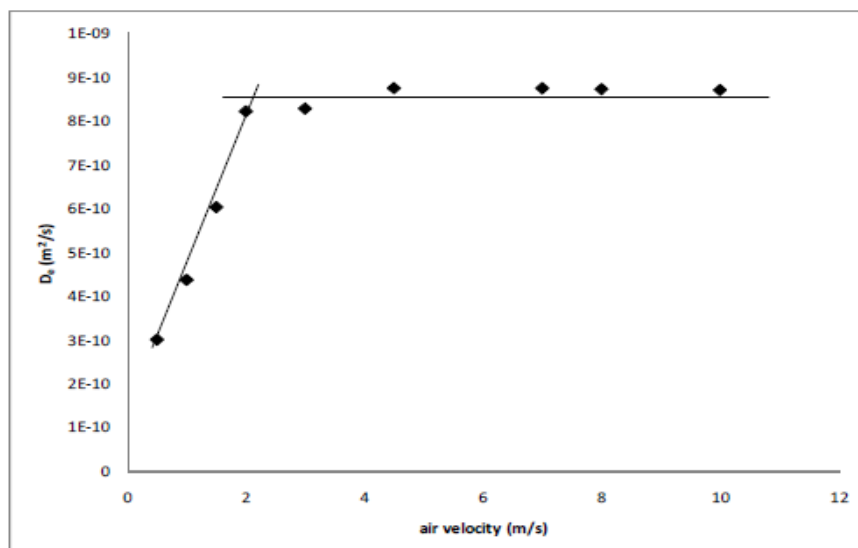


Figure I.36. Influence de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour la pomme de terre (Clemente et al., 2011b).

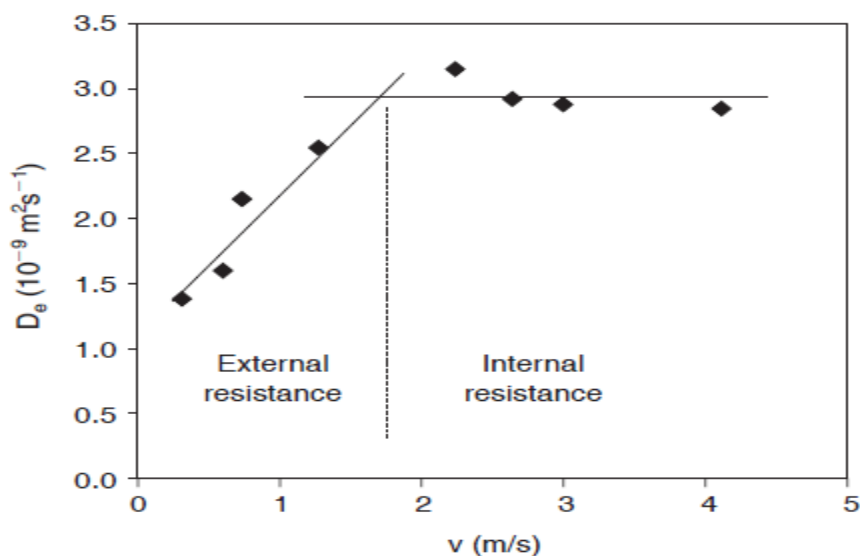


Figure I.37. Effet de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le rhizome de curcuma (Blasco et al., 2006).

Cependant, nous ne sommes en accord ni avec les conclusions ci-dessus, ni même avec la méthodologie expérimentale. En effet pour pouvoir analyser et déterminer la diffusivité lors

d'une opération de séchage, il faut que le procédé ait comme phénomène limitant la diffusion massique. Il faut donc se placer dans des conditions expérimentales telles que l'augmentation de la vitesse n'ait pas d'influence sur la cinétique de séchage :

- Quand la vitesse de l'air est faible (la vitesse de l'air est inférieure à la vitesse de l'air limite, la cinétique de séchage ne permet pas d'accéder à la valeur de la diffusivité massique (le séchage est « contrôlé » par le transfert externe) ;
- Quand la vitesse de l'air est très grande (la vitesse de l'air est supérieure à la vitesse de l'air limite), la cinétique de séchage est « contrôlée » par la diffusion interne et il est possible de calculer la diffusivité effective à partir des données expérimentales obtenues lors de la cinétique de séchage.

I.3.5. CONCLUSION

À partir de l'analyse bibliographique que nous avons réalisé, nous pouvons confirmer que :

- Identifier de comportement de séchage en fonction des types des produits est une approche scientifiquement et phénoménologiquement “fragile”.
- Systématiquement la comparaison entre les résistances interne et externe de transfert de matière semble être le chemin phénoménologique.
- Le besoin de la notion de la vitesse limite (v_l) :
 - $v_{air} < v_l$: le procédé de séchage dépend uniquement des conditions extérieurs
 - $v_{air} > v_l$: le séchage ne dépend pas de la vitesse de l'air et il est alors possible de mesurer la diffusivité effective à partir de la courbe de séchage $W = f(t)$.
- La diffusivité effective est une grandeur dépendante de la température, de la nature du produit, de sa structure ou encore de sa teneur en eau. En aucun cas, elle ne dépend de la vitesse de l'air (ni d'autres caractéristiques du milieu extérieur) et doit être identifiée dans des conditions expérimentales situées au-delà de la vitesse de l'air limite.

Pour étayer cette conclusion et identifier la vitesse limite dans différentes, nous avons réalisé de nombreux essais expérimentaux. Les protocoles et les méthodes nécessaires à cette étude sont présentés dans la partie 2.

PARTIE II.

MATÉRIELS ET MÉTHODES

CHAPITRE II.1. MATIÈRES PREMIÈRES

Dans ce chapitre, nous allons présenter les produits que nous avons étudiés lors de ce travail. Il s'agit principalement de la pomme et de la carotte.

II.1.1. POMME

II.1.1.1. Description

La pomme est l'un des fruits les plus consommés dans le monde. Elle est consommée sous différentes formes, telles que les fruits frais, le jus concentré, la confiture, la marmelade et les produits secs (Khoshhal *et al.*, 2010). Sa taille est très variable selon les variétés et les conditions de végétation. La peau des pommes mûres peut être rouge, jaune, verte ou rose bien que de nombreuses variétés bi-couleur ou tri-couleur existent. La chair est généralement jaunâtre-blanche ou jaune.

II.1.1.2. Production

La pomme est le troisième fruit le plus consommé au monde, après les agrumes et la banane. La Figure II.1 présente la production de pomme dans le monde en 2012. Il se récolte environ 76 millions de tonnes, dont 37 millions de tonnes en Chine et 15 millions de tonnes en Europe (FAO, 2013).

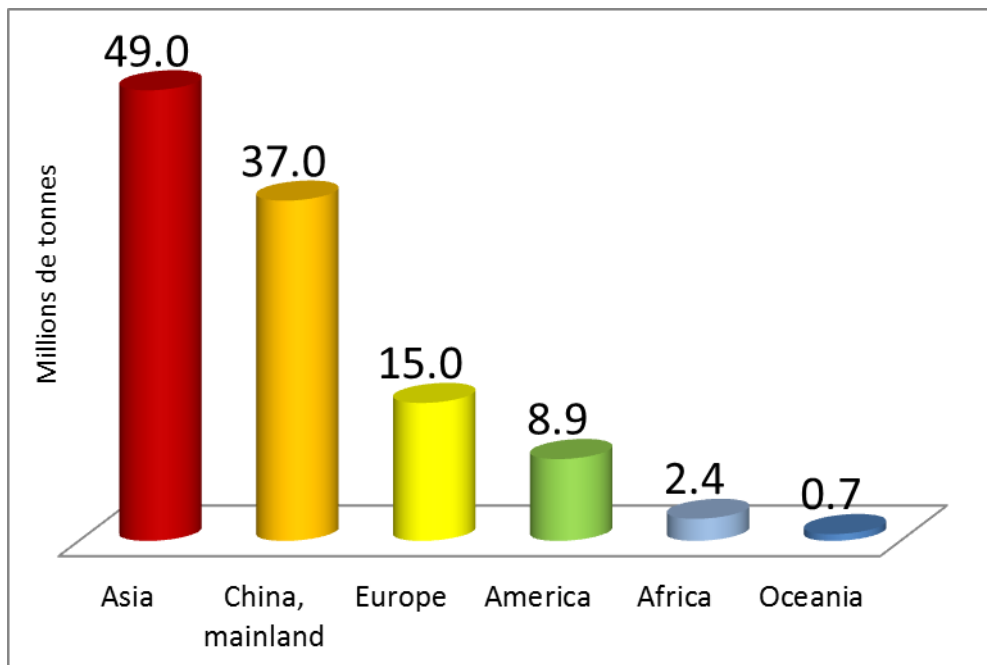


Figure II.1. Production de la pomme en 2012 (FAO,2013).

La France a produit 1,57 millions de tonnes de pommes en 2013. La période maximale de la production française se situe de fin Juillet à fin Octobre, mais en raison de la bonne

conservation de ce fruit (utilisation de chambres froides), la commercialisation est étalée toute l'année. La Figure II.2 et le Tableau II.1 illustrent les principales variétés produites tels que la Golden (507.000 tonnes), la Gala (270.000 tonnes) et la Granny Smith (169.000 tonnes). Au-delà de ces trois pommes, la France produit une dizaine de variétés de pomme à couteau différentes (Pink Lady, Braeburn, etc.). On dénombre 8000 exploitations de pomicultures en France. Cela représente 45.000 hectares de vergers, situés majoritairement dans la vallée de la Loire, le Sud-Ouest, le Languedoc-Roussillon, la Provence et la vallée du Rhône.

Tableau II.1. Production de pomme en France (en milliers de tonnes)

Variétés	2014	2013	2012	2011
Golden	456	507	336	581
Gala	277	270	226	269
Granny	144	169	147	210
Pink Lady	122	102	78	92
Braeburn	77	94	61	102
Rouges	51	59	47	82
Belchard	50	52	37	44
Fuji	50	65	44	63
Canada	43	46	23	46
Ariane	24	24	18	21
Elstar	23	22	14	17
Jonagold	21	23	6	14
Jazz	17	15	12	16
Honeycrunch	16	14	13	13
Reinettes	15	12	11	14
Boskoop	14	10	4	7
Autre	87	92	92	110
Total	1 487	1 576	1 169	1 701

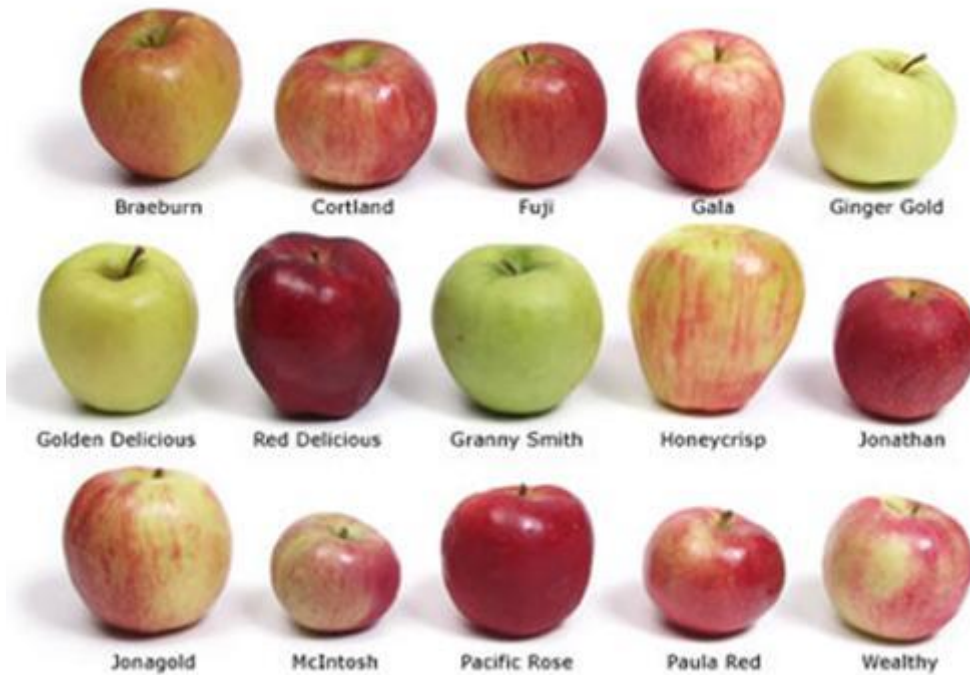


Figure II.2. Apparence de différentes variétés de pomme (Xu, 2015)

II.1.1.3. Consommation

La pomme peut se manger crue ou cuite, en dessert ou en accompagnement de mets salés, en compote, en tarte, en gâteau, en gelée, en confiture, en pâte de fruit ; on peut en faire du jus ou des boissons fermentées. Selon le mode de consommation le plus adapté à la variété, on parle de « pomme de table » (ou « pomme à dessert » ou « pomme à couteau »), de « pomme à cuire » ou de « pomme à cidre ».

En France, la pomme est le fruit le plus consommé : elle représente 19,5% de parts de marché des fruits et légumes et devance, de loin, la banane (13,3% de parts de marché) et l'orange (13,2%). La consommation moyenne de pommes est d'environ 20 kg par an et par ménage. Cela représente environ 450 000 tonnes de pommes fraîches vendues chaque année en France. Le marché national français de la pomme s'élève ainsi à 700 millions d'euros en 2011 (Source : Le magazine de l'agroalimentaire français, 2013).

II.1.1.4. Propriétés nutritives

C'est un fruit idéal pour les sportifs, les personnes qui suivent un régime alimentaire amaigrissant grâce à son effet rassasiant et sa faible teneur en calorie. Riche en vitamine C, elle en apporte 5 mg pour 100 g. Elle apporte également les vitamines B1, B2, PP, B5, B6, B9, provitamine A et vitamine E.

Dans cette thèse, nous avons utilisé la pomme Golden pour nos expériences, en raison de sa large diffusion dans le monde entier. En France, c'est la pomme la plus cultivée puis qu'elle

représente plus d'un tiers de la production nationale. Communément appelée « Golden », son succès vient de sa capacité à répondre au goût des consommateurs, aux exigences de la production et du commerce moderne. Toutefois, les gastronomes lui reprochent souvent son manque de goût et sa forte teneur en eau.

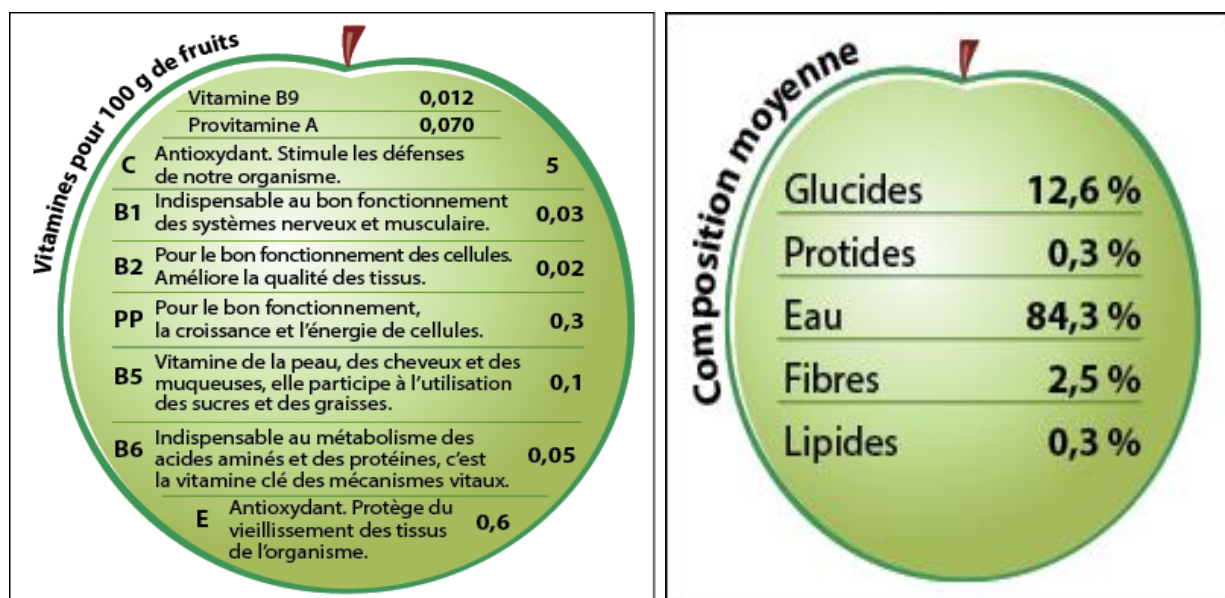


Figure II.3. Valeur nutritive de la pomme (ANPP, 2014)

II.1.2. CAROTTE

II.1.2.1. Description

La carotte est une plante herbacée bisannuelle qui peut atteindre 30 centimètres de long, à racine pivotante, orange, épaisse et allongée. Les feuilles sont profondément divisées et couvertes de poils. Les fleurs blanches, de petite taille, sont regroupées en ombelles composées, inflorescence caractéristique de la famille. Ces ombelles ont de 30 à 40 rayons, généralement incurvés vers le sommet. La fleur centrale, relativement plus grande, est rouge pourpre, ce qui distingue les ombelles de carottes au premier coup d'œil. Les fleurs extérieures ont des pétales inégaux, ceux situés vers l'extérieur étant relativement plus grands pour attirer les insectes pollinisateurs. La floraison a lieu de mai à octobre.

II.1.2.2. Production

La carotte est l'un des dix légumes les plus communs et les plus consommés. En 2012, selon l'Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture, 36.917.000 tonnes de carottes et de navets ont été produites dans le monde. Avec une production totale de 17 millions de tonnes, la Chine est le premier producteur et représente 45,8 % de la production mondiale, suivie par la Russie (1,6 million de tonnes), les États-Unis (1.3 million de tonnes).

Environ 61,6% de la production de la carotte du monde a lieu en Asie, suivie par l'Europe (22,6%) et les Amériques (Nord, Centrale, l'Amérique du Sud et dans les Caraïbes) (9,4%). Moins de 6% de la production totale du monde se situe en Afrique (FAO, 2013).

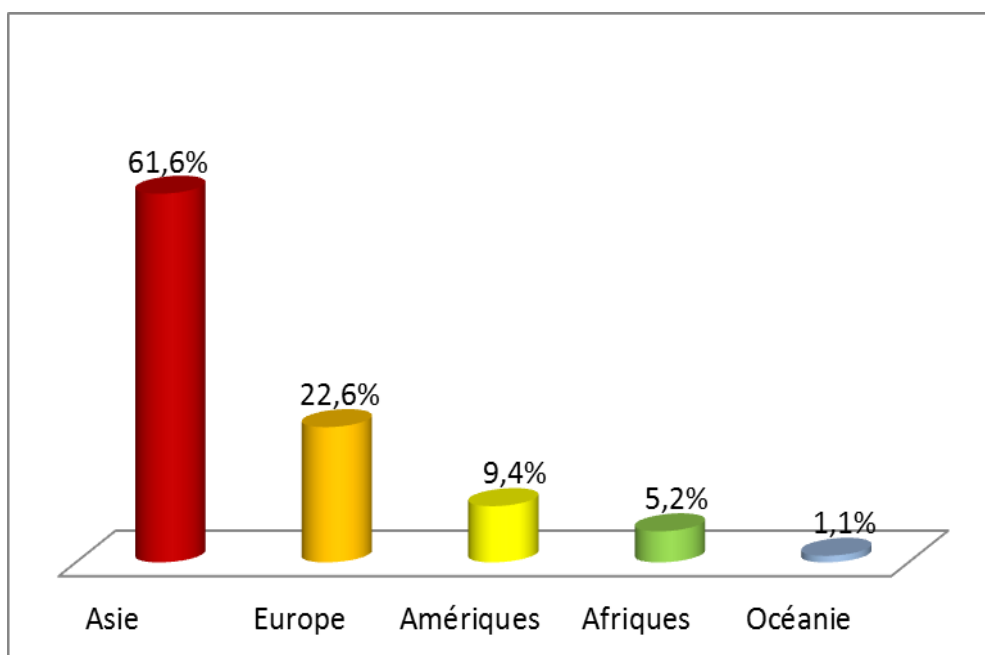


Figure II.4. Production de carotte et de navet en 2012 (FAO, 2013).

II.1.2.3. Variété de carotte

En 2011, plus de 500 variétés sont inscrites au catalogue européen des espèces et variétés. Les principales variétés de carottes cultivées montrent des tailles courtes, demi-longues ou longues, des formes cylindriques ou coniques et des couleurs différentes (blanche, jaune, orange, rougeâtre, violette, ...) (Figure II.5).



Figure II.5. Exemples de différentes variétés de carotte.

<http://changer-la-couleur.e-monsite.com/pages/partie-1/b-les-differents-types.html>

II.1.2.4. Consommation

Les carottes sont souvent consommées crues, râpées, en salade seules ou en association avec d'autres légumes comme le céleri-rave ou la betterave. Cuites, elles entrent dans la composition des potées, des soupes, des purées. Coupées en rondelles, elles accompagnent les plats en sauce. Elles servent également à faire des gâteaux ou du jus (Figure II.6).

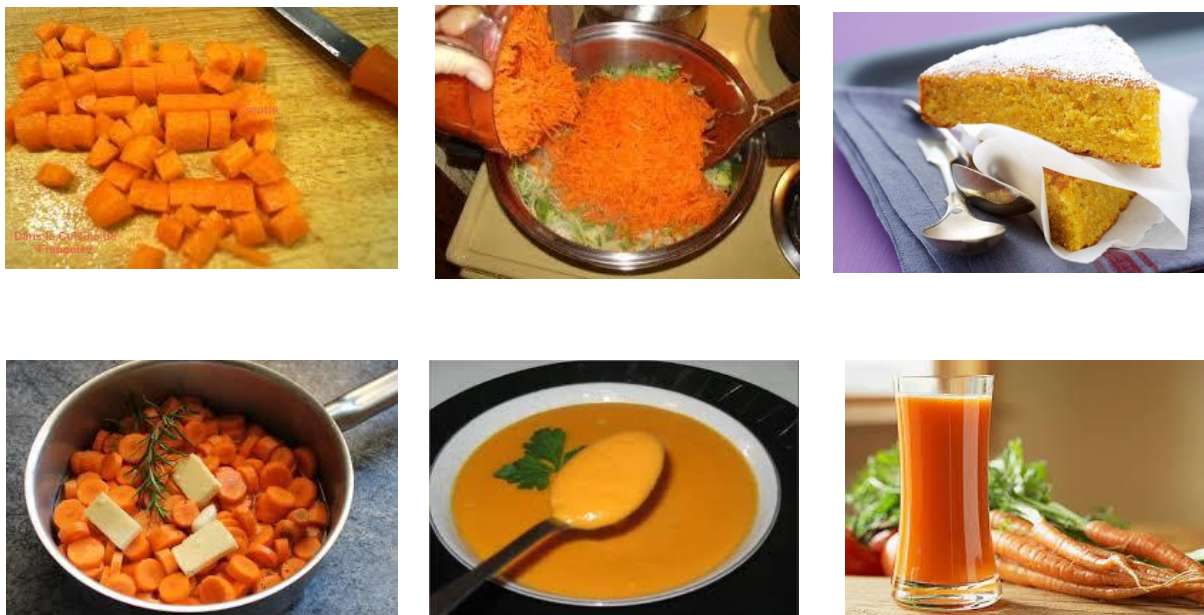


Figure II.6. Modes dominants de consommation de la carotte

II.1.2.5. Propriétés nutritives

L'apport énergétique de la carotte jeune, crue est de 30 kilocalories pour 100 g. Elle contient 88,8% d'eau, 0,7% de protéines, 0,50% de lipides et 5,6% de sucre. Les carottes sont riches en bêta-carotène (provitamine A). La teneur moyenne en vitamine C est de 4 mg pour 100 g. Elle contient aussi toutes les vitamines du groupe B sauf la B12 (Holland *et al.*, 1991).

CHAPITRE II.2.

PROTOCOLES DE TRAITEMENT

Dans cette étude, nous avons réalisé des expériences avec la carotte, la pomme. Les produits finis sont analysés et caractérisés pour étudier les impacts des conditions opératoires sur leurs propriétés. Les protocoles de traitement seront décrits ci-dessous.

II.2.1. PROTOCOLES DE TRAITEMENT DE LA POMME ET DE LA CAROTTE

Dans cette recherche, les expériences de séchage en couche mince ont été réalisées pour les carottes et les pommes. La teneur en eau initiale des échantillons est déterminée par séchage à l'étuve pendant 24 h à 105 °C (Aoac, 1990) . La teneur en eau est $634 \pm 62\%$ base sèche (db) pour la carotte et de $656 \pm 55\%$ base sèche pour la pomme.

Dans cette partie, les pommes et les carottes ont été lavées, épluchées et découpées en cubes de 1 cm de côté pour les pommes et en rondelles d'épaisseur 8 mm pour les carottes. Les pommes ont été blanchies dans une solution de jus de citron à 50% pendant 2 minutes.

Les échantillons ont ensuite été placés dans une étuve à la température de 40 °C et une vitesse de l'air de 3 m/s. Après 25 h, la teneur en eau finale de la carotte est de $20 \pm 1\%$ db; après 30 h, celle de la pomme est de $10 \pm 1\%$ db

Les échantillons obtenus après le pré-séchage sont divisés en deux parties. Une partie est utilisée pour analyser les impacts sur les propriétés du produit des conditions opératoires par traitement DIC.

II.2.1.1. Protocole de caractérisation des effets de la vitesse et de la température de l'air

La Figure II.7 montre le protocole pour étudier l'effet de la vitesse et de la température de l'air sur l'expansion des produits. Les produits sont traités par DIC selon 5 traitements différents selon le Tableau II.2.

Tableau II.2. Les points d'expériences avec la pression de vapeur P et le temps de traitement t

Produits	Points DIC	Pression de vapeur P (MPa)	Temps de traitement t (s)
Pomme	DIC 1	0,5	15
	DIC 2	0,35	15
	DIC 3	0,2	15
	DIC 4	0,15	10
	DIC 5	0,1	10
Carotte	DIC 1	0,5	15
	DIC 2	0,35	15
	DIC 3	0,2	15
	DIC 4	0,15	20
	DIC 5	0,1	20

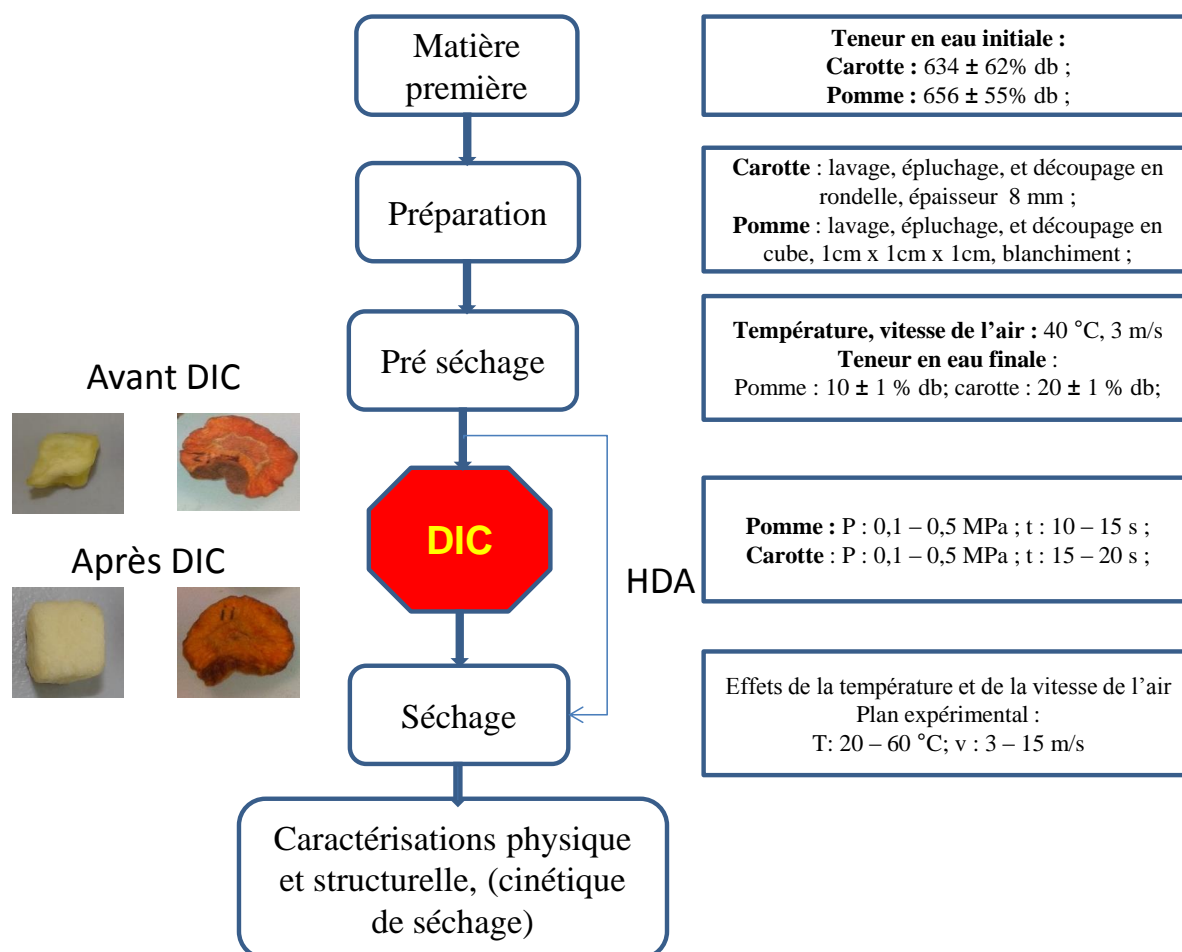


Figure II.7. Protocoles de séchage de la pomme et la carotte

II.2.1.2. Protocole de caractérisation de l'impact du traitement par DIC

Une étape de traitement par DIC est insérée dans le protocole séchage classique en vue d'améliorer la qualité du produit.

Pour étudier l'effet de l'expansion sur la diffusivité effective, les expériences sont réalisées à la vitesse de 5 m/s et aux températures de 40 °C; 50 °C et 60 °C.

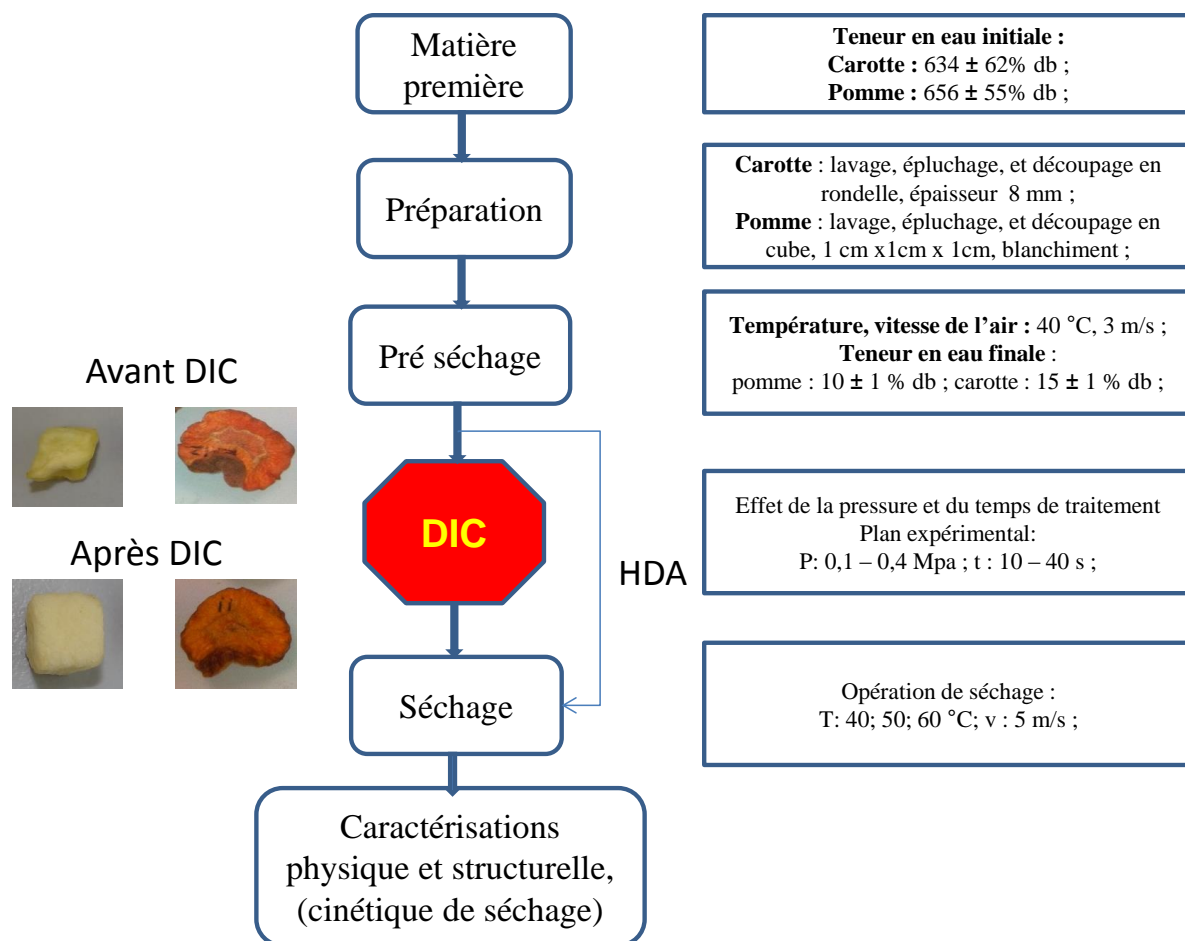


Figure II.8. Protocoles de traitement de la pomme et de la carotte par DIC

II.2.1.3. Pilote de séchage

La Figure II.9 illustre le pilote de séchage spécifiquement conçu lors de ce travail de thèse. Il a été fabriqué par Abcar, France. L'air comprimé traverse deux vannes pneumatiques (1), puis il est dirigé vers la soupape d'étranglement (2). Selon la vitesse de l'air, la partie haute (> 2 m/s) ou basse s'ouvre (< 2 m/s). Ensuite, cet air est chauffé (3) avant d'entrer dans la chambre de distribution (4) pour sécher l'échantillon, placé sur le plateau (5). L'évolution de masse du produit a été évaluée manuellement pendant l'opération.

Le logiciel Pro Software - Ex (Pro-face France SAS, Mitry-Mory, France) est utilisé pour la programmation et le contrôle du séchoir. Le séchoir fonctionne automatiquement en fonction des valeurs de consigne (vitesse et température d'air) fournies l'utilisateur. Au cours de l'opération de séchage, on peut enregistrer le temps, la température de chauffage, la température de la chambre, la vitesse et le débit de l'air (Figure II.10).

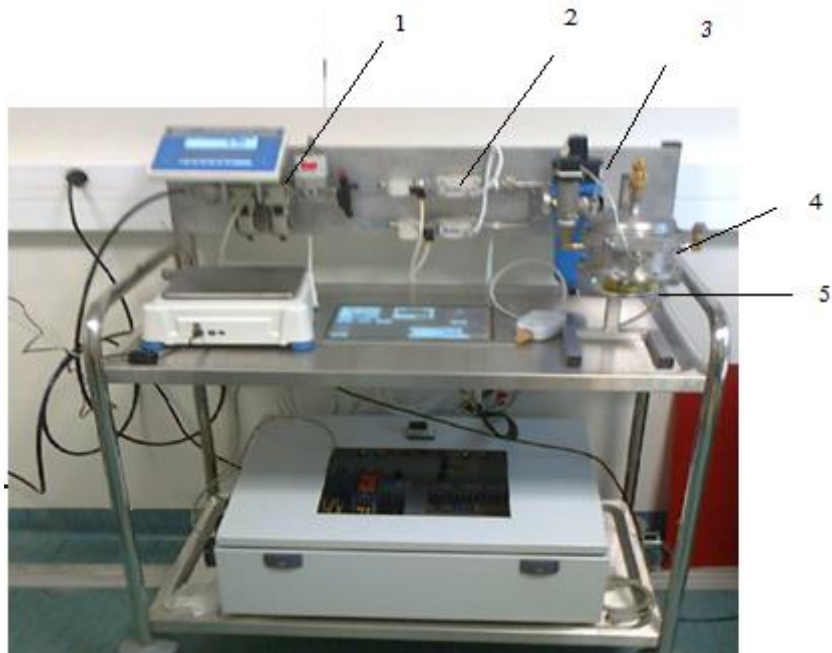


Figure II.9. *Pilote de séchage*
 1. Vanne d'air comprimé ; 2. Vanne de débit ; 3. Système de chauffage
 4. Distributeur d'air ; 5. Plateau de séchage



Figure II.10. *Interface homme-machine du pilote de séchage*

II.2.2. PROTOCOLES DE TRAITEMENT DU PRODUIT SPÉCIFIQUE CONTRÔLÉ

Un industriel nous a fourni un produit spécifique contrôlé avec une grande diffusivité effective. Nous avons réalisé deux plans d'expériences en vue de :

- Analyse de l'effet de la vitesse de l'air qui varie de 1 à 15 m/s sur la cinétique de séchage pour une température constante de 40 °C.
- Analyse de l'effet de la vitesse de l'air qui varie de 3 m/s à 15 m/s et de la température de l'air allant de 20 à 60 °C sur la cinétique de séchage.

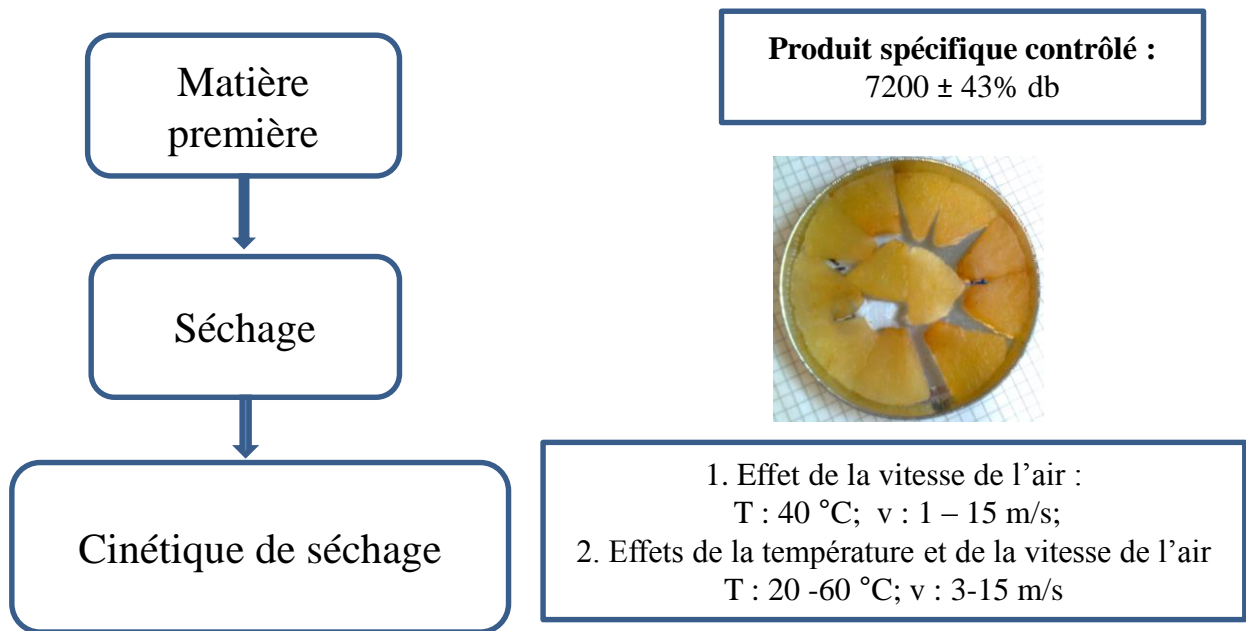


Figure II.11. Protocoles de traitement du produit spécifique contrôlé

CHAPITRE II.3.

CARACTÉRISATIONS DE LA QUALITÉ DES PRODUITS APRÈS SÉCHAGE

La caractérisation des fruits et des légumes est effectuée aux plans physique, structurel – textural, microbiologique, nutritionnel, sensoriel, et sur leur aptitude au séchage ainsi qu'à leur mise en œuvre (Figure II.12). L'objectif est de comparer les propriétés des produits obtenus dans différentes conditions de traitement par DIC.

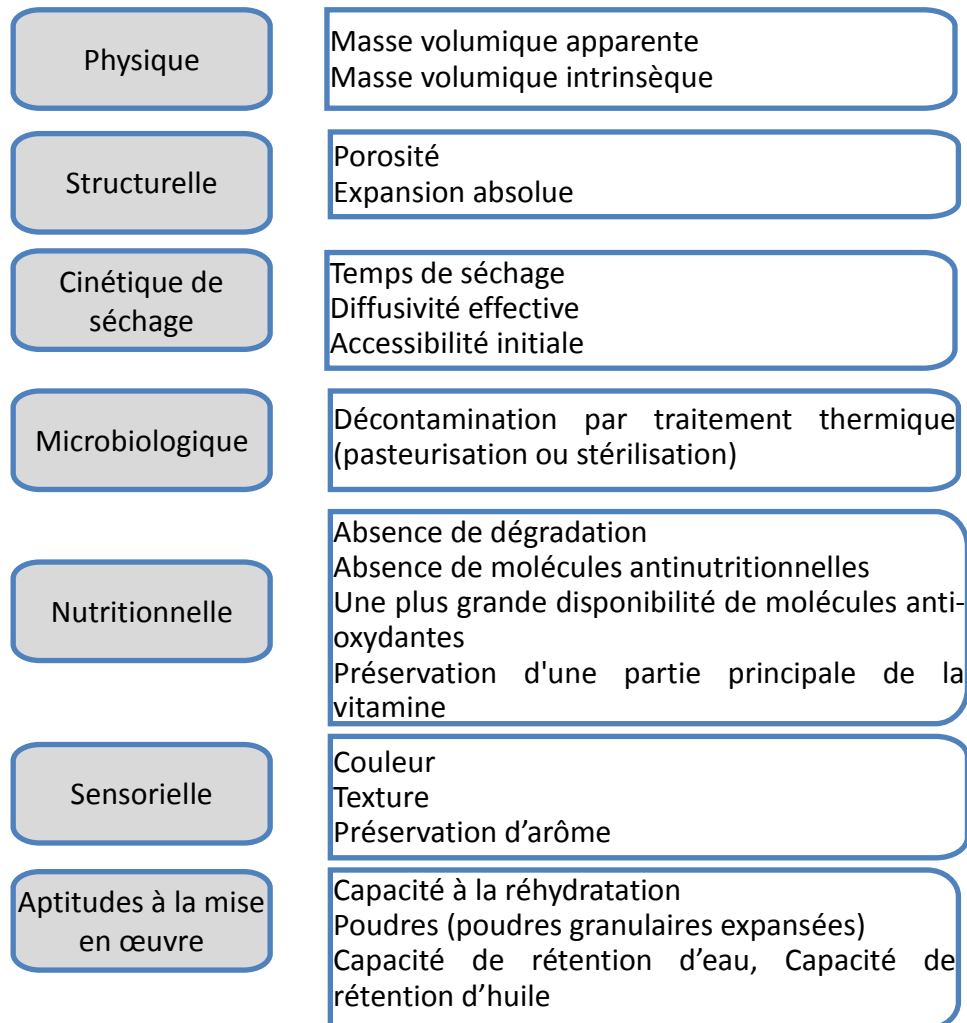


Figure II.12. Caractérisations du produit

II.3.1. TENEUR EN EAU

II.3.1.1. Définition

La teneur en eau d'un matériau est le rapport de la masse d'eau contenue dans ce matériau à la masse du même matériau sec. On peut aussi définir la teneur en eau comme la masse d'eau W contenu par unité de masse du matériau sec.

$$W = \frac{m_1 - m_2}{m_2} \quad (\text{Eq. II.1})$$

Où m_1 : Masse du matériau humide

m_2 : Masse du matériau sec

Si W est exprimé en base sèche :

$$W = \frac{m_1 - m_2}{m_2} \quad (\text{Eq. II.2})$$

À partir des définitions données ci-dessus, on peut écrire les relations suivantes :

$$m_1 = (1 + W) m_2 \quad (\text{Eq. II.3})$$

$$m_2 = \frac{m_1}{(1 + W)} \quad (\text{Eq. II.4})$$

II.3.1.2. Mesure

La teneur en eau est déterminée par séchage à l'étuve pendant 24 h à 105 °C (AOAC, 1990).

La teneur en eau a été mesurée pour des échantillons de 2 à 3 g, mis dans l'étuve à 105 °C pendant au moins 18 h (Rahman *et al.*, 2005).

II.3.2. CHANGEMENTS DE STRUCTURE DES ALIMENTS CAUSÉS PAR LA DÉSHYDRATATION

II.3.2.1. Masse volumique

La masse volumique est l'une des propriétés physiques les plus importantes et est donc utilisée largement pour la caractérisation des biomatériaux et de leurs transformations. Elle est définie comme la masse par unité de volume (Rahman, 2005) :

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (\text{Eq. II.5})$$

Où : m est la masse de la substance homogène occupant un volume V .

La masse volumique des matières alimentaires dépend de la température et de la composition. Choi et Okos (1985) ont présenté les corrélations pour la masse volumique des principaux composants alimentaires dans une plage de température de -40 à 150 °C.

La masse volumique des matières alimentaires varie de façon non linéaire avec la teneur en eau. Lozano *et al.* (1983) ont développé une corrélation pour prédire la densité des fruits et légumes lors du séchage (Rahman, 2005).

II.3.2.2. Masse volumique apparente

II.3.2.2.1. Définition

La masse volumique apparente (ρ_a) est le rapport entre la masse et le volume apparent (ou « volume de l'enveloppe ») d'un même échantillon.

II.3.2.2.2.Mesure

La masse volumique apparente ρ_a (kg m^{-3}) est déterminée par une méthode indirecte. D'abord, on mesure le volume V_1 des échantillons immergés dans un tube contenant du sable après avoir tapoté 1000 fois le tube (Quantachrome DA-3 AutoTap, Floride, USA). Ensuite, l'échantillon est retiré et le volume V_2 du sable est mesuré après une nouvelle séquence de 1000 tapes. La masse volumique apparente est calculée selon la formule suivante :

$$\rho_a = \frac{m_p}{V_1 - V_2} \quad (\text{Eq. II.6})$$

Où :

- m_p : Masse du produit
- V_1 : Volume total (produit + sable)
- V_2 : Volume de sable

II.3.2.3. Masse volumique réelle ou intrinsèque

II.3.2.3.1.Définition

La masse volumique réelle (ρ_{int}) est la masse volumique d'une substance pure ou d'un matériau composite. C'est le rapport entre la masse de matériau et le volume réel du même échantillon. Il est donc nécessaire de mesurer le volume des pores de l'échantillon.

II.3.2.3.2.Mesure

La masse volumique intrinsèque ρ_{int} (kg.m^{-3}) est déterminée à l'aide d'un pycnomètre à hélium (AccuPyc 1330, USA) à 25 °C (Figure II.13).

La méthode pycnométrique utilisée repose sur la mesure du volume de fluide déplacé par l'échantillon à une température constante. Le principe de la mesure est basé sur la théorie des gaz parfaits; il consiste à mesurer une variation de pression (et donc de volume) due à la présence de l'échantillon dans une enceinte calibrée. Le volume de l'échantillon est calculé à partir de la variation de pression observée qu'un gaz subit lorsqu'il passe d'une chambre contenant l'échantillon à une autre chambre sans échantillon. Le diagramme schématique du pycnomètre à hélium est représenté sur la Figure II.14. Le système se compose de 2 chambres, d'un capteur de mesure de pression et de 3 vannes.



Figure II.13. AccuPyc 1330, USA

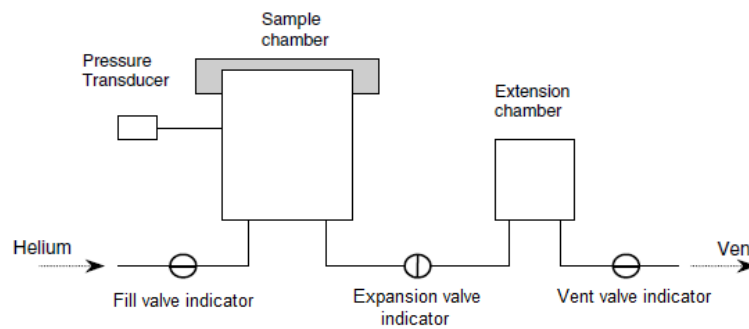


Figure II.14 : Schéma du pycnomètre à hélium.

II.3.2.4. Porosité

La structure poreuse des produits végétaux déshydratés a un effet important sur les caractéristiques de qualité et les propriétés de transport de ces produits.

La porosité est définie comme le rapport du volume de vide du matériau et le volume total du matériau :

$$\psi = 1 - \frac{\rho_a}{\rho_{int}} \quad (Eq. II.7)$$

II.3.2.5. Taux absolu d'expansion des produits en morceaux

Nous avons introduit la notion du taux absolu d'expansion (ϵ_{abs}) défini comme étant le rapport entre le volume spécifique des morceaux du produit et le volume intrinsèque de la matière :

$$\epsilon_{abs} = \frac{\rho_{int}}{\rho_a} \quad (Eq. II.8)$$

II.3.2.6. Taux relatif d'expansion des produits en morceaux

L'effet d'une opération de traitement en vue d'aboutir à une expansion pourrait cependant être mieux appréhendé à travers la notion d'expansion relative. Le taux d'expansion relatif (ϵ_{rel}) doit donc être défini comme étant le rapport du taux absolu d'expansion du produit fini comparé à celui du produit avant expansion (dans notre cas, par traitement DIC) :

$$\epsilon_{rel} = \frac{\epsilon_{abs(\text{produit expansé})}}{\epsilon_{abs(\text{produit initial})}} \quad (Eq. II.9)$$

Le taux relatif d'expansion d'un produit peut donc être défini comme étant le rapport des masses volumiques apparentes avant et après soufflage "swelling" :

$$\varepsilon_{rel} = \frac{\rho_a(\text{produit initial})}{\rho_a(\text{produit expansé})} \quad (\text{Eq. II.10})$$

II.3.3. ACCESSIBILITÉ INITIALE

Les données expérimentales utilisées dans le modèle linéaire (cf I.3.4.1 Détermination de la diffusivité effective) n'incluent pas celles concernant la zone de démarrage; l'extrapolation du modèle ainsi obtenu permet d'évaluer à $t = 0$, la teneur théorique W_o qui a généralement, une valeur distincte de la teneur initiale réelle de l'humidité W_i . La différence pour ce point initial entre les deux valeurs réelles et théoriques W_i et W_o représente la quantité d'eau facilement éliminée à partir de la surface, indépendamment du processus de diffusion interne de l'eau. L'accessibilité initiale (« *starting accessibility* ») δW_s exprimée par g H₂O/100 g MS et le taux d'accessibilité initiale (« *starting accessibility ratio* ») δW_s exprimée en % sont respectivement définis par Allaf *et al.* (2012) :

$$\delta W_s = W_i - W_o \quad (\text{Eq. II.11})$$

$$\delta W_s \% = \frac{W_i - W_o}{W_i} \quad (\text{Eq. II.12})$$

L'accessibilité initiale δW_s a pour objectif de traduire l'effet spécifique de la surface :

- Quand $\delta W_s = 0$, la surface doit alors avoir un comportement non spécifique, complètement similaire au reste du volume ;
- Quand $\delta W_s < 0$, la structure surfacique est plutôt à effet d'adsorption fort, limitant ou simplement réduisant le passage de l'humidité. C'est le cas des surfaces sèches qui résultent d'une opération antérieure trop rapide (les surfaces plus sèches que l'intérieur du produit sont soumis à des contraintes importantes), c'est le phénomène de croutage ou durcissement ou encore « *case hardening* » ;
- Quand $\delta W_s > 0$, l'eau est bien plus disponible à la surface que dans le reste du volume.

II.3.4. ÉNERGIE D'ACTIVATION

La relation entre la température et la diffusivité massique suit la relation d'Arrhenius (Srikiatden et Roberts, 2006), classique en génie des procédés :

$$D_{eff} = D_0 e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)} \quad (\text{Eq. II.13})$$

Cette équation comprend un facteur dit Arrhenius (D_0) ou pré-exponentiel, l'énergie d'activation (E_a), la température (T) et la constante des gaz parfaits (R). L'énergie d'activation peut être calculée à partir de la linéarisation de l'équation précédente sous la forme :

$$\ln D_{eff} = \ln D_0 - \frac{E_a}{RT} \quad (Eq. II.14)$$

II.3.5. ACTIVITÉ D'EAU

II.3.5.1. Définition

L'activité d'eau (a_w) représente la disponibilité de l'eau d'un produit pour des réactions chimiques, biochimiques, un changement d'état ou un développement de micro-organismes.

L'activité d'eau correspond au rapport entre la pression de la vapeur d'eau (p) de l'aliment (pression de la vapeur d'eau à la surface du produit) et la pression de la vapeur d'eau pure (p_0) à la même température.

$$a_w = \frac{p}{p_0} \quad (Eq. II.15)$$

La valeur de l'activité d'eau varie entre 0 (produit sec au point que toute l'eau est dite liée à l'aliment, et donc sans qualité réactive) et 1 (eau pure).

L'activité d'eau peut être estimée par la formule de Raoult :

$$a_w = \frac{n_1}{n_1 + n_2} \quad (Eq. II.16)$$

Où n_1 : nombre de moles du solvant (Chareau & Cavaillé, 1995).

n_2 : nombre de moles du soluté.

L'activité d'eau caractérise les liaisons de l'eau avec la matrice solide. Elle dépend de la composition du produit, de la teneur en eau et, dans une moindre mesure, de la température (Bonazzi et Bimbenet, 2003).

L'activité d'eau d'un produit peut être obtenue en mesurant l'humidité relative de l'air (Kulshreshtha *et al.*, 2009) en équilibre avec ce produit

$$a_w = \frac{HR_e}{100} \quad (Eq. II.17)$$

L'eau contenue dans un bioproduit peut donc être considérée comme étant formée de :

- L'eau « libre » : c'est l'eau retenue par l'effet capillaire dans les pores des aliments, l'eau liée par l'effet osmotique, l'eau d'hydratation des macromolécules et l'eau en tant que solvant. L'eau libre reste mobile au sein du produit et conserve toutes les propriétés de l'eau pure. C'est l'eau disponible.
- L'eau « liée » : Elle forme une couche mono moléculaire étroitement associée par divers types de liaison aux protéines et aux glucides. Cette eau est fixe, elle échappe,

par exemple, à la congélation parce que les interactions eau-macromolécules sont plus fortes que celles des molécules d'eau cristallisées entre elles. Cette eau n'est pas disponible (Frénot and Vierling, 2001).

Il faut considérer qu'il existe des états intermédiaires entre l'eau libre et l'eau liée selon le degré d'affinité entre l'eau et les macromolécules.

La valeur de l'activité de l'eau acceptable pour divers aliments est décrite aux États-Unis, depuis 1979 par la FDA (Food and Drug Administration). Le système de mesure Rotronic, de l'activité de l'eau est conseillé pour établir cette valeur. Les valeurs d'activité de l'eau en relation avec la croissance des micro-organismes dans les produits alimentaires sont présentées dans le Tableau II.3.

Figure II.15 montre les intensités des réactions de dégradation des aliments en fonction de l' a_w . Ainsi, c'est lorsque l' a_w est comprise entre 0,2 et 0,3 que le produit se conserve le mieux (Vandamme *et al.*, 2007).

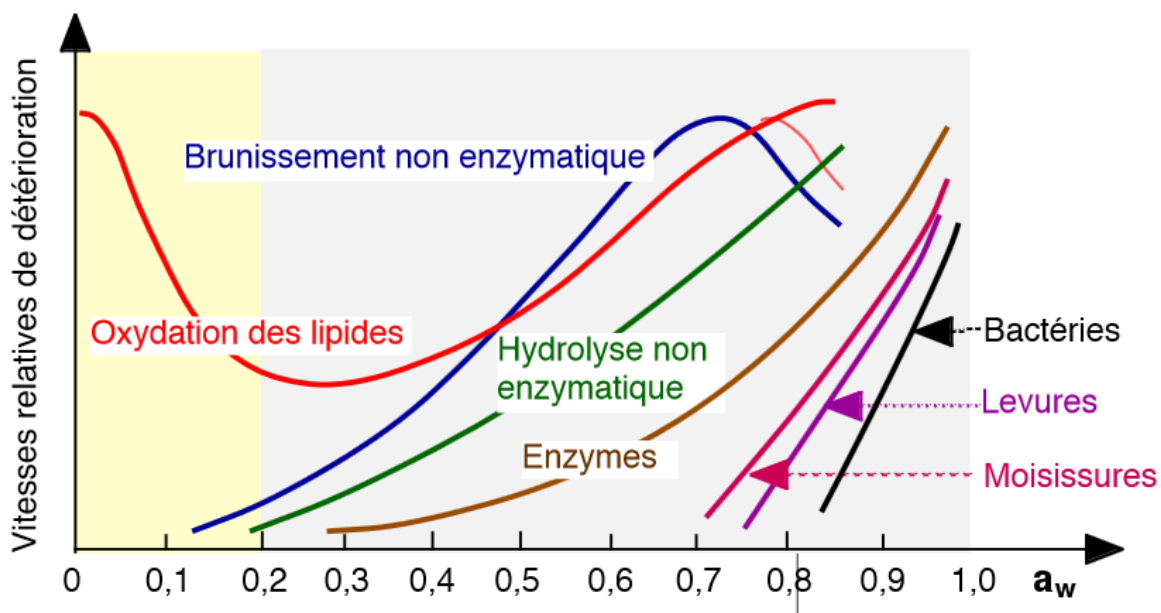


Figure II.15. Vitesse de détérioration de l'aliment en fonction de l'activité d'eau a_w (Labuza, 1975).

Pour la compréhension du séchage, sans entrer dans les explications physico-chimiques de la forme de ces courbes, qui tiennent aux diverses interactions entre l'eau et les constituants du produit, il est possible de distinguer :

- le cas où $a_w = 1$: le produit contient de l'eau libre (produits biologiques très hydratés). Lors du séchage, l'eau se comporte comme si elle était pure.
- le cas où $a_w < 1$: le produit ne contient que de l'eau liée (Bimbenet, 1978). Ainsi, l'élimination de cette eau, dont la pression de vapeur est plus faible que si elle était pure, est plus difficile que s'il s'agissait d'eau libre. Notons cependant que des

difficultés d'ordre cinétique pour l'extraction de l'eau libre des milieux structurés pourraient facilement induire une confusion à ce niveau (Alaff, 1988). Ainsi, une modification structurale par expansion pourrait souvent accélérer le processus de déshydratation malgré une réduction éventuelle de l'activité de l'eau.

Tableau II.3. Activité d'eau et croissance des micro-organismes dans les produits alimentaires selon FDA.

Valeur a_w	Types de microorganismes	Produits alimentaires compris dans ces valeurs
1.00 - 0,95	<i>Psoudomonas, Escherichia, Proteus, Shigella, Klebsiella, Bacillus, Clostridium perfringens</i> , certaines levures	Produits rapidement altérables (frais) aliments et fruits en boîtes, légumes, viande, poisson et laitage, saucisse cuite, pain cuit; produits alimentaires contenant jusqu'à 40% de sucre ou 7% de sel
0,95 - 0,91	<i>Salmonella Vibrio parahaemoliticus, Clostridium botulinum, Serratia, Lactobacillus, Pediococcus</i> , certaines moisissures, levures (<i>Rhodotoruia, Pichia</i>)	Certains fromages (cheddar, suisse, munster, provolone), viande fumée (jambon), quelques concentrés de jus de fruits, produits alimentaires contenant jusqu'à 55% de sucre (saturés) ou 12% de sel
0,91 - 0,87	Beaucoup de levures (<i>Candida, Torulopsis, Hansenula, Micrococcus</i>)	Saucisse sèche (salami), flans, fromages secs, margarine, produits alimentaires contenant jusqu'à 65% de sucre (saturés) ou 15% de sel
0,87 - 0,80	La plupart des types de moisissures (<i>Penicillia, Staphylococcus aureus</i> , la plupart des <i>Saccharomyces (bailii) spp., Deboryamyces</i>)	La plupart des concentrés de jus de fruits, lait concentré sucré, sirops de chocolat, d'érable et de fruits, farines, riz et légumes secs avec 15-17% d'eau; gâteaux aux fruits; saucisses fumées, fondants
0,80 - 0,75	La plupart des bactéries halophiles	Marmelades, gelées de fruits, pâte d'amande, fruits confits, certains marshmallows
0,75 - 0,65	Moisissure xérophile (<i>Aspergillus, A. Candidus, Wallemia sebi</i>), <i>Saccharomyces bisporus</i>	Flocons d'avoine avec 10% d'eau, nougats, fondants, marshmallows, bouillies, mélasses, sucre brut, certains fruits secs, noix
0,65 - 0,60	Levures osmophiles (<i>Saccharomyces rouxi</i>), certaines moisissures (<i>Apergillus echinulatus, Monascus bisporus</i>)	Fruits secs avec 15-20% d'eau ; certains toffees et caramels ; miel
0,5	Pas de croissance microbologique élevée	Pâtes alimentaires avec 12 % d'eau; épices avec 10% d'eau
0,4		Œufs en poudre avec 5% d'eau environ
0,3		Cakes, biscuits secs, croûte de pain... avec 3-5% d'eau
0,2		Poudre de lait avec 2-3% d'eau environ; fruits secs avec 5% d'eau environ, flocons de céréales avec 5% d'eau environ, gâteaux aux fruits, cakes rustiques, biscuits secs.

II.3.5.2. Mesure

Les lois de l'hygrométrie permettent de déterminer les conditions pratiques pour mesurer l'activité d'eau a_w . Plusieurs techniques peuvent être utilisées.

Interpolation graphique. Par définition, la valeur de a_w est l'humidité à laquelle la substance n'absorbe ni ne rend de l'humidité à une température donnée. Pour réaliser la mesure, on peut donc utiliser des chambres étanches de mesure à différentes humidités relatives et déterminer

le gain ou la perte de masse de l'échantillon après équilibre. La ligne obtenue coupera la ligne de modification nulle de la teneur en humidité. Le point d'intersection représente l' a_w de l'échantillon.

Cette méthode est relativement longue à mettre en œuvre (souvent plusieurs heures) et elle nécessite de disposer de plusieurs chambres humides.

Mesure de la pression de vapeur d'eau. La valeur de a_w est directement liée à la pression de vapeur d'eau pour une température constante donnée, il suffit de mesurer cette pression.

Abaissement du point de congélation. La détermination de a_w peut se faire en mesurant la diminution du point de congélation par rapport à l'eau pure (cette méthode ne convient que pour les solutions).

Méthode du point de rosée. L'échantillon est introduit dans une chambre de mesure hermétique contenant un miroir dont on peut faire varier la température (à l'aide d'un module thermoélectrique à effet Peltier). Le miroir est refroidi jusqu'à ce qu'il apparaisse de la condensation à sa surface. Cette technique de mesure de l' a_w repose sur le fait que l'air peut être refroidi jusqu'au point de saturation sans modification de sa teneur en eau.

À l'équilibre, l'humidité relative de l'air présent dans la chambre est égale à l'activité d'eau de l'échantillon. On détermine la température exacte (température de rosée ou point de rosée) à laquelle la condensation de la vapeur d'eau se produit. On note également la température de la surface de l'échantillon. À partir de ces deux températures, on peut déterminer l'activité de l'eau. Cette méthode est très précise mais la manipulation de l'appareillage exige un certain savoir-faire et elle est onéreuse (Mesures, 2003).

La Figure II.16 présente l'Analyseur de Sorption de Vapeur AquaLab (VSA) (Decagon Devices, Inc, Pullman, USA) qui a été utilisé dans ce travail.

Le VSA est le seul générateur automatique d'isotherme de sorption qui permet d'obtenir des isothermes en utilisant à la fois les méthodes dynamiques et les méthodes statiques. Pour produire les isothermes dynamiques, le VSA utilise la méthode du point de rosée (Bennamoun & Belhamri, 2006). Pour produire les isothermes statiques ou d'équilibre, le VSA utilise une humidité contrôlée et un système d'équilibre, communément appelé méthode dynamique de sorption de vapeur (DVS).



Figure II.16. Analyseur de sorption de vapeur AquaLab (VSA) (Decagon Devices, Inc, Pullman, USA)

II.3.6. CAPACITÉ DE DE RÉHYDRATATION

II.3.6.1. Définition et propriétés

D'une façon générale, les aliments déshydratés doivent être réhydratés avant leur utilisation ou leur consommation. Cependant de nombreux fruits sont consommables sous forme séchée. Au contraire, la plupart des légumes sont plus appétissants une fois réhydratés. Certains aliments séchés comme les tomates, les piments, les poivrons ou les aubergines peuvent être partiellement « réhydratés » dans un mélange d'eau et d'huile végétale.

Les fruits et légumes réhydratés n'auront pas le même aspect ni la même texture que les aliments frais.

La réhydratation est un processus complexe visant à la restauration des propriétés de la matière première fraîche. La réhydratation des produits déshydratés se compose généralement de trois processus simultanés : l'imbibition par l'eau de la matière sèche, le gonflement des produits réhydratés et la fuite de solutés (Lee *et al.*, 2006).

Pendant le processus de réhydratation, la matière sèche est trempé dans l'eau et subit plusieurs modifications simultanées telles que, par exemple, sa porosité, ses propriétés de texture ou encore son volume. Le terme générique « qualité »" comprend un certain nombre de paramètres du produit réhydraté. Ils sont très importants pour le développement de nouveaux produits industriels avec des propriétés technologiques ou d'usage ciblées. Les propriétés liées à la qualité pourraient être classifiées de la façon suivante :

- Les propriétés structurales (densité, porosité, distribution de la taille des pores, volume spécifique) ;
- Les propriétés optiques (couleur, apparence de la surface) ;

- Les propriétés rhéologiques ou de texture (résistance à la compression, résistance à la traction, ...).
- Les propriétés mécaniques (produit à l'état vitreux, cristallin ou caoutchouteux)
- Les propriétés sensorielles (odeur, goût, saveur)
- Les propriétés nutritionnelles (teneur en vitamines, en protéines, etc) (Krokida et Philippopoulos, 2005).

Les facteurs qui influencent le processus de réhydratation ont été examinés Lewicki (1998) puis par Rahman et Perera (2007). Ces facteurs sont la porosité, le réseau de capillaires et les cavités proches de la surface, la température, les bulles de gaz piégées, l'état amorphe-cristallin, les solides solubles, l'état de siccité, les anions, et le pH de l'eau de trempage. La porosité, le réseau de capillaires et les cavités proches de la surface améliorent le processus de réhydratation, alors que la présence de bulles de gaz est un obstacle majeur à la pénétration du fluide. En général, la température augmente fortement la première étape de réhydratation. La présence d'anions dans l'eau affecte l'augmentation du volume lors de l'absorption de l'eau (Rahman et Perera, 2007).

II.3.6.2. Modèle de réhydratation (Lewicki, 1998b)

De nombreux auteurs se sont intéressés à la capacité de la matière sèche à se réhydrater. Cependant, il n'y a peu de cohérence dans les méthodes mises en œuvre, ni dans la nomenclature utilisée.

Les résultats des expériences sont exprimés de façon variable et très souvent le même indice est nommé différemment. L'indice le plus couramment utilisé pour exprimer la réhydratation du produit sèche est le rapport :

$$TR = \frac{\text{Masse après réhydratation}}{\text{Masse initiale}} \quad (\text{Eq. II.18})$$

TR est la capacité de réhydratation (Levi *et al.*, 1988) ou le taux de réhydratation (Quintero-Ramos *et al.*, 1992 ; Ranganna, 1986 ; Seow *et al.*, 1992 ; Min *et al.*, 1994) ou encore le coefficient d'hydratation (Ogwal & Davis, 1994).

Le rapport suivant est également utilisé :

$$TR = \frac{\text{Masse après réhydratation}}{\text{Masse de matière sèche}} \quad (\text{Eq. II.19})$$

TR reste encore toujours dénommé le taux de réhydratation (Mudahar *et al.*, 1989 ; Mudahar *et al.*, 1992; Shilton et Niranjana, 1994). Cet indice est ambigu parce que certains auteurs ne précisent pas si la masse de matière sèche est évaluée avant ou après la réhydratation.

On trouve également le rapport :

$$TR = \frac{\text{Masse après réhydratation}}{\text{Masse avant hydratation}} \times 100 \quad (\text{Eq. II.20})$$

TR est appelé le pourcentage de réhydratation (Jayaraman *et al.*, 1990), la réhydrabilité (Farkas et Singh, 1991), le taux de restauration (Zhang *et al.*, 1994.). D'autres indices de la réhydratation figurent également dans la littérature:

Le rapport :

$$TR = \frac{\text{Masse d'eau absorbée au cours de la réhydratation}}{\text{Masse de matière sèche}} \quad (\text{Eq. II.21})$$

TR est alors la réhydratation (Mazza and LeMaguer, 1980) ou la capacité de réhydratation (Karathanos, 1993). De nouveau, les auteurs ne précisent pas si la masse de matière sèche est mesurée avant ou après la réhydratation.

Le rapport :

$$TR = \frac{\text{Teneur en eau après la réhydratation}}{\text{Matière sèche du produit}} \quad (\text{Eq. II.22})$$

TR est dénommé la capacité de réhydratation par (Kramer *et al.*, 1994).

En outre, certaines mesures spécifiques de réhydratation sont proposées. Ces mesures représentent les processus qui ont lieu au cours du séchage et de la réhydratation. Levi *et al.* (1988) ont introduit la mesure de la perte de matière sèche lors de la réhydratation. Elle est calculée à partir de l'équation :

$$TR = \frac{\text{Matière sèche avant réhydratation} - \text{matière sèche après réhydratation}}{\text{Matière sèche avant réhydratation}} \quad (\text{Eq. II.23})$$

Le Loch-Bonazzi *et al.* (1992) calculent la capacité de réhydratation comme :

$$RC = \frac{\text{Masse d'eau absorbée au cours de la réhydratation}}{\text{Masse d'eau éliminée au cours du séchage}} \quad (\text{Eq. II.24})$$

Il est évident qu'aucune de ces mesures n'exprime la capacité à restaurer les propriétés de la matière première fraîche.

Dans notre travail, la capacité du produit à se réhydrater a été évaluée comme suit :

$$TR = \frac{M_r - M_d}{M_d} \quad (\text{Eq. II.25})$$

Où M_r : Masse de matière réhydratée à l'instant t (g).

M_d : Masse de matière sèche mesurée avant réhydratation (g).

II.3.7. CAPACITÉ DE RÉTENTION D'EAU

Le terme « capacité de rétention d'eau » (WHC – *Water Holding Capacity*) est utilisé dans la littérature pour désigner la quantité d'eau pouvant être contenue dans un produit alimentaire. La signification de WHC a été appréciée par Gray et Tainter (1941) travaillant sur l'effet laxatif de fibres alimentaires, qui le considérait alors comme la « puissance au gonflement »

(Elhardallou and Walker, 1993). McConnell *et al.* (1974) ont trouvé que la WHC avait les valeurs les plus importantes pour la laitue, la carotte, le concombre, le céleri et l'aubergine tandis qu'elle était faible pour le maïs, l'avoine, la pomme de terre, la banane et le blé.

La capacité de rétention d'eau traduit l'importance de l'interaction protéine-eau dans les systèmes alimentaires. Ainsi, WHC est la capacité d'une matrice à absorber et retenir l'eau liée, contenue dans les capillaires, et globalement physiquement piégé. Elle s'oppose à l'écoulement de l'eau en dehors de la matrice sous l'effet de la gravité (Damodaran and Paraf, 1997).

Dans notre cas, la capacité de rétention d'eau (WHC) est déterminée en utilisant des méthodes modifiées à partir des travaux de Heywood et al. (2002) et de Lin et Zayas (1987). Une quantité de 2 grammes d'échantillon de poudre du produit séché est dispersée dans 20 mL d'eau distillée dans un flacon de centrifugeuse de 30 mL. Les flacons sont agités, et laissés à reposer de 5 à 30 min à la température ambiante pour étudier l'effet du temps de repos sur la WHC, puis centrifugés à la vitesse 3500 rpm pendant 30 min avec une centrifugeuse SIGMA 3K15 (Sigma Zentrifugen GmbH, Osterode, Allemagne). Le surnageant est ensuite éliminé.

WHC (g d'eau / g de poudre) est calculée comme suit (Traynham et al., 2007) :

$$WHC = \frac{[(m_{après} - m_{avant}) - m_{poudre}]}{m_{poudre}} \quad (Eq. II.26)$$

Avec :

$m_{après}$: Masse du flacon contenant le produit après centrifugation (g)

m_{avant} : Masse du flacon seul (g)

m_{poudre} : Masse de poudre du produit séché (g)

Un produit qui n'a aucune capacité à se réhydrater a une valeur de WHC = 0. Un produit capable d'absorber son « poids en eau » a une valeur de WHC = 1. La valeur de WHC représente ainsi le nombre de fois qu'un produit est capable d'absorber son propre « poids en eau ».

CHAPITRE II.4.

MÉTHODE DES PLANS D'EXPÉRIENCES

II.4.1. INTÉRÊTS DES PLANS D'EXPÉRIENCES

Les plans d'expériences sont utilisés dans les études industrielles en recherche-développement. Ils interviennent dans de nombreux domaines tels que:

- les industries chimiques, pétrochimiques et pharmaceutiques
- les industries mécaniques et automobiles
- les industries métallurgiques

Leur utilisation vise aux buts suivants :

- détermination des facteurs clés dans la conception d'un nouveau produit ou d'un nouveau procédé
- optimisation des réglages d'un procédé de fabrication ou d'un d'appareil de mesure
- prédiction par modélisation du comportement d'un procédé

Les plans d'expériences s'inscrivent dans une démarche générale d'amélioration de la qualité (Triboulet, 2008).

Seule la réalisation d'expériences va permettre d'appréhender et de modéliser de tels phénomènes complexes. Si ces expériences sont effectuées sans une méthodologie rigoureuse il est fort probable qu'elles vont soit conduire à des impasses (modèle impossible à ajuster, résultats incohérents, *etc...*) soit à des résultats de qualité décevante. C'est pourquoi, la méthode des plans d'expériences est préconisée afin d'optimiser ce type de démarche. L'objectif principal de cette méthode peut être résumé par la devise (Tinsson, 2010):

« Obtenir un maximum d'information en un minimum d'expériences »

Les modèles statistiques obtenus par cette démarche sont de type « boîte noire » : il est possible de calculer la réponse d'un système à partir des entrées qui le sollicitent sans pour autant connaître les processus internes de ce système.

II.4.2. TERMINOLOGIE

La grandeur d'intérêt, qui est généralement notée « y », porte le nom de « réponse ». Les variables qui peuvent modifier la réponse sont appelées « facteurs ». On parle donc des facteurs qui influent sur une réponse (Tinsson, 2010).

Parmi les facteurs on distinguera :

- les facteurs contrôlables qui dépendent directement du choix du technicien (pression, température, matériau, ...)

- les facteurs non contrôlables qui varient indépendamment du choix du technicien (conditions climatiques, environnement d'utilisation,...)
- les facteurs d'entrée dont on cherche à analyser une influence (matière première, vitesse d'agitation, température, rendement,...)

Les facteurs étudiés dans un plan d'expériences sont bien entendus les facteurs d'entrée. Un facteur est une grandeur le plus souvent mesurable mais il peut s'agir d'une grandeur qualitative comme les différents lots d'une matière première.

La réponse est la grandeur mesurée à chaque essai; le plan vise à déterminer quels facteurs l'influencent ou quelle est son évolution en fonction de ceux-ci. Cette grandeur est le plus souvent mesurable mais elle peut également être qualitative (Triboulet, 2008).

II.4.3. ÉTAPES D'UNE ÉTUDE PAR PLANS D'EXPÉRIENCES

II.4.3.1.1. Détermination de la réponse et des facteurs d'étude

L'étude doit avant tout avoir un but précis : minimiser un coût de fabrication, chercher les paramètres influents ...

À ce niveau, il est important de rassembler l'ensemble des personnes ayant à titre divers une connaissance du sujet : l'ingénieur de production, le responsable du laboratoire d'analyses, le technicien en charge de la fabrication, l'opérateur de fabrication ... Tous peuvent fournir une information essentielle pour les questions suivantes :

- Choix de la réponse la plus judicieuse
- Moyens de mesure adaptés
- Facteurs potentiellement influents
- Choix du domaine d'étude de ces facteurs
- Éventuelles interactions à rechercher
- Contrôle des facteurs non étudiés

Une difficulté importante est la détermination du domaine d'étude. Le domaine de variation des facteurs doit permettre de couvrir le domaine réel d'utilisation des facteurs... mais pas plus. Par exemple, il est ainsi inutile d'obtenir des informations pour une substance chimique à une concentration qu'elle n'est pas autorisée à atteindre en raison de contraintes environnementales.

II.4.3.1.2. Choix d'un modèle

Les plans d'expériences dits factoriels utilisent tous le modèle mathématique suivant qui relie la réponse y aux facteurs $x_1, x_2, \dots, x_i, \dots, x_n$. Ce modèle théorique est postulé a priori. Il s'agit d'un modèle de type polynomial.

$$y = a_0 + a_1 \cdot x_1 + a_2 \cdot x_2 + \dots + a_n \cdot x_n + \sum_{i,j=1, i \neq j}^n a_{ij} \cdot x_i \cdot x_j + \sum_{i,j,k=1, i \neq j \neq k}^n a_{ijk} \cdot x_i \cdot x_j \cdot x_k + \dots \quad (\text{Eq. II.27})$$

où $a_0, a_1 \dots$ sont les coefficients du polynôme.

Les termes produits de type par exemple $a_{ij} \cdot x_i \cdot x_j$ correspondent aux interactions entre les facteurs étudiés (Triboulet, 2008).

II.4.3.1.3. Choix des expériences à réaliser

Plusieurs types de plans d'expériences peuvent être envisagés selon le processus à étudier et les opérations à modéliser. Nous pouvons ainsi utiliser : un plan factoriel complet, un plan factoriel fractionnaire ou encore un plan central composite.

Les plans factoriels complets sont des plans dits sans risque car ils permettent de déterminer tous les effets et toutes les interactions sans ambiguïtés. Le nombre d'essais nécessaire est au moins égal au nombre total de coefficients à déterminer. Néanmoins ils présentent une limite essentielle : le nombre d'essais augmente très rapidement avec le nombre de facteurs. On atteint déjà 128 expériences pour 7 facteurs ce qui devient donc rapidement très onéreux à réaliser (Triboulet, 2008).

Les plans factoriels fractionnaires sont caractérisés en ce que l'on ne réalise pas toute les combinaisons de niveaux.

Les plans centraux composites sont constitués de trois parties (Figure II.17) :

- Le plan factoriel : c'est un plan factoriel complet à deux niveaux par facteurs. Les points expérimentaux sont aux sommets du domaine d'étude.
- Le plan en étoile : les points du plan en étoile sont sur les axes et ils sont, en général, tous situés à la même distance du centre du domaine d'étude. Ce sont les points les plus extrêmes du domaine d'étude et leur distance au centre est généralement notée « α ». Ils permettent, en particulier, d'étudier des phénomènes non linéaires.
- Les points au centre du domaine d'étude. On prévoit très souvent des points expérimentaux situés au centre du domaine d'étude, et cela aussi bien pour les plans factoriels que pour les plans en étoile (Goupy and Creighton, 2006). Ces points permettent de quantifier la reproductibilité des expérimentations réalisées.

Le nombre total d'essais à réaliser (n) est la somme des essais du plan factoriel (n_f) des essais du plan en étoile (n_a) et des essais au centre (n_0). Le nombre d'essais (n) d'un plan composite est ainsi donné par la relation : $n = n_f + n_a + n_0 = 2^k + 2k + n$ (avec k : le nombre de facteurs).

Dans nos travaux, deux paramètres opératoires sont étudiés dans tous les cas. Un plan central composite à deux facteurs a été choisi (Figure I.17).

Pour étudier l'effet des paramètres de DIC sur la carotte et la pomme, le nombre total de points expérimentaux est : $n = 2^2 + 2 \times 2 + 5 = 13$.

Pour l'effet de la température et de la vitesse de l'air sur le séchage, le nombre total de points expérimentaux est : $n = 2^2 + 2 \times 2 + 3 = 11$.

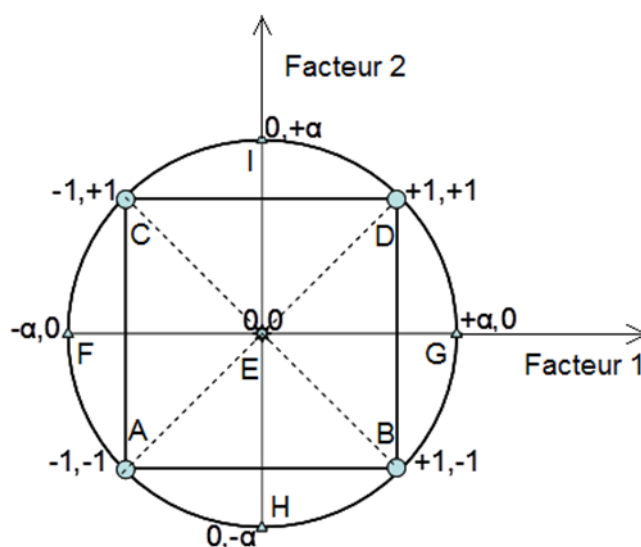


Figure II.17 Plan central composite à 2 facteurs.

II.4.3.1.4. Réalisation des essais

Un soin tout particulier doit être apporté à l'exécution des essais. Il faut notamment vérifier que les facteurs contrôlables mais non étudiés soient bien fixés à des valeurs précises. Par exemple, dans notre cas, pour l'étude de matière première d'origine agricole, il est bien sûr préférable, et dans toute la mesure du possible, de ne pas avoir à changer de lot de matière première durant l'ensemble de l'expérimentation (Triboulet, 2008).

Ceci pose évidemment la question de la conservation des bioproduits sur la durée d'une étude qui peut être longue.

II.4.3.1.5. Interprétation des résultats des essais

Un plan d'expériences doit être conçu comme un moyen de déterminer les facteurs ou les interactions qui ont une influence statistiquement significative sur la ou les réponses étudiées. L'exploitation des résultats expérimentaux est souvent assez rapide ... grâce à l'utilisation de logiciels dédiés. Le principe de l'exploitation est simple : il consiste à calculer les coefficients

du modèle polynomial. Plus la valeur absolue d'un coefficient est élevée, plus le terme correspondant (facteur simple ou interaction) est influent sur la réponse étudiée.

La difficulté est de pouvoir distinguer une véritable influence et le rôle de l'incertitude entachant inévitablement toute mesure.

En conclusion de l'étude, on fournit la liste des facteurs influents et, la plupart du temps, l'expression du modèle en ne retenant que les coefficients identifiés comme statistiquement significatifs.

Il est bon de signaler que le modèle obtenu ne doit être utilisé qu'à l'intérieur du domaine d'étude (d'où l'utilité d'une étude préalable correcte) : toute extrapolation est très risquée car elle pourrait apporter des résultats bien différents de ceux attendus. On répétera de nouveau que le modèle fourni n'a pas de signification physique et ne saurait être assimilé à une loi physique (Triboulet, 2008).

II.4.4. ANALYSES STATISTIQUES

L'analyse des résultats a été réalisée par le plan expérimental à l'aide du logiciel Statgraphics Centurion XV version 15 (MANUGISTICS Inc., Rockville, États-Unis). Nous avons choisi ce logiciel pour les raisons suivantes :

- Son interface intuitive et sa gestion dynamique des données permet de réduire le temps consacré à l'analyse des données.
- Une aide intégrée aide l'utilisateur à interpréter les résultats de façon aussi claire et concise que possible.
- De nombreuses représentations graphiques de résultats sont disponibles.
- Il est possible d'exporter les résultats vers d'autres applications.

Le logiciel Statgraphics permet d'interpréter des résultats obtenus dans le domaine avec un modèle polynomial d'ordre 1 ou 2 à plusieurs facteurs. Le modèle de deuxième ordre pour k facteurs est décrit comme suit (Mounir, 2007) :

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{\substack{j=2 \\ j>i}}^k \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon \quad (\text{Eq. II.28})$$

Où :

Y : Variable réponse mesurée,

β_i : Coefficients de régression,

x_i : Facteurs (variables opératoires),

k : Nombre de facteurs

ε : Erreur aléatoire.

i et j : Indices des facteurs.

En plus du modèle statistique, les résultats sont présentés dans ce travail sous les formes suivantes (Charles, 2013; Nguyen, 2014) :

- Des tableaux résumant l'analyse de la variance (ANOVA), qui est une méthodologie pour analyser l'effet de facteurs qualitatifs sur une réponse. Une ANOVA décompose la variabilité de la réponse en fonction des différents facteurs. En fonction du type d'analyse, il peut être important de déterminer: (a) les facteurs significatifs qui ont un effet sur la réponse et/ou (b) la part de la variabilité de la réponse qui peut être attribuée à chacun des facteurs.
- Des diagrammes de Pareto qui sont fréquemment utilisés pour visualiser les paramètres significatifs.
- Des représentations graphiques de la variation de la réponse en fonction des niveaux des facteurs. Ces représentations permettent, entre autres, de mettre en évidence l'importance des non-linéarités du modèle.
- Des graphiques montrant les valeurs calculées par le modèle en fonction des valeurs observées. Ces graphiques permettent de se rendre compte de la qualité globale du modèle. Ils sont complétés par la valeur du coefficient de corrélation R^2 et dans l'ANOVA par le manque d'ajustement du modèle (qui doit être non significatif pour valider le modèle).

Dans nos études, nous avons effectué la comparaison entre les produits après traitement DIC et la matière première brute. Les principales, étapes suivies pour la construction et l'analyse des plans d'expériences ont été, classiquement, les suivantes :

Étape 1: Définir le plan

Le plan d'expériences est créé en renseignant une suite de boîtes de dialogue dans le logiciel. Dans ces boîtes de dialogue, l'utilisateur définit les facteurs expérimentaux et les réponses, le domaine expérimental, l'ordre de randomisation et l'existence ou non des blocs.

Étape 2 : Effectuer les expériences

Les essais expérimentaux définis à l'étape 1 sont mis en œuvre et les réponses sont saisies dans le tableur du plan d'expériences.

Étape 3 : Analyser les expériences

On utilise les résultats de l'ANOVA représentés sous la forme du diagramme de Pareto pour visualiser l'effet des facteurs sur la réponse. Un facteur dont la valeur est plus grande que la barre verticale représentée sur le diagramme est significatif (Figure II.18).

Si aucun facteur n'est significatif (Figure II.19), on calcule la valeur moyenne des points obtenus par traitement DIC et on la compare avec la valeur de la matière première sous forme d'un « Box and Whiskers Plot » aussi dénommé en français « boîte à moustaches » (Figure II.20). Ce graphique permet de représenter les valeurs moyennes, médianes et extrêmes des essais.

Si l'un au moins des facteurs étudiés est significatif, on poursuit l'analyse des données.

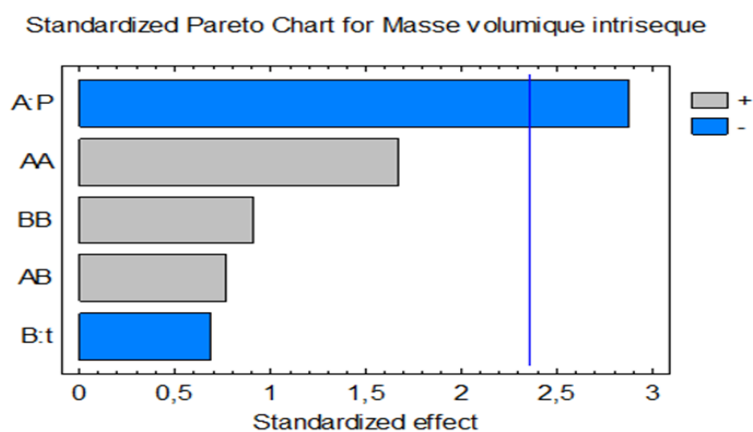


Figure II.18. Le diagramme de Pareto avec statistiquement significatif

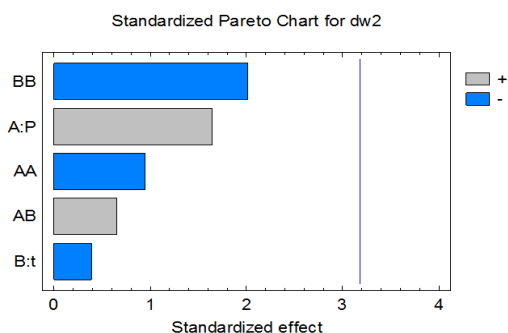


Figure II.19. Le diagramme de Pareto avec statistiquement non significatif

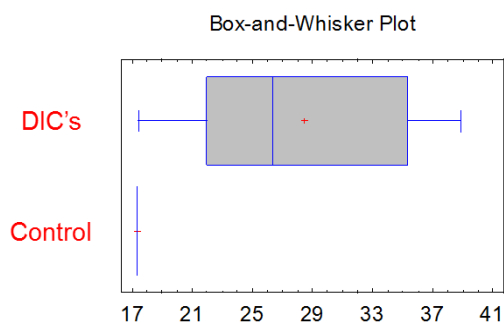


Figure II.20. Comparaison entre les produits DIC et la matière première

Étape 4 : Poursuivre l'analyse des données

Les réponses sont analysées et un modèle statistique est construit. Habituellement le principe de parcimonie est appliqué pour retirer du modèle les effets non significatifs.

Étape 5 : Optimiser les réponses

Le paramétrage optimal des facteurs est calculé pour optimiser les réponses désirées. Si plusieurs réponses sont présentes, une fonction de désirabilité est construite. Cette fonction permet l'optimisation d'un problème multi-objectif. Certains de ces objectifs étant contradictoires, il s'agit d'établir un compromis.

II.4.5. PLAN D'EXPÉRIENCES DANS LE TRAITEMENT DIC

Afin d'analyser l'impact des paramètres opératoires de la DIC et de les optimiser en termes des paramètres de réponse adéquats, les plans d'expériences centraux composites à deux paramètres et cinq niveaux opératoires ont été appliqués. Dans cette étude, avec des produits en morceaux, deux paramètres opératoires de la DIC ont été étudiés : la pression absolue de la vapeur d'eau dans l'enceinte (P) et le temps de traitement (t), tandis que les autres paramètres ont été maintenus constants.

Les facteurs réponse sont issus des différentes caractérisations masse volumique, masse volumique intrinsèque, porosité, taux d'expansion, diffusivité effective, accessibilité initiale, capacité de réhydratation et capacité de rétention en eau.

Des essais préliminaires, effectués avec chacun des produits considérés, ont permis d'identifier les limites de variation des paramètres opératoires. Ces limites sont décrites dans le tableau ci-dessous :

Tableau II.4 : Domaine de variation des paramètres opératoires dans le traitement DIC.

Produits	Pression de vapeur (MPa)		Temps de traitement (s)	
	Minimum	Maximum	Minimum	Maximum
Carotte (cube 20 mm)	0,1	0,5	5	55
Carotte (rondelle 8 mm)	0,1	0,4	10	40
Pomme (cube 10 mm)	0,1	0,4	10	40

Les divers plans d'expériences réalisés pour les différents produits étudiés sont décrits dans les tableaux les suivants :

II.4.5.1. Carotte en cube 20 mm

Tableau II.5. Plan d'expériences de traitement DIC de la carotte en cube 20 mm

Points	Pression de vapeur (MPa)	Temps de traitement (s)
Point min (-α)	0,10	5,0
Point (-1)	0,16	12,3
Central point	0,30	30,0
Point (+1)	0,44	47,7
Point max (+α)	0,50	55,0

II.4.5.2. Carotte en rondelle 8 mm

Tableau II.6. Plan d'expériences de traitement DIC de la carotte en rondelle 8 mm

Points	Pression de vapeur (MPa)	Temps de traitement (s)
Point min (- α)	0,10	10,0
Point (-1)	0,14	14,4
Central point	0,25	25,0
Point (+1)	0,36	35,6
Point max (+ α)	0,40	40,0

II.4.5.1. Pomme en cube 10 mm

Tableau II.7. Plan d'expériences de traitement DIC de la pomme en cube 10 mm

Points	Pression de vapeur (MPa)	Temps de traitement (s)
Point min (- α)	0,10	10,0
Point (-1)	0,14	14,4
Central point	0,25	25,0
Point (+1)	0,36	35,6
Point max (+ α)	0,40	40,0

II.4.6. PLAN D'EXPÉRIENCES POUR L'ÉTUDE DE L'EFFET DE LA TEMPÉRATURE ET DE LA VITESSE DE L'AIR

Afin d'étudier l'impact des paramètres de l'air de les optimiser en termes des paramètres de réponse adéquats, des plans d'expériences centraux composites à deux paramètres opératoires ont été appliqués. Pour cette démarche, deux paramètres ont été étudiés : la température (T) et la vitesse (v), tandis que l'humidité relation a été maintenue constante.

Après avoir étudié le pilote de séchage, les limites de variation des paramètres de l'air sont décrites dans le tableau ci-dessous :

Tableau II.8. Domaine de variation des paramètres de l'air.

Produits	Température (°C)		Vitesse (m/s)	
	Minimum	Maximum	Minimum	Maximum
Pomme (cube)	20	60	3	15
Carotte (rondelle)	20	60	3	15
Produit spécifique contrôlé	20	60	3	15

Le plan d'expériences réalisé est présenté dans le tableau suivant :

Tableau II.9. Plan d'expériences du séchage

Points	Température (°C)	Vitesse (m/s)
Point min (-α)	20,00	3,0
Point (-1)	25,86	4,8
Central point	40,00	9,0
Point (+1)	54,14	13,2
Point max (+α)	60,00	15,0

PARTIE III. RÉSULTATS

INTRODUCTION

Dans ce chapitre, les résultats sont présentés sous forme de trois articles. Le premier article a fait l'objet d'une publication dans un congrès international et les deux suivants ont été déposés auprès de deux journaux à comité de lecture (processus de review en cours).

- Le premier article « **Effect of Instant Controlled Pressure Drop (DIC) treatment on the properties of dried carrot** » a été publié dans les actes du 19th International Drying Symposium qui s'est tenu à Lyon du 24 au 27 août 2014. L'objectif de cet article est de comparer les différentes technologies de séchage de la carotte en cube de 2 cm de côté : séchage traditionnel à l'air chaud (THAD) et Swell Drying (SD) défini en tant qu'un couplage du séchage par air chaud à la texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC). Différentes températures d'air (40, 50 et 60 °C) ont été testées. La DIC consiste à maintenir le produit alimentaire dans une vapeur à haute température et à haute pression ($P = 0,1 - 0,5$ MPa) pendant un court temps de traitement ($t = 5 - 55$ s) suivie par une chute de pression instantanée vers un vide. La modélisation de la cinétique de séchage a été réalisée et les valeurs d'accessibilité initiale de l'eau et de diffusivité effective ont été déterminées. Les propriétés physiques des produits ont également été caractérisées.
- Le deuxième article « **Experiment and fundamental critical analysis of diffusion model of airflow drying** » a été soumis à la revue internationale *Drying Technology*. Pour cet article, nous avons d'abord réalisé une revue de la littérature scientifique sur le séchage des agro-matériaux. Les différentes publications analysées font apparaître que les auteurs sont unanimes sur le fait que le temps de séchage diminue avec l'augmentation de la température de l'air, avec la diminution de l'humidité relative de l'air et avec la réduction de l'épaisseur du produit. Cependant, l'analyse des effets de la vitesse de l'air conduit à des conclusions contradictoires. Quelques rares travaux de recherche se sont penchés sur l'établissement de corrélations entre la cinétique de séchage et ce paramètre opératoire spécifique. Certains auteurs ont mis en évidence que la vitesse de l'air n'entraînait aucune modification du séchage, tandis que d'autres ont tenté d'établir des modèles empiriques entre la diffusivité effective et cette vitesse, ce qui est fondamentalement erroné. Dans un deuxième temps, nous proposons une analyse des phénomènes de transfert pendant le processus de séchage et permet de mettre en évidence la relation entre le transfert externe et la vitesse de l'air ainsi que la relation entre le transfert interne et la diffusivité effective. Il s'agit ainsi d'identifier

une vitesse critique de l'air (CAV), fonction de la diffusivité effective et la taille du produit.

- Le troisième article « **Empirical relationships between temperature, porosity and water Content, and the effective moisture diffusivity of Coupled Washing / Diffusion (CWD) phenomenological drying model** » a été transmis à la revue *International Journal of Food Science & Technology*. Cet article utilise le modèle phénoménologique de séchage CWD (Coupled Washing / Diffusion) qui est pertinent pour l'analyse du procédé de séchage lorsque la résistance de transfert externe est plus faible que la résistance interne de diffusion de l'humidité. Dans ces conditions, il est possible d'identifier deux paramètres : la diffusivité effective et l'accessibilité initiale. Comme le Swell Drying implique le couplage entre un séchage à l'air chaud et l'opération de texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC), des fruits et légumes ont été traités par DIC (pour différentes pression de vapeur saturante et différents temps de traitement) pour obtenir des taux d'expansion variables. Ainsi, des échantillons de carotte et de pomme ont pu être texturés grâce à la DIC. Les produits obtenus ont ensuite été séchés en utilisant une vitesse de l'air de 5 m/s et trois températures (40, 50 et 60 °C). À partir des résultats expérimentaux qui couvrent de larges plages de teneur en eau et de taux d'expansion, un modèle empirique a été établi. Il appuie l'existence de corrélations entre ces variables d'entrée et la diffusivité effective considérée comme la variable de réponse du procédé.

CHAPITRE III.1.

EFFECT OF INSTANT CONTROLLED PRESSURE DROP DIC TREATMENT ON THE PROPERTIES OF DRIED CARROT

T.H. Nguyen^{1,2*}, J.L. Lanoisellé¹, K. Allaf²

¹Université de Bretagne Sud, Laboratoire d'Ingénierie des Matériaux de Bretagne (LIMATB)
Allée des Pommiers, 56300 Pontivy, France

²University La Rochelle, Laboratory of Engineering Sciences for the Environment (LaSIE),
Avenue Michel Crépeau, 17042 La Rochelle, France

*Corresponding author: Tel.: +33 6 49 95 93 05, E-mail: thu_ha.nguyen@univ-lr.fr

Abstract: The objective of this paper is to compare various drying technologies carried out on carrot; such as Traditional Hot Air Drying (THAD) and Swell Drying (SD) using Instant Controlled Pressure Drop process (DIC) at different air temperatures (40, 50 and 60 °C). DIC consists in keeping the food product in a high temperature – high pressure steam ($P = 0.1\text{--}0.5$ MPa) during a short time frame ($t = 5\text{--}55$ s) followed by an instant pressure drop towards a vacuum. Moreover, modeling of kinetics was carried out through the starting accessibility and the effective moisture diffusivity. The physical properties were investigated as well.

Keywords: Instant Controlled Pressure Drop, drying kinetics, density, porosity, effective moisture diffusivity.

III.1.1. INTRODUCTION

Carrots are one of the most commonly consumed vegetables. They are found throughout Europe, Central and West Asia and North Africa. The total production of carrots and turnips was almost 35.6 million tons in the world in the year 2011[1]. Carrots are rich in beta-carotene (pro-vitamin A) and contain other vitamins such as vitamin C, vitamin B1 and B2 and minerals. They are often eaten raw, grated in salads, juice, or used to make sweet dishes.

Drying is one of the conservation methods of carrots. It keeps good food nature and has throughout the year. Drying is a complex operation including simultaneous phenomena of heat and mass transfers. Drying methods imply various techniques, but thin layer drying is popular because of a great drying rate and a minimal loss of nutrients. Drying kinetics have been studied and different fundamental, phenomenological and empirical models were classified^[2]. They were used to describe the phenomenon of drying of fruits and vegetables such as apples^[3,4], mangos^[5], grapes^[6], carrots^[7], apricots^[8].

In order to improve drying process, Allaf and Vidal^[9] studied the fundamentals of these texturing operations. They noted that these processes depend mainly on autovaporized water, which is produced as a function of the difference in temperature between the initial treatment level T_i and the final equilibrium temperature T_e . Since a reduced pressure powerfully

decreases the water equilibrium temperature T_e , the release of pressure implies a great auto-generated amount of vapor. Instant Controlled Pressure Drop (DIC) process technology was created, defined, and studied in 1988 and applied in drying, sterilization and decontamination^[10], extraction^[11,12].

In drying field, many types of products have been treated and processing conditions optimized for several kinds of raw materials, depending on the objectives and the industrial needs and constraints with different final products, such as fish^[13], rice^[14], onions^[15], milk powder^[16], snacks and granule powders^[17], fruits and vegetables^[18], pepper^[19], strawberries^[20].

This study aims at comparing the characteristics of thin layer drying of carrots between Traditional Hot Air Drying (THAD) and DIC Swell-Drying (SD).

III.1.2. MATERIAL AND METHODS

III.1.2.1. Materials

Carrots were bought from a local supermarket at La Rochelle, France. Products were transported to the laboratory and stored during 24 h in fridge.

Sample Preparation

Carrots were washed, peeled and cut into 2 cm cubes. They were blanched in boiling water for 1 min and cooled. The samples were dried at 45 °C for 22 h until the water content of carrot was 25.5% dry basis. Carrots were divided in two lots, one for Traditional Hot Air Drying, the other for Swell-Drying (Figure III.1).

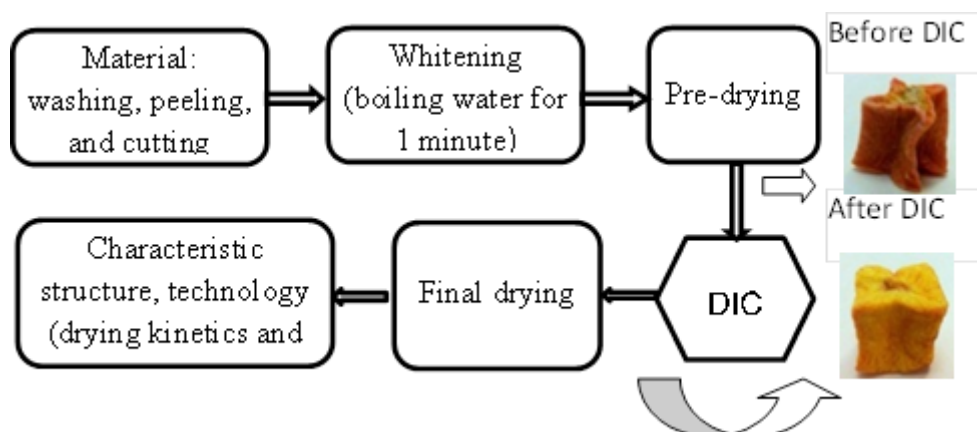


Figure III.1. Drying protocol of carrots

III.1.2.2. Description and principle of DIC

The DIC equipment^[9,21] has three main parts (Figure III.2):

- A treatment vessel in which the products are processed at high temperature/high pressure steam (usually up to 1 MPa).

- A vacuum system consisting of a large vacuum tank (120 times the volume of the treatment chamber) and a vacuum pump to achieve and keep constant a vacuum of 5 ± 0.1 kPa in all our experiments, just before the pressure drops.
- A pneumatic valve of a large diameter (more than 200 mm) provides the connection / separation between the vacuum tank and the treatment chamber. It can be opened in time < 0.1 s, which ensures the 'instant' fall of the reactor pressure.



Figure III.2. DIC pilot

In our experiments DIC treatment included the following two main steps of:

- establishing high steam pressure P between 0.1 and 0.5 MPa. During this step the product is exposed to the steam pressure for a treatment time t of 5 to 55 s and its temperature T is between 100 and 160 °C. It may take place after an initial vacuum step aiming at improving the contact between the surface and the steam.
- instant releasing toward a vacuum with a pressure drop rate $\Delta P/\Delta t > 0.5$ MPa s⁻¹, which infers a partial autovaporization of water, as well as texturing and instant cooling of the sample.

Finally, treatment chamber is opened after a return to atmospheric pressure.

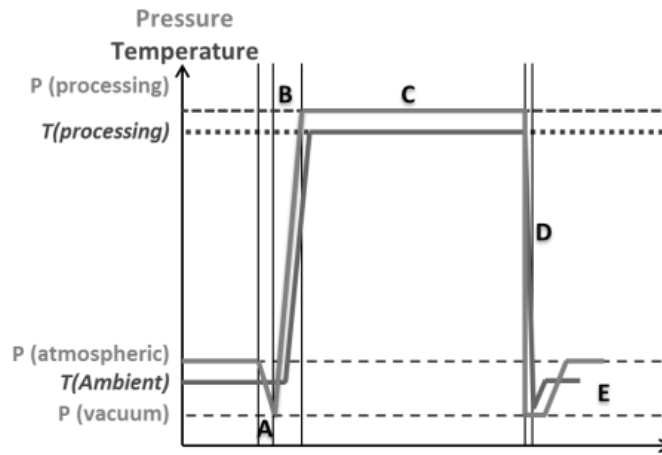


Figure III.3. Evolution of the temperature and pressure during a DIC treatment

(A): establishment of the vacuum within the processing reactor; (B): injection of steam at the selected pressure; (C) maintain of treatment pressure during selected time; (D): instant controlled pressure drop towards vacuum and (E): establishment of the atmospheric pressure within the processing reactor

III.1.2.3. Method of experiments

To analyze and optimize the impact of DIC operating parameters in terms of appropriate dependent parameters, central composite experiment method was adopted. In this work, after some preliminary trials, DIC operating parameters were kept constant and we only studied the absolute steam pressure P and the thermal holding time t , ranged from 0.1 to 0.5 MPa and from 5 to 55 s, respectively (Table III-1).

Table III-1. DIC processing parameters and ranges of saturated steam pressure and thermal holding time

Coded levels	$-\alpha$	-1	0	1	$+\alpha$
Steam pressure P (MPa)	0.10	0.16	0.30	0.44	0.50
Thermal holding times t (s)	5	12	30	48	55

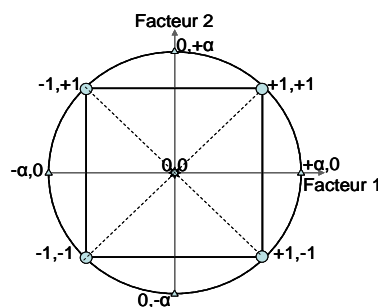


Figure III.4. Two factors composite design

The statistical treatment of results was performed using STATGRAPHICS[®] software for Windows[®] (Statgraphics centurion XV, StatPoint Technologies, Inc., USA). For each response (dependent variable Y), the software was used to carry out the statistical analyses of the experimental results. Variance (ANOVA) is retained to select significant differences

between operating parameters considered as independent variables x_i ($P \leq 0.05$). Pareto chart is introduced to traduce more conveniently this aspect and used to identify the significance level of independent variables. This can otherwise be verified by R^2 of the second-order polynomial model used as a prediction empirical model expressing the response parameter Y vs the independent variables x_i :

$$Y = \beta_o + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon \quad (\text{Eq. III.1})$$

Where: β_o , β_i , β_{ii} and β_{ij} were the regression coefficients, and ε the random error. Trends and response surface can also be used for expressing Y vs different x_i . Response Surface Methodology can be used to optimize the operating parameters.

III.1.2.4. Assessment methods

III.1.2.4.1. Bulk density

The determination of the bulk density of carrot ρ_a (kg/m^3) uses the indirect method. It is, firstly, to measure the volume V_1 of a sample immersed in a sand bath in a tube after taping 1000 times by Quantachrome DA-3 Autotap (Florida, USA). Secondly, the sample is taken off and the volume V_2 of the sand is measured after taping again 1000 times. The bulk density is calculated as:

$$\rho_a = \frac{m_p}{V_1 - V_2} \quad (\text{Eq. III.2})$$

Where: m_p = the mass of the product (kg),
 V_1 = the volume of powder and product (m^3),
 V_2 = the volume powder (m^3).

III.1.2.4.2. Intrinsic density

Intrinsic density ρ_{int} (kg/m^3) is the density of a pure substance or a composite material calculated from its components' densities considering conservation of mass and volume^[22]. The intrinsic density is determined using a helium pycnometer (AccuPyc 1330, USA) at 30 °C. Different commercial gases for volume measurement are available.

III.1.2.4.3. Porosity

Porosity ψ indicates the volume fraction of void space or air in a material and is defined as^[22]:

$$\psi = 1 - \frac{\rho_a}{\rho_{int}} \quad (\text{Eq. III.3})$$

III.1.2.4.4. Absolute expansion of product

The absolute expansion ε_{abs} is defined as the ratio of the intrinsic to the bulk densities of the product^[23]:

$$\varepsilon_{abs} = \frac{\rho_{int}}{\rho_a} = \frac{1}{1 - \psi} \quad (Eq. III.4)$$

III.1.2.4.5. Drying kinetics

The drying is assumed to be carried out through a short time air/surface interaction coupled to a long time diffusion process:

- Superficial interaction: the both convection heat transfer and vapor transport occur at the surface.
- Diffusion: the transfer of the liquid and/or vapor from the product core to its exchange surface.

The effective moisture diffusivity D_{eff}

The effective moisture diffusivity should be determined based on the second Fick's law, which uses the relationship with the moisture ratio (MR) as a dependent variable. The reduced water content MR_{t_1} according to Allaf *et al.*^[24] could be calculated as:

$$MR_{t_1} = \frac{W - W_{\infty}}{W_{t_1} - W_{\infty}} \quad (Eq. III.5)$$

Where: W_{t_1} = the water content at $t = t_1$ (eliminating the pure surface interaction effect),

W = the water content at any time,

W_{∞} = the equilibrium water content.

Fick's second law solution was identified by seeing an infinite slab (thickness of 20 mm versus 1200 mm² as surface). We also, assumed that (1) the system was isotropic and uniform in terms of initial water content, temperature, and structure, and (2) there was no shrinkage of the product^[25]. This gives the diffusion coefficient expressed as:

$$MR_{t_1} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\left(\frac{-(2n+1)^2 \pi^2 D_{eff} (t - t_1)}{4L^2}\right) \quad (Eq. III.6)$$

Where: D_{eff} = effective water content (m² s⁻¹)

L = half thickness of the slab (m)

$n = 1, 2, 3...$ the number of terms taken into consideration.

For long drying times ($MR < 0.6$), (Eq. III.6) can be simplified to its first term. Thus, taking the natural logarithm on both sides, one may obtain the following relationship:

$$\ln(MR_{t_1}) = \ln\left(\frac{8}{\pi^2}\right) - \left(\frac{\pi^2 D_{eff} (t - t_1)}{4L^2}\right) \quad (Eq. III.7)$$

The diffusion coefficient was determined by plotting experimental data (for $t > t_1$) in terms of $\ln(MR_{t_1})$ as a function of the drying time. The plot of (Eq. III.7) gives a straight line k with a slope equal to:

$$k = \frac{\pi^2 D_{eff}}{4L^2} \quad (Eq. III.8)$$

Starting accessibility

Since the diffusion model concerns are the only $t > t_1$ experimental trials, the extrapolated value computed at $t = 0$ of water content W_o usually has a distinct value of the real initial water content W_i . The difference δW_s expressed as g H₂O/100 g db^[24]:

$$\delta W_s = W_i - W_o \quad (\text{Eq. III.9})$$

represents the water quickly removed from the surface independently from the diffusion process.

The starting accessibility δW_s is defined to reveal the specific effect of the surface-hot air interaction. It normally should be positive $\delta W_s > 0$.

III.1.3. RESULTS OBTAIN FOR CARROT

III.1.3.1. Bulk density

The values of the bulk density of the dried matrix after a DIC texturing stage varied between 668 and 1318 kg m⁻³, which was lower than the control sample (1335 kg m⁻³; Table III-2). Statistical analysis of the experimental design showed the saturated steam pressure P and the thermal holding time t both highly significant on decreasing the bulk density (Figure III.5):

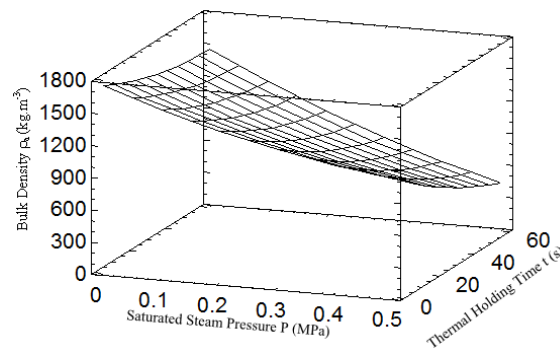


Figure III.5. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density

It allowed obtaining the following empirical model for the bulk density ($R^2 = 0.96$):

$$\rho_a = 1745.16 - 1904.53P - 8.8t + 1258.22P^2 - 12.70Pt + 0.072t^2 \quad (\text{Eq. III.10})$$

where P is expressed in MPa and t in s. The lowest bulk density was calculated at 651 kg m⁻³ for DIC texturing conditions of $P = 0.5$ MPa and $t = 36$ s.

III.1.3.2. Intrinsic density

The variation of intrinsic density ρ_{int} of DIC textured carrot is negligible and only a slight decrease of 1.2% was observed (from 1481 to 1499 kg m⁻³ for DIC textured sample against $\rho_{int} = 1506$ kg m⁻³ for raw material). Statistical analysis of the experimental design allowed obtaining Pareto chart and response surface (Figure III.6), as well as the empirical model:

$$\rho_{int} = 1457.08 + 104.66P + 1.6236t - 156.5P^2 + 0.099Pt - 0.0277t^2 \quad (\text{Eq. III.11})$$

Figure III.6 and (Eq. III.11) allow noting P^2 as the only significant term for intrinsic density.

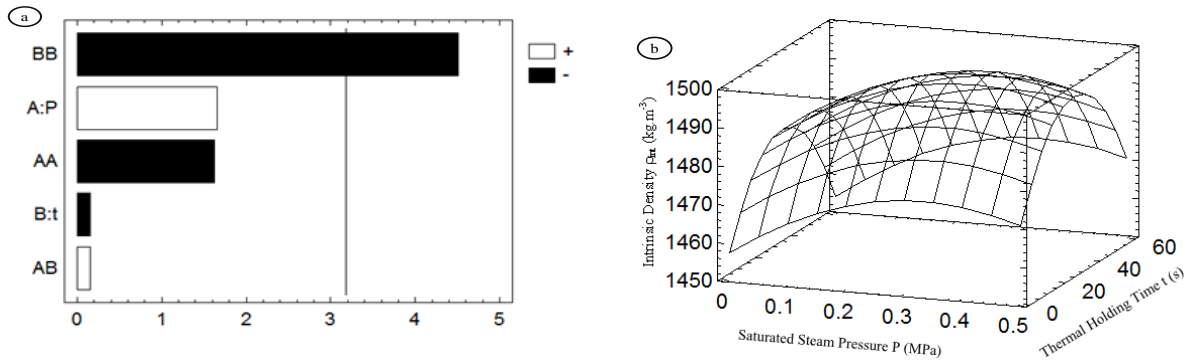


Figure III.6. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the intrinsic density ρ_{int} : a) Pareto chart; b) Response surface

Table III-2. The experimental values of physical properties of DIC textured carrot

Trial N°	P (MPa)	t (s)	ρ_{int} ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	ρ_a ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	ψ (-)	ε_{abs} (-)
Central	0.30	30	1499 ± 6	971 ± 21	0.35 ± 0.04	1.54 ± 0.09
DIC 2	0.50	30	1497	726	0.52	2.06
DIC 3	0.30	55	1485	731	0.51	2.03
DIC 4	0.440	48	1486	668	0.55	2.23
DIC 5	0.440	12	1489	926	0.38	1.61
DIC 6	0.160	12	1486	1305	0.12	1.14
DIC 7	0.160	48	1482	1175	0.21	1.26
DIC 8	0.10	30	1491	1318	0.12	1.13
DIC 9	0.30	5	1481	1303	0.12	1.14
RM*	-	-	1506	1335	0.11	1.13

* RM: Raw material

III.1.3.3. Porosity

The highest value of the porosity ψ of DIC-textured samples was 0.55 (Table III-2), which means ψ 5 times higher than the control's. An almost linear correlation between ψ and DIC operating parameters P and t is observed in Figure III.7.

The complete prediction model for porosity ψ

$$\psi = -0.178 + 1.28P + 0.0064t - 0.85P^2 + 0.009Pt - 0.00006t^2 \quad (\text{Eq. III.12})$$

is obtained with $R^2 = 0.96$, P in MPa and t in s. It allows maximizing $\psi = 0.536$, for $P = 0.5$ MPa and $t = 36$ s as saturated steam pressure and thermal holding time, respectively.

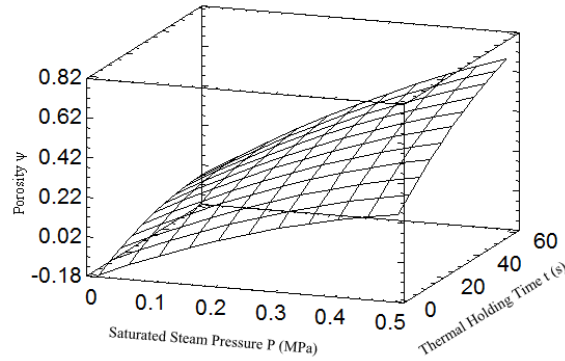


Figure III.7. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the porosity ψ

III.1.3.4. Absolute expansion of product

The highest absolute expansion ratio we obtained for DIC textured samples was $\varepsilon_{abs} = 2.23$ (Table III-2), this means twice more than the control sample (1.13). Here too, statistical analysis allowed identifying P and t as the main significant operating parameters (Figure III.8). When the pressure and the time increase, the absolute expansion increases.

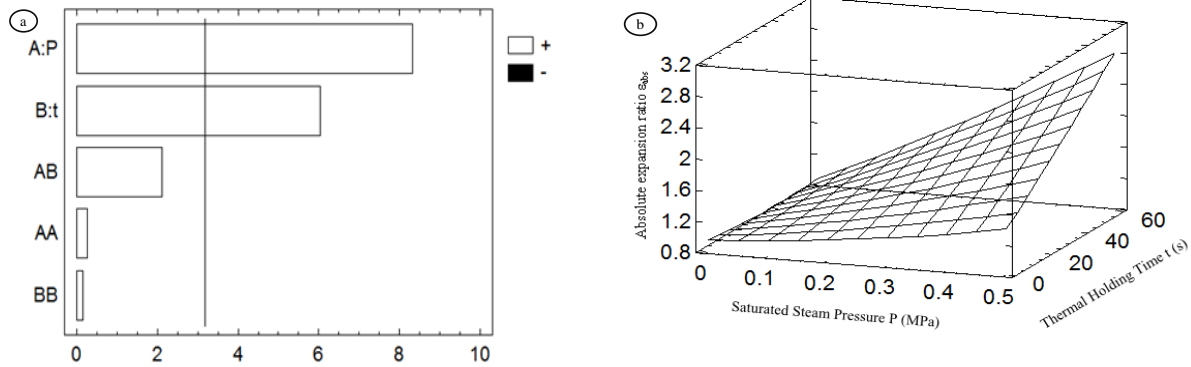


Figure III.8. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ε_{abs} : a) Pareto Chart; b) Response surface

The prediction model for absolute expansion ε_{abs} is:

$$\varepsilon_{abs} = 0.95 + 0.42P - 0.0029t + 0.92P^2 + 0.049Pt + 0.00004t^2 \quad (\text{Eq. III.13})$$

with $R^2 = 0.97$. It allows identifying the highest absolute expansion $\varepsilon_{abs} = 2.256$ at the optimum DIC conditions of $P = 0.49$ MPa and $t = 38$ s (these values are the same as the porosity values because absolute expansion and porosity are completely correlated (Eq. III.4).

III.1.3.5. Drying kinetics

The drying kinetics was studied for 40, 50 and 60 °C. Drying curves of raw material and the highest DIC expanded sample are shown in Figure III.9 ($T = 60$ °C). It is clear that the DIC texturing stage has a significant influence on the drying kinetics. The water diffusion from the core to the surface of the particle is as rapid as the product is porous.

For example, the water content of the sample control at temperature 60 °C reaches 17% after 4 hours of drying, whereas the point DIC 4 achieve the same water content after only

90 minutes. The drying time point DIC 4 with a saturated steam pressure of 0.44 MPa, a thermal holding time of 48 s gives the shortest drying time. Therefore, the drying time of carrot decreased significantly after DIC treatment and this implies a significant reduction in energy consumption. Indeed, the energy consumed by DIC is less than 200 Wh/kg db while the energy saved from the difference of drying kinetics is higher than 450 Wh/kg db.

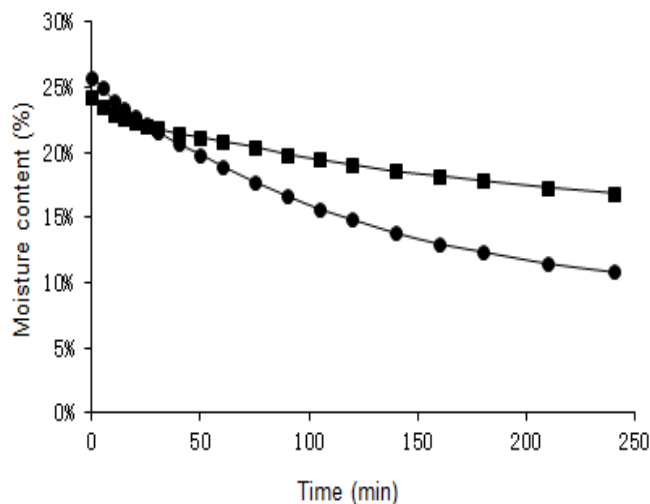


Figure III.9. Drying kinetics at $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$
(■ control sample; ● DIC 4)

III.1.3.5.1. Effective moisture diffusivity

Figure III.10 illustrated the impact of DIC operating parameters on effective moisture diffusivity for SD sampled. The obtained results showed that the higher the absolute saturated steam pressure and the thermal holding time, the higher the effective moisture diffusivity.

After DIC texturing stage, Table III-3 shows an effective moisture diffusivity systematically greater up to twice to three times more than untreated sample! Statistical analysis of the experimental design at the studied range of processing parameter allowed identifying the prediction models for the effective moisture diffusivity. At $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ the regression model was found with $R^2 = 0.97$:

$$D_{eff} = 12.9787 - 0.692P - 0.1716t - 8.72P^2 + 1.441Pt + 0.0005t^2 \quad (\text{Eq. III.14})$$

The highest value of $D_{eff} = 40.59 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ corresponded to the optimum DIC operating parameters of 0.48 MPa and 54 s for the saturated steam pressure and thermal hold time, respectively.

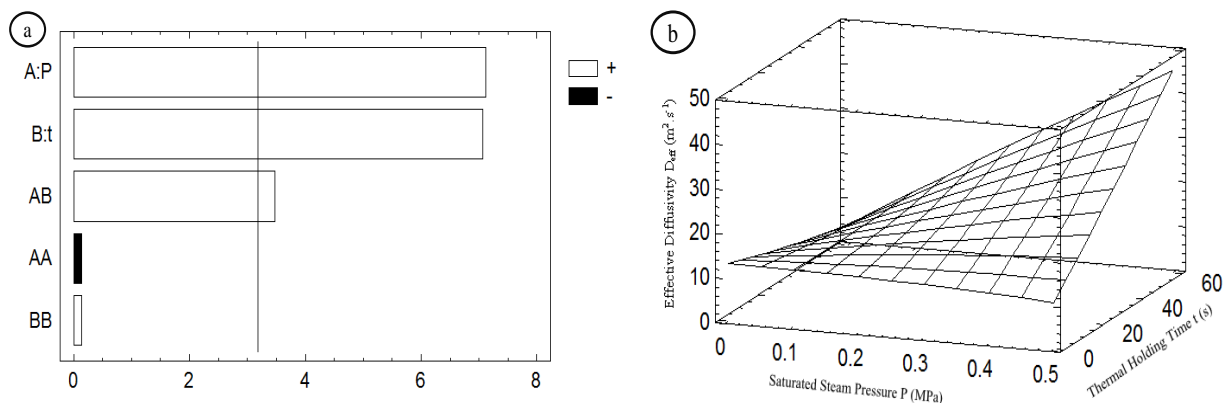


Figure III.10. Impact of DIC parameters; pressure (MPa) and time (s) on the effective moisture diffusivity at $T= 60\text{ }^{\circ}\text{C}$. a) Pareto chart; b) Response surface

III.1.3.5.2. Starting accessibility

The average values of the starting accessibility after a DIC texturing stage and drying at temperatures of $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ and $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ were shown in Table III-3.

The average value of starting accessibility was 1.5%, 1.65%, and 1.98% after DIC texturing, against 0.46%, 0.75%, and 0.94% for the control samples, at 40, 50, and $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, respectively. However, statistical analysis revealed that DIC operating parameters did not affect significantly the drying starting accessibility δW_s of SD samples.

Table III-3. The value of effective moisture diffusivity and starting accessibility of carrot at all point

Trial N°	P (MPa)	t (s)	60 °C	50 °C	40 °C	60 °C	50 °C	40 °C
			D_{eff} ($\times 10^{-10}\text{ m}^2/\text{s}$)			δW_s (%db)		
Central	0.3	30	30.51	22.38	20.28	1.04	2.51	3.08
DIC 2	0.5	30	38.7	36.67	29.2	4.84	2.83	1.63
DIC 3	0.3	55	35.35	32.27	27.39	2.16	0.96	2.06
DIC 4	0.44	48	38.91	38.35	33.55	1.57	1.73	0.97
DIC 5	0.44	12	26.25	23.08	14.81	0.47	1.27	0.77
DIC 6	0.16	12	20.17	17.43	13.99	2.08	1.61	1.3
DIC 7	0.16	48	26.31	20.72	18.2	2.04	1.35	1.12
DIC 8	0.1	30	17.4	13.62	10.96	1.6	1.05	1.11
DIC 9	0.3	5	21.94	20.65	14.14	2.01	1.55	1.43
DIC M	-	-	28.39	25.02	20.28	1.98	1.65	1.5
RM	-	-	17.38	13.32	10.63	0.94	0.75	0.46

RM: Raw material; DIC M: Average all points DIC.

III.1.4. DISCUSSION AND CONCLUSION

The physical properties such as bulk density, intrinsic density, porosity, and absolute expansion ratio of dried carrot were studied.

With the THAD, the bulk density was $1335 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ in the range of $1050\text{--}1380 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ according to Rodríguez-Ramírez *et al.*^[26]. The intrinsic density was $1506 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ that was smaller than the result of Lozano *et al.*^[27] of 1530 kg m^{-3} , and Zogzas *et al.*^[28] of $1610 \pm 46 \text{ kg m}^{-3}$. The porosity 0.11 was similar to value of 0.1 given by Lozano *et al.*^[27]. The absolute expansion ratio was 1.13. The effective moisture diffusivity of water content (D_{eff}) is an important response to evaluate the performance of drying process. In this study D_{eff} varied from 10.63 to $17.37 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. The literature estimated diffusivity value of carrot is within the range of $10^{-11}\text{--}10^{-8} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. Srikiatden and Roberts^[29] reported D_{eff} values of carrot core from 6.42 to $14.7 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$ and carrot cortex from 6.68 to $11.8 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. Zielinska and Markowski^[30] obtained D_{eff} value for carrot between 2.58 and $20.4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$.

After DIC texturing stage in SD, the bulk density decreases, while the variation of the intrinsic density is negligible. Thus the porosity, the absolute expansion, the moisture diffusivity and the starting accessibility increase. In this study the effective moisture diffusivity was improved by DIC expanding the structure of carrot. DIC 4 ($P = 0.44 \text{ MPa}$, $t = 48 \text{ s}$) dried at $40 \text{ }^\circ\text{C}$ increased the effective moisture diffusivity by 3.2 times compared to the control's (33.55 instead of $10.63 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$).

The results show that DIC-assisted Swell Drying SD can be used to intensify the drying of carrot reducing the drying time and increasing the final quality. The operating parameters of SD - the absolute steam pressure in the treatment vessel P and the thermal holding time t can be optimized in order to decrease the cost of operation.

III.1.5. NOMENCLATURE

D_{eff}	effective water content	$\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$
k	slope	s^{-1}
L	half thickness of the slab	m
m	mass	kg
MR	moisture ratio	(-)
P	pressure	MPa
t	time	s
V	volume	m^3
W	water content	%db

Greek letters

ρ	density	$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
ψ	porosity	(-)
ε	expansion	(-)

Subscripts

a	bulk
abs	absolute
i	initial
int	intrinsic
∞	equilibrium
p	product
s	starting

III.1.6. ACKNOWLEDGEMENTS

The authors acknowledge the Government of Vietnam for the financial support given to this research. Also we wish to thank the ABCAR-DIC PROCESS SAS, La Rochelle France, for providing a set of DIC equipment.

III.1.7. REFERENCES

1. FAO. FAO statistic, 2011.
2. Khazaei, J., Daneshmandi, S. Modeling of thin-layer drying kinetics of sesame seeds: mathematical and neural networks modeling. *International agrophysics*, 2007, 21, 335–348.
3. Menges, H.O., Ertekin, C. Mathematical modeling of thin layer drying of Golden apples. *Journal of Food Engineering*, 2006, 77, 119–125.
4. Sacilik, K., Elicin, A.K. The thin layer drying characteristics of organic apple slices. *Journal of Food Engineering*, 2006, 73, 281–289.
5. Goyal, R.K., Kingsly, A.R.P., Manikantan, M.R., Ilyas, S.M. Thin-layer drying kinetics of raw mango slices. *Biosystems Engineering*, 2006, 95, 43–49.
6. Yaldiz, O., Ertekin, C., Uzun, H.I. Mathematical modeling of thin layer solar drying of sultana grapes. *Energy*, 2001, 26, 457–465.
7. Doymaz, I.I. Convective air drying characteristics of thin layer carrots. *Journal of Food Engineering*, 2004, 61, 359–364.
8. Toğrul, İ.T., Pehlivan, D. Mathematical modelling of solar drying of apricots in thin layers. *Journal of Food Engineering*, 2002, 55, 209–216.
9. Allaf, K., Vidal, P. Feasibility study of a new process of swell-drying by instant decompression toward vacuum of in pieces vegetables in view of a rapid rehydration. *Gradient activity plotting University of Technology of Compiègne UTC N° CR/89/103*, 1988.
10. Debs-Louka, E., Louka, N., Abraham, G., Chabot, V., Allaf, K. Effect of compressed carbon dioxide on microbial cell viability. *Appl. Environ. Microbiol.*, 1999, 65, 626–631.

11. Besombes, C. Contribution à l'étude des phénomènes d'extraction hydro-thermo-mécanique d'herbes aromatiques, PhD Thesis, University of La Rochelle, 2008.
12. Allaf, T., Tomao, V., Ruiz, K., Chemat, F. Instant controlled pressure drop technology and ultrasound assisted extraction for sequential extraction of essential oil and antioxidants. *Ultrasonics Sonochemistry*, 2013, 20, 239–246.
13. Haddad, J., Louka, N., Gadouleau, M., Juhel, F., Allaf, K. Application du nouveau procédé de séchage/ texturation par Détente Instantanée Contrôlée (DIC) aux poissons : impact sur les caractéristiques physicochimiques du produit fini. *Sciences des Aliments*, 2001, 21, 481–498.
14. Duong, T.C. Etude de l'application du procédé hydrothermique dans le traitement de différents types de riz : procédé d'étuvage et micro-expansion par détente instantanée contrôlée et impact sur les propriétés fonctionnelles, PhD Thesis, University of La Rochelle, France, 2003.
15. Albitar, N., Mounir, S., Besombes, C., Allaf, K. Improving the drying of onion using the Instant Controlled Pressure Drop technology. *Drying Technology*, 2011, 29, 993–1001.
16. Mounir, S., Schuck, P., Allaf, K. Structure and attribute modifications of spray-dried skim milk powder treated by DIC (instant controlled pressure drop) technology. *Dairy Sci. Technol*, 2010, 90, 301–320.
17. Mounir, S., Halle, D., Allaf, K. Characterization of pure cheese snacks and expanded granule powders textured by the instant controlled pressure drop (DIC) process. *Dairy Science & Technol.*, 2011, 91, 441–455.
18. Haddad, M.A., Mounir, S., Sobolik, V., Allaf, K. Fruits and Vegetables Drying Combining Hot Air, DIC Technology and Microwaves. *International Journal of Food Engineering*, 2008, 4.
19. Téllez-Pérez, C., Sabah, M.M., Montejano-Gaitán, J.G., Sobolik, V., Martínez, C.-A., Allaf, K. Impact of Instant Controlled Pressure Drop Treatment on dehydration and rehydration kinetics of green moroccan pepper (*Capsicum Annuum*). *Procedia Engineering*, 2012, 42, 978–1003.
20. Maritza, A.-M., Sabah, M., Anaberta, C.-M., Montejano-Gaitán, J.G., Allaf, K. Comparative study of various drying processes at physical and chemical properties of strawberries. *Procedia Engineering*, 2012, 42, 267–282.
21. Allaf, K., Bouvier, J.-M., Forget, M., Louka, N., Parent, F., 1995. Procédé de traitement de produits végétaux en vue de la modification de leur texture, installation pour la mise en oeuvre d'un tel procédé et produits ainsi réalisés.
22. Rao, M.A., Rizvi, S.S.H., Datta, A.K. *Engineering Properties of Foods*, Third Edition. CRC Press, 2010.
23. T. Allaf et K. Allaf. *Instant Controlled Pressure Drop (DIC) in food processing*, Springer, 2014.
24. Allaf, K., Mounir, S., Alaff, T. Swell-drying : séchage et texturation par DIC des végétaux, *Techniques de l'Ingénieur*, 2012.
25. Crank, J. *The mathematics of diffusion*. Oxford, Clarendon Press, 1975.
26. Rodríguez-Ramírez, J., Méndez-Lagunas, L., López-Ortiz, A., Torres, S.S.. True Density and Apparent Density During the Drying Process for Vegetables and Fruits: A Review. *Journal of Food Science*, 2012, 77, R146–R154.
27. Lozano, J.E., Rotstein, E., Urbicain, M.J. Shrinkage, Porosity and bulk density of foodstuffs at changing water contents. *Journal of Food Science*, 1983, 48, 1497–1502.
28. Zogzas, N.P., Maroulis, Z.B., Marinou-Kouris, D. Densities, shrinkage and porosity of some vegetables during air drying. *Drying Technology*, 1994, 12, 1653–1666.
29. Srikiatden, J., Roberts, J.S. Measuring moisture diffusivity of potato and carrot (core and cortex) during convective hot air and isothermal drying. *Journal of Food Engineering*, 2006, 74, 143–152.
30. Zielinska, M., Markowski, M. Air drying characteristics and moisture diffusivity of carrots. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2010, 49, 212–218.

CHAPITRE III.2.

EXPERIMENT AND FUNDAMENTAL CRITICAL ANALYSIS OF DIFFUSION MODEL OF AIRFLOW DRYING

T.H. Nguyen^{1,2,}, J.-L. Lanoisellé¹, T. Allaf³, K. Allaf²*

¹University of South Brittany, LIMATB EA 4250, IUT de Lorient, allée des Pommiers, 56300 Pontivy, France, lanoisel@univ-ubs.fr

²University of La Rochelle, LaSIE FRE – CNRS 3474, avenue Michel Crépeau, 17042 La Rochelle, France, kallaf@univ-lr.fr

³ABCAR DIC Process, 4, rue Agrippa d'Aubigné – BP12053 – 17010 La Rochelle, France. tamara.allaf@abcar-dic.com

Abstract

Scientific literature of agro-material drying presents contradictory conclusions in terms of the kinetic effect of airflow velocity. Some authors confirmed that it does not trigger any modification of drying; while some articles tried to establish empirical models of the effective moisture diffusivity D_{eff} versus the airflow velocity; what is fundamentally erroneous. By analyzing internal and external transfer phenomena, this research work aimed to recognizing that once air velocity is higher than a Critical Airflow Velocity CAV, the internal transfers become the limiting phenomenon. CAV depends on the effective moisture diffusivity and the product size. It was calculated in the cases of two studied raw materials (apple and carrot), differently textured by Instant Controlled Pressure Drop DIC. Values of CAV greatly depended on diffusivity of water within the matrix. At temperature $T = 40\text{ °C}$, they were 1 m/s for untreated carrot and 2.1 m/s for DIC textured carrot, whose D_{eff} values were 1.31 and about $3 \cdot 10^{-10}\text{ m}^2\text{ s}^{-1}$, respectively. Also, at temperature $T = 40\text{ °C}$, they were 2.1 m/s for untreated apple and 3 m/s for DIC textured apple, whose D_{eff} were 1.4 and about $10.4 \cdot 10^{-10}\text{ m}^2\text{ s}^{-1}$, respectively.

Keywords: Drying kinetic model, heat transfer, mass transfer, agro-material, Critical Airflow Velocity CAV

III.2.1. INTRODUCTION

Drying is a complex operation; it includes simultaneous phenomena of internal and external, heat and mass transfers. It is frequently assumed that, based on the drying rate, drying

operation can be divided into three phases (Mujumdar, 2006): 1) an initial unsteady rate, warming-up period, 2) a constant-rate period, and 3) falling-rate periods.

Nevertheless, Rizvi (2005) postulated that the constant-rate period, which only exists in some rare food systems, should be correlated with internal liquid water movement likely controlled by gravity convectional forces. Though, within structured foods, water transfer is achieved through complex internal capillary and diffusion liquid movement. Reaching the interaction surface, water can be evaporated with a rate depending on airflow parameters. When this last is adequately intensified, surface is not immediately replenished by liquid water from the interior of the material (Mounir *et al.*, 2010). Such drying cases are likely to perform without exhibiting any constant-rate period. In fact, the experimental study on several products noted that the drying kinetics was only the falling-rate period; such as: wood (Khouya & Draoui, 2009); grape (Fadhel *et al.*, 2008; Masmoudi *et al.*, 2008); cassava, ginger and okra (Ahouannou *et al.*, 2000); tomato (Boughali *et al.*, 2008); tapioca root (Chirife & Cachero, 1970); sugar beet root (Vaccarezza *et al.*, 1974); avocado (Alzamora & Chirife, 1980); fish (Bellagha *et al.*, 2002; Sarr *et al.*, 2003b); leaves (Aghfir *et al.*, 2007; Mohamed *et al.*, 2005); herbs (Belghit *et al.*, 1999); grains and oilseeds (Brooker *et al.*, 1992); date palm (Falade & Abbo, 2007); apple (Kaya *et al.*, 2007).

An almost exhaustive analysis of articles and studies, highlight the specific impact of air velocity on the drying rate:

In some studies, no discernible effect of the airflow velocity on the drying rate was observed in the range 0.5-2.5 m/s for potatoes (Hassini *et al.*, 2002); 1-2 m/s for pistachios (Tavakolipour, 2011); 0.5-1 m/s for garlics (Madamba *et al.*, 1996); 1.5-2.6 m/s for vegetables (Krokida *et al.*, 2003), etc.

However, other studies revealed drying rate increasing with increasing air velocity. This was obtained in the range of 0.2-1.5 m/s for apricots (Toğrul & Pehlivan, 2003); 0.5-1 m/s for carrot (Doymaz, 2004a); 0.25-1 m/s for grape (Sawhney *et al.*, 2009); 0.3-0.7 m/s for banana (Karim & Hawlader, 2005), 1.4-2.7 m/s for chestnut (Moreira *et al.*, 2005), 0.6-1.8 m/s for apple (Seiiedlou *et al.*, 2010), 0.64-2.75 m/s for apple (Velić *et al.*, 2004), etc.

Finally, some works (Babalís & Belessiotis, 2004; Clemente *et al.*, 2011b; Mathioulakis *et al.*, 1998; Mitchell & Potts, 1958; Mulet *et al.*, 1987; Mulet *et al.*, 1999; Rossello *et al.*, 1992) stipulated that the effect of this air velocity is efficient only below a limited value (Table III-4). Although scarce, these observations are the most coherent because an increasing of airflow velocity implies a decreasing of external resistance. This induces a higher drying rate. Nevertheless, once the value of this external resistance is lower than internal resistance, internal mass transfer becomes the limiting phenomenon. Higher airflow velocities do not

have effect on drying kinetics. From the Table III-4, it would be possible to estimate this critical airflow velocity CAV between 1 and 3 m/s (depending on the product nature, structure and shape/size, as well as temperature and air-humidity).

Table III-4. The critical air velocity CAV value.

Material	Variation of air velocity (m/s)	Limited value (m/s)	References
Broccoli	0.8-3.5	2.5	Mulet <i>et al.</i> (1999)
Carrot	0.65-1.26	1.14	Mitchell and Potts (1958)
Carrot	0.24-2.17	1.44	Mulet <i>et al.</i> (1987)
Fig	0.5-3	2	Babalis and Belessiotis (2004)
Fig	0.25-6	1.2	Mathioulakis <i>et al.</i> (1998)
Potato	0.2-6.43	2.05	(Rossello <i>et al.</i> , 1992)
Potato	0.5-10	2	Clemente <i>et al.</i> (2011b)

Only once airflow velocity value is higher than CAV, drying is diffusion-controlled process. Then, the effective moisture diffusivity inside the matrix can be deduced from experimental results issued from drying curves ($W=f(t)$). Analysis of drying kinetics and results of quantification of diffusivity should not be accepted without obtaining from authors confirmation of this hypothesis. This inevitably should imply comparing surrounding airflow conditions with internal diffusion.

Several surveys on drying of fruits and vegetables under suitable drying conditions proposed diffusivity values ranged between 10^{-9} - 10^{-11} m²/s at temperature 50 °C (Chareau & Cavallé, 1995). They varied for apricots from 5.59 to 6.51 10^{-9} m²/s over temperature range of 50–80 °C dependently on airflow rate range of 0.2–1.5 m/s (Toğrul & Pehlivan, 2003), for red peppers from 3.723 to 9.961 10^{-10} m²/s in the temperature range of 50 to 70 °C independently on through-flow air velocity of 0.5 m/s (Sanjuán *et al.*, 2003), for figs from 1.33 to 3.36 10^{-9} m²/s at 55–85 °C for airflow velocity ranged in 0.5–3 m/s (Babalis & Belessiotis, 2004), and for kiwi from 3.00 to 17.21 10^{-10} m²/s at 30 and 90 °C, respectively for air velocity of 2.3 m/s (Simal *et al.*, 2005). These results proved that, normally the effective moisture diffusivity systematically depends on the temperature. In some cases, such as Simal *et al.* (1998) using the drying experiment performed at 90 °C with 0.020 m broccoli stems; Tong and Lund (1990) on white bread, plain sheet muffin, and baking powder biscuit at temperatures between 20 and 100 °C; Garau *et al.* (2006) on the orange skin within the interval of temperatures and water contents comprised between 30 and 90 °C, and 0.25 and 3.66 kg water/kg db,

respectively, it was presented as also depending on water content. In all these studies, the authors should have assumed the process as an internal diffusion-controlled operation. Indeed, it is worth noting that too numerous authors presented the effective moisture diffusivity depending on airflow velocity! They were Akpinar and Dincer (2005) on eggplant slices with 5 mm thickness and 35 mm diameter during drying at the temperatures of 55, 65, and 75 °C and the velocities of 1.0 and 1.5 m/s, respectively; Benhamou *et al.* (2008) on marjoram leaves at three temperatures (40, 50 et 60 °C) and two air flow (0.0227 et 0.0556 m³/s); Guan *et al.* (2013) on tilapia fillets at the drying temperature (35, 45 and 55 °C), hot air velocity (1.5, 2.5 and 3.5 m/s) and thickness (3, 5 and 7 mm); Jin Park *et al.* (2002) on mint leaves at the temperatures of 30, 40, and 50 °C and the velocities of 0.5 and 1.0 m/s; Kaya *et al.* (2007) on apple using air temperatures at 35, 45 and 55 °C, velocities at 0.2, 0.4 and 0.6 m/s and relative humidity values at 40%, 55% and 70%; Nicoletti *et al.* (2001) on pineapple at the air velocity varied from 1.5 to 2.5 m/s and the air temperature from 40 to 70 °C; Motevali *et al.* (2012) on jujube at temperature levels of 50, 60 and 70 °C and hot air velocities of 0.5, 1 and 1.5 m/s; Toğrul and Pehlivan (2003) on apricot at a variety of flow rates (0.2, 0.5, 1.0 and 1.5 m/s) and temperatures (50, 60, 70 and 80 °C). These authors presented an effective moisture diffusivity increasing with surrounding airflow velocity. Even more, some other authors; such as Abbaszadeh *et al.* (2012) on russian olive at air velocity of 0.5, 1 and 1.5 m/s and three air temperature levels of 50, 60 and 70 °C; Aghbashlo *et al.* (2008) on beriberi at temperature from 50 to 70 °C with drying air velocities of 0.5–2 m/s concluded that the effective moisture diffusivity decreased when the air velocity increased.

Additionally, Babalis and Belessiotis (2004), Clemente *et al.* (2011a); Clemente *et al.* (2011b), Blasco (2006) presented their respective works on figs in the temperature range of 55–85 °C and the airflow ranged in 0.5–3 m/s, pork under forced convection conditions (25 °C and air velocity of 0.6 ± 0.1 , 2.0 ± 0.1 and 2.8 ± 0.1 m/s), potato cubes of 1 cm side at 60 °C and 0.5, 1, 1.5, 2, 3, 4.5, 7, 8 and 10 m/s, and turmeric rhizome at 100°C and air rates of 0.2, 0.5, 0.7, 1.2, 2.1, 2.6, 3 and 4 m/s. They concluded that airflow velocity also affected effective moisture diffusivity! Undeniably, their work should not allow identifying the diffusivity because it was performed at airflow velocity lower than CAV (critical airflow velocity), which was identified to be 2 m/s according to the first three authors and from 1 to 2 m/s according to the last one. However, we do not agree with these authors that they calculated the effective moisture diffusivity at all values of air velocity. Indeed, drying process cannot be used to determine the effective moisture diffusivity without proving that the operation is independent on airflow velocity, which means it is controlled by the internal diffusion. That is, so increasing velocity cannot accelerate the drying process:

When the airflow velocity is lower than CAV, the drying kinetics does not allow accessing to the diffusion because drying is "controlled" by the external transfer.

When the airflow velocity is higher than CAV, the drying kinetics is "controlled" by the internal transfer and effective diffusion is the limited phenomenon. Then, it is possible to calculate the effective moisture diffusivity from the drying kinetics.

CAV depends on the effective moisture diffusivity, sample frame and size, and airflow humidity. However, how can we know when internal diffusion is the limited phenomenon? Very scarce works attempted to answer this question. Marinos-Kouris and Maroulis (2006) define a dimensionless parameter similar to Biot number. Their model takes into account the controlling mechanisms of heat and mass transfers. The transport properties (water and thermal diffusivities, boundary heat and mass transfer coefficients) are included in the model as parameters. Limit conditions such as initial water content, temperature, and thickness of material, as well as airflow humidity, temperature, and velocity are also considered in the final solution. Then the constants of the relative empirical equations are considered as model parameters. In order to simplify the drying model, the heat and mass transfer–controlled mechanism could be identified. Heat and mass transfer–controlled mechanism can be deduced directly from differential transfer equations when rewritten in term of dimensionless variables (Pavón-Melendez *et al.*, 2002).

Ruiz-López *et al.* (2004) and Barati and Esfahani (2011) assumed that mass transfer mechanisms during food drying were the following:

$$\frac{\partial W_{\beta}}{\partial t} = D_{eff} \frac{\partial^2 W_{\beta}}{\partial z^2} \quad (Eq. III.15)$$

$$D_{eff} \rho_{\beta} \frac{\partial W_{\beta}}{\partial z} \Big|_{z=d} = -k \rho_{air} [W_j - W_{air}] \quad (Eq. III.16)$$

$$\frac{\partial W_{\beta}}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (Eq. III.17)$$

$$W_{\beta}(z, 0) = W_0 \quad (Eq. III.18)$$

The mass transfer coefficient k at the food interface is computed versus Re and Sc using the following equation:

$$k = \frac{D_{air}}{L} (2 + 0.522 Re^{0.5} Sc^{0.33}) \quad (Eq. III.19)$$

The interface water content W_j may be calculated from following relation:

$$W_j = \frac{0.622 p_{w,T_s} a_w}{P_{total} - p_{w,T_s} a_w} \quad (Eq. III.20)$$

Here, a_w was the water activity of the material (and not only at the surface, as we stipulated later (Eq. III.22)) The diffusion coefficient was determined based on the second Fick's law. From the equation from (Eq. III.15) to (Eq. III.20) one can calculate the air limit velocity.

III.2.2. FUNDAMENTAL

Respecting the phenomenological drying model defined by Allaf and Allaf (2014), drying curve should systematically be divided into three stages: 1) a first surface interaction stage; 2) an internal liquid water movement stage; and 3) an internal vapor water movement stage.

This last is the famous paradoxical stage where both temperature and vapor pressure gradients are directed from the product surface towards the core. Drying is then done by progressive low water activity front. Normally, no shrinkage accompanies this stage.

As described by Allaf and Allaf (2014), the first surface interaction stage systematically takes place whatever the material structure is. The only way to get this stage as a constant-rate period is to get a drying operation only controlled by the external interaction between airflow and the product surface as the limiting process. Moreover, even with liquid drying, such situation requires avoiding any shrinkage of the interaction surface. This also should imply the absence of any decreasing of surface water activity. Thus, it is obvious that drying of pure water with constant interaction surface allows this first stage to be a real constant-rate period. Usually, since the airflow conditions are usually intensified enough to ensure an efficient drying process, this results in a rapid and efficient surface drying, which habitually would decrease water activity and imply shrinkage. Thus, consistently, the surface interaction stage is also a falling rate phase.

The next stage, in which the internal liquid water movement is controlling (as a limiting process) the drying operation, is systematically a falling rate phase. Thus, apart from the short initial stage, the internal liquid water transfer is usually considered to be the limiting process, thus controlling the main part of entire drying operation. Various phenomena occur to ensure water transfer from inside the product to the surface, such as gravity force, capillary, molecular diffusion, etc.

At this respect, Allaf *et al.* (2012) proposed to study the operation of drying as divided on four processes, which are:

- The heat transfer from the external environment to the exchange surface,
- The heat transfer within the products,
- The transfer of the liquid substance and / or steam, from the products to its exchange surface,
- Then the transport of water in vapor form to the external environment.

To understand more easily these processes, authors usually classify them into two categories: 1) external transfer processes between the outside and the surface of the product, and 2) process for which internal transfers between the exchange surface and the product core.

In process 1: External heat transfer (convection) and vapor transport occur at the exchange surface through the action of the air stream. The drying rate can be constant, only when a) it takes into account the impact of shrinkage, b) there is no decrease in water activity on the surface, and c) the evaporation rate at the surface is not limited by the whole internal mass transfer. This last means that the limiting processes should then be due to the external heat transfer and mass airflow evaporation.

This period only concerns the interaction between the airflow and the exchange surface. It strictly depends on the gradient of vapor pressure between the exchange surface and the airflow.

Convection heat flow generation:

$$\dot{Q} = hA(T_{air} - T_s) \quad (Eq. III.21)$$

However, Allaf (1982) defined more precisely this vapor transport achieved at the surface A by:

$$\dot{W} = -k\rho_v \frac{A}{m_d} \frac{(p_{w,T_s} a_{ws} - p_{w,air})}{P_{total}} \quad (Eq. III.22)$$

The mass transfer coefficient can be obtained from the numerous empirical correlations found in the literature, some of which have compiled by Skelland (1974). In general, those correlations are based on the heat and mass transfer analogy related to a particle shape. The most adequate correlation for experimental conditions of the present work was that of William:

$$\text{For } 500 < Re < 5000: \quad Sh = 0.43Re^{0.56}Sc^{1/3} \quad (Eq. III.23)$$

The characteristic dimension used for the calculation of Sh and Re numbers is defined as the total surface area of the body divided by the perimeter of the maximum projected area perpendicular to the airflow. (Eq. III.23) indicates the mass transfer coefficient k depends on the average velocity v (Mitchell & Potts, 1958), as following:

$$k \propto v^{0.56} \quad (Eq. III.24)$$

In process 2:

Internal Heat Transfer

In airflow drying, the exchange surface temperature quickly increases to a high level and a gradual spread of heat within the solid occurs. As previously mentioned, the presence of water within the porous structure leads to a phenomenon of vaporization/condensation in the holes. The heat transfer phenomenon thus generated has a temperature gradient as the driving force. This can be reflected as a conduction-type transfer with an effective conductivity that is much higher than the standard static value.

Internal Mass Transfer

Only when it can be assumed that external heat and mass transports do not limit the whole operation, internal transfers become the limiting process (Al Haddad *et al.*, 2008). Usually, increasing temperature, velocity and airflow dryness can easily intensify the external transports. In these conditions, as water transfer within the product becomes the principal restricting factor for the drying kinetics, the model of Mounir and Allaf (2009) can be adopted, with a Fick-type relation (Allaf, 1982):

$$\frac{\rho_w}{\rho_m}(\vec{v}_w - \vec{v}_m) = -D_{eff}\vec{\nabla}\left(\frac{\rho_w}{\rho_m}\right) \quad (Eq. III.25)$$

At this stage of the operation, modification of structure through shrinkage as well as swelling phenomena may be assumed to be neglected and as $\rho_m = \text{constant}$ and $v_m = 0$, (Eq. III.25) becomes:

$$\rho_w\vec{v}_w = -D_{eff}\vec{\nabla}\rho_w \quad (Eq. III.26)$$

Using the mass balance, Fick's second law is obtained:

$$\frac{\partial\rho_w}{\partial t} = \vec{\nabla}(D_{eff}\vec{\nabla}\rho_w) \quad (Eq. III.27)$$

Although effective moisture diffusivity D_{eff} varies considerably in relation to the system temperature, porosity, and water content, it can be considered constant by assuming the hypothesis of both structural and thermal homogeneities:

$$\frac{\partial\rho_w}{\partial t} = D_{eff}\vec{\nabla}(\vec{\nabla}\rho_w) \quad (Eq. III.28)$$

By assuming a one-dimensional flow, the whole process is controlled solely by the mass transfer:

$$\frac{\partial\rho_w}{\partial t} = D_{eff}\frac{\partial^2\rho_w}{\partial z^2} \quad (Eq. III.29)$$

The solutions provided for this diffusion equation closely depend on the initial and boundary conditions. Using Fick's second law, a number of mathematical solutions have been proposed. Most authors usually adopt Crank's solution based on the geometry of the solid matrix (Crank, 1975). Crank's solution to a one-dimension Fick-type relation:

$$\frac{W - W_\infty}{W_{t_1} - W_\infty} = \sum_{i=1} A_i \exp(-q_i^2\tau) \quad (Eq. III.30)$$

Heat and water can be transferred between the matrix and its environment in opposite directions. Heat can be transferred by contact, convection, and/or radiation, or provided by microwaves. In the airflow drying process, the heat flux depends on the temperature and velocity of the surrounding medium (air). Thus, the higher the air temperature, the higher the gradient of vapor pressure in the surrounding medium. However, the temperature level must be limited to avoid thermal superficial degradation and/or crusting. Another important airflow parameter is the humidity content, which must be kept as low as possible, although this depends on biological material and technical resources. By using appropriate desiccators or

by lowering the temperature before heating (e.g., with a heating pump system), this important airflow parameter can be also controlled. However, an airflow that is too dry may induce a specific degradation of the product surface both in terms of quality and functionality aspects. Nevertheless, airflow velocity is the main parameter that has to properly control to safely obtain an appropriate external intensification. The higher the rate v , the higher the Reynolds's number Re , the heat h and mass convection coefficients k . Conversely, external intensification is no longer relevant when the internal Fick's diffusion mass transfer becomes the limiting process. Thus, the impact of airflow rate stops once it reaches a critical level v_l corresponding to the critical value k_l of the mass convection coefficient (Allaf & Allaf, 2014):

To avoid the external convection transfer to become the limiting process:

$$\rho_w v_w A \Big|_{z=z_{surface}} < k \rho_v A \frac{(p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})}{P_{total}} \quad (Eq. III.31)$$

$$-D_{eff} A \frac{d\rho_w}{dz} \Big|_{z=z_{surface}} < k \rho_v A \frac{(p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})}{P_{total}} \quad (Eq. III.32)$$

$$k_{lim} = \frac{-D_{eff} P_{total} \frac{d\rho_w}{dz} \Big|_{z=z_{surface}}}{\rho_v (p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})} \quad (Eq. III.33)$$

From this last equation, it is possible to identify the Critical Airflow Velocity CAV using (Eq. III.24):

$$CAV = \left(\frac{-D_{eff} P_{total} \frac{d\rho_w}{dz} \Big|_{z=z_{surface}}}{\rho_v (p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})} \right)^{1.78} \quad (Eq. III.34)$$

Once airflow velocity is higher than CAV, drying becomes diffusion-controlled process. However, another aspect has to be considered; it is the initial interaction between hot air and the superficial zone of the product. Allaf *et al.* (2012) introduced the concept of “starting accessibility δW_s ” revealing this “washing” stage in a unique Coupled Washing/Diffusion CWD model. The effective moisture diffusivity was then determined based on the second Fick's law. However, the phenomenological model of diffusion can't normally fit all the experimental data of drying because of the inevitable presence of an initial interaction between airflow and the surface of the product during the first stage of drying (Allaf & Allaf, 2014). The only drying data able to insert in such measurements of second Fick's law should be limited to time $t > t_l$ to remove all washing-stage data.

The present research work aimed at performing an experimental study of dehydration kinetics of two types of products (carrot and apple). Our objective was to compare the impacts of Traditional Hot Air Drying (THAD), and Swell- Drying (SD), which combines Instant Controlled Pressure Drop (DIC) texturing treatment with conventional hot air drying.

Moreover, another Specific Controlled-Product SCP getting a very high internal diffusivity was studied to compare these different situations.

III.2.3. MATERIALS AND METHODS

III.2.3.1. Materials

Three types of materials were studied. They were carrot and apple bought from a local supermarket at La Rochelle, France, and a Specific Controlled-Product SCP whose internal diffusivity is very high. Carrot and apple were washed, peeled and cut into 0.8 cm thickness slices and 1 cm cube, respectively, similar to SCP. Initial water content was $634 \pm 62\%$ db (dry basis) for carrot, $656 \pm 55\%$ db for apple, and $7200 \pm 43\%$ db for SCP.

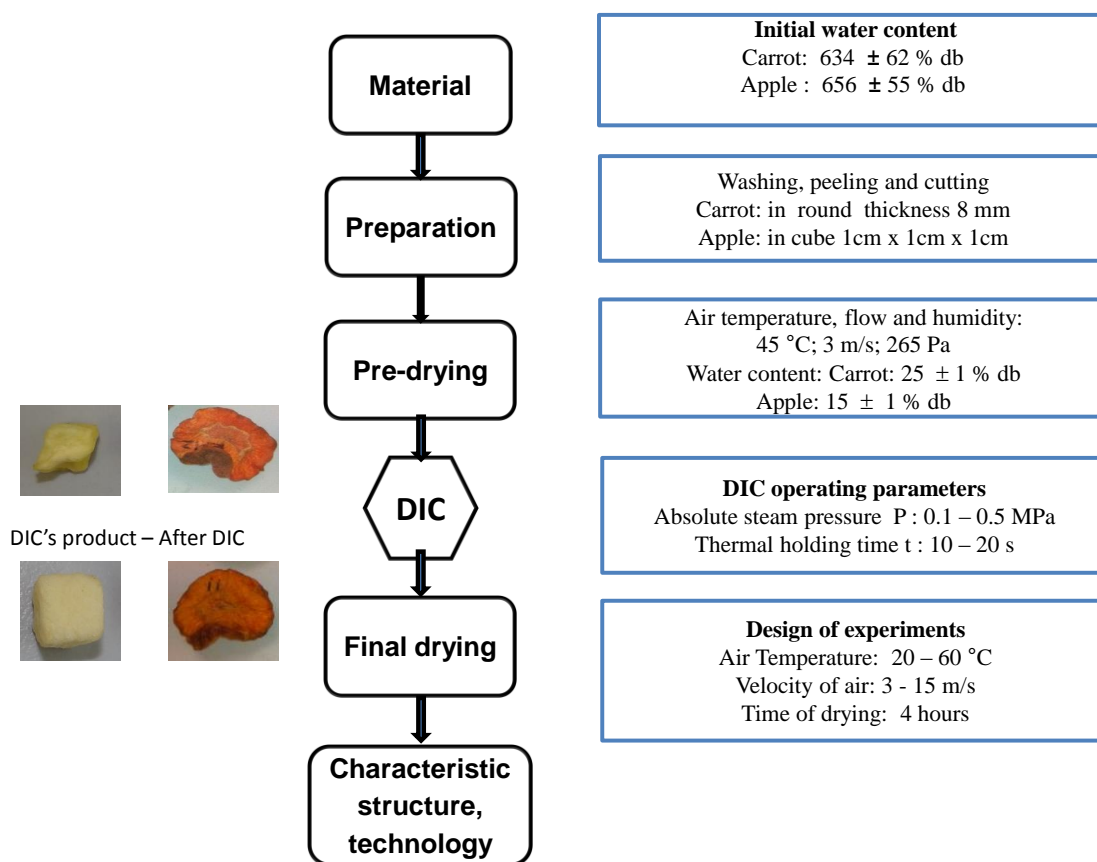


Figure III.11. Drying protocol of carrots and apples

In order to obtain various diffusivity values, carrot and apple were treated at different DIC conditions. Based on previous studies (Albitar *et al.*, 2011; Alonzo-Macías *et al.*, 2013; Téllez-Pérez *et al.*, 2012) and preliminary trials, the samples of carrot and apple were dried at $45\text{ }^\circ\text{C}$ till a water content of $25 \pm 1\%$ db for carrot, $15 \pm 1\%$ db for apple, to be treated by DIC (Détente Instantanée Contrôlée; French for "Instant controlled pressure drop") followed by THAD final drying. THAD was carried out on 5 samples of these DIC-textured and unprocessed apple and carrot samples (Table III-5). The drying protocol is given in Figure III.11.

III.2.3.2. Treatment processes

III.2.3.2.1. Description and principle of DIC

DIC reactor was defined and presented in various papers (Allaf et al., 1995; Allaf & Vidal, 1988; Allaf & Allaf, 2014). It includes three main parts: a processing vessel, a vacuum tank and an instantaneous opening valve.

DIC treatment includes two main steps: establishment of high steam pressure (between 0.1 and 0.5 MPa), and an instant releasing of pressure towards a vacuum of about 5 kPa. During the first step, the product is exposed to high temperature for a treatment time of 10 to 20 s. The second stage is carried out with a pressure drop rate higher than $5 \cdot 10^5$ Pa/s. In the present study, DIC absolute steam pressure in the treatment chamber P and the high temperature treatment time t were adjusted, while the other DIC operating parameters were kept constant. Five samples of differently DIC textured and one untextured carrot and apple were studied (Table III-5).

Table III-5. DIC operating parameters for the 5 experiment points of apple and carrot.

Product	Points DIC	Steam pressure P (MPa)	Thermal holding times t (s)
Apple	DIC 1	0.5	15
	DIC 2	0.35	15
	DIC 3	0.2	15
	DIC 4	0.15	10
	DIC 5	0.1	10
Carrot	DIC 1	0.5	15
	DIC 2	0.35	15
	DIC 3	0.2	15
	DIC 4	0.15	20
	DIC 5	0.1	20

III.2.3.2.2. Description and principle of set up dryer

Material was dried in the static dryer Figure III.12. The compressed air passes through pneumatic valves (1,2) and then goes to the heater (3). Hot airflow is uniformly distributed (4) perpendicularly to the samples in the tray (5). The GP-Pro Ex 2.5 Software (Pro-face, Digital Electronics Corporation, Osaka, Japan) was used for programming and monitoring the dryer.

Drying was automatically performed using pre-selected parameters of airflow temperature and velocity. Mass evolution was evaluated manually during the operation.



Figure III.12. Dryer set up

III.2.3.2.3. Design of Experiments (DoE) methodology

For different situations, specific Design of Experiments (DoE) can be adopted in order to get the highest efficiency with the lowest number of trials. To study and analyze the drying operating parameters, central composite experiment method was adopted. In this research, two operating parameters were studied: the airflow temperature T and velocity v . The air humidity was kept constant at a vapor pressure of 265 Pa. The experiments were performed following the operating conditions defined in Table III-6.

Table III-6. Levels of independent variables of airflow drying (temperature, velocity) in a 2-parameter, 5-level Design of Experiments DoE

Coded levels	$-\alpha$	-1	0	+1	$+\alpha$
Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	20	25.9	40	54.1	60
Velocity (m/s)	3	4.8	9	13.2	15

α (axial distance) = $\sqrt[4]{2^k}$. k is the number of orthogonal design variables (in our case $k = 2$ and $\alpha = 1.4142$).

After preliminary experiments, we achieved the drying processes following specific DoE with air velocity ranged from 3 to 15 m/s at various temperature values ranged from 20 to 60 $^{\circ}\text{C}$ for apple, carrot, and Specific Controlled-Product SCP. Other complement study was carried out at a constant temperature of 40 $^{\circ}\text{C}$, with airflow velocity at different values ranged from 1 to 15 m/s for different samples of carrot and apple, and for SCP.

The statistical treatment of results was achieved using STATGRAPHICS[®] software for Windows[®] (Statgraphics centurion XV, StatPoint Technologies, Inc., USA), for each response

(dependent variable Y). Analysis of Variance (ANOVA) is retained to select significant differences between operating parameters considered as independent variables x_i ($P \leq 0.10$). Pareto chart is introduced to more conveniently reveal this aspect and used to more clearly present the significance level of independent variables. This can otherwise be verified by R^2 of the second-order polynomial expression used as a prediction empirical model of the response parameter Y versus the independent variables x_i :

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^n \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon_0 \quad (\text{Eq. III.35})$$

Where: β_0 , β_i , β_{ii} and β_{ij} are the regression coefficients, and ε_0 the random error. Trends and response surface, as well as Response Surface Methodology can also be used for expressing Y vs different x_i .

III.2.3.3. Assessment methods and drying parameters

When the airflow velocity is higher than the CAV, drying should be diffusion-controlled process after a first airflow/interaction surface stage. Coupled Washing/Diffusion CWD model was defined through the three parameters of the final equilibrium water content dry basis W_∞ , the effective moisture diffusivity D_{eff} , and the “starting accessibility δW_s ”. This last is assumed to be carried out through a short time air/surface interaction coupled to a long time diffusion process.

III.2.3.3.1. Effective moisture diffusivity D_{eff}

The effective moisture diffusivity D_{eff} should be determined based on the second Fick's law, which uses the relationship with the reduced water content MR as a dependent variable, can be calculated by (Eq. III.30)) as established by Allaf *et al.* (2012).

The samples were assumed to be infinite slab (thickness of 7 mm versus 1500 mm² as surface for apple and thickness of 5 mm versus 1000 mm² as surface for carrot). We assumed that (1) the system was isotropic and uniform in terms of initial water content, temperature, and structure, (2) there was no shrinkage of the product (Crank, 1975). This gives the diffusion coefficient expressed as:

$$\frac{W - W_\infty}{W_{t_1} - W_\infty} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n + 1)^2} \exp\left(\frac{-(2n + 1)^2 \pi^2 D_{eff} (t - t_1)}{4d^2}\right) \quad (\text{Eq. III.36})$$

III.2.3.3.2. Starting accessibility δW_s

Since the diffusion model concerns are only for $t > t_1$, the extrapolated value computed at $t = 0$ of water content W_0 has a distinct value from the real initial water content W_i . The difference is defined as the starting accessibility δW_s expressed as % db or g H₂O/g db (Allaf *et al.*, 2012):

$$\delta W_s = W_i - W_o \quad (\text{Eq. III.37})$$

It represents the water quickly removed from the surface independently from the diffusion process. The starting accessibility δW_s is defined to reveal the specific effect of the surface-hot air interaction. It normally should be positive $\delta W_s > 0$.

III.2.3.3. Mass transfer coefficient k

According Allaf (1982) the convective mass transfer coefficient k , can be calculated by equation (Eq. III.22) or:

$$\delta W_s = k \rho_v \frac{A}{m_d} \frac{(p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})}{P_{total}} \delta t \quad (\text{Eq. III.38})$$

With p_{w,T_s} can be estimated from Antoine empirical model:

$$p_{w,T_s} = 10^{\left(10.09938 - \frac{1681}{T_s - 43.037}\right)} \quad (\text{Eq. III.39})$$

If $a_{w,s} = 1$ and $p_{w,air}$ is very small, (Eq. III.38) leads to:

$$k = \frac{\delta W_s}{\rho_v \frac{A}{m_d} p_{w,T_s} \delta t} P_{total} \quad (\text{Eq. III.40})$$

The δt can be easily calculated from the kinetics drying when we carry out continuous experiments. In our case, we got $\delta t = t_I$.

III.2.4. RESULTS

III.2.4.1. Drying operation

The drying kinetics was studied for the experimental plan in Table III-6. Drying curves of raw material (control) and the DIC samples at $T = 40^\circ\text{C}$, $v = 9\text{ m/s}$ are given in Figure III.13. It is clear that the DIC texturing stage have a significant influence on the drying kinetics.

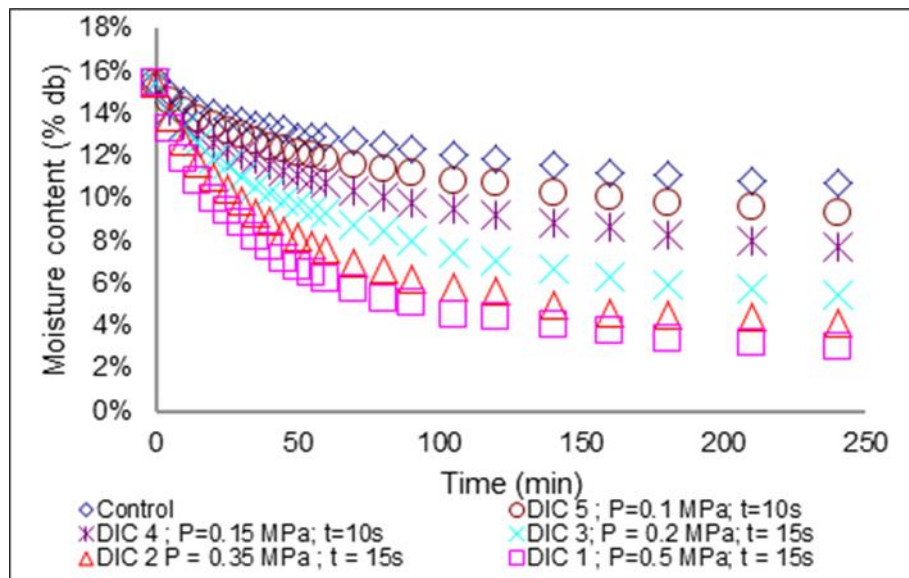
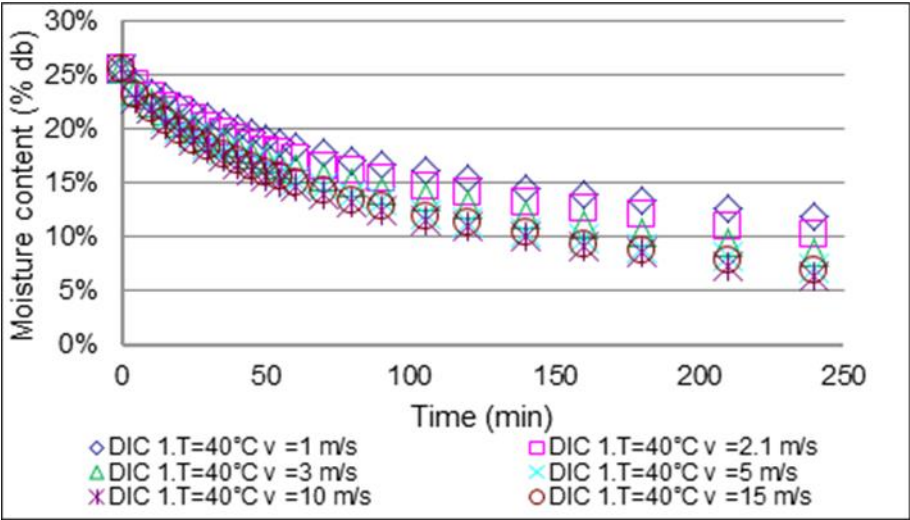


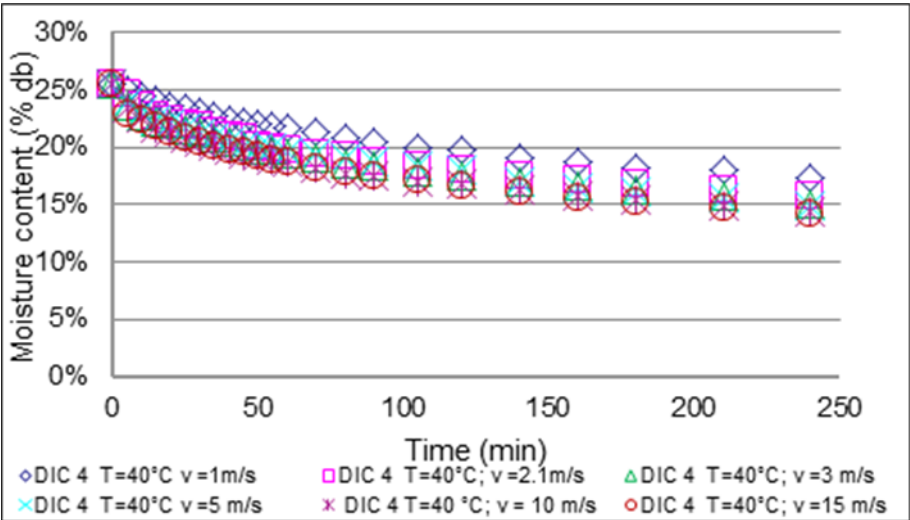
Figure III.13. Drying curves of apple raw material and the DIC samples at $T = 40^\circ\text{C}$, $v = 9\text{ m/s}$

As shown in the Figure III.13, the drying time of all SD samples was shorter than control. The necessary time to reach 3% db for SD sample at 0.5 MPa for 15 s (DIC 1) was about 85 min, while control sample need 360 min. Nguyen *et al.* (2014) obtained a higher absolute expansion for higher both saturated steam pressure and processing time. The higher the product porosity, the higher the water effective moisture diffusivity.

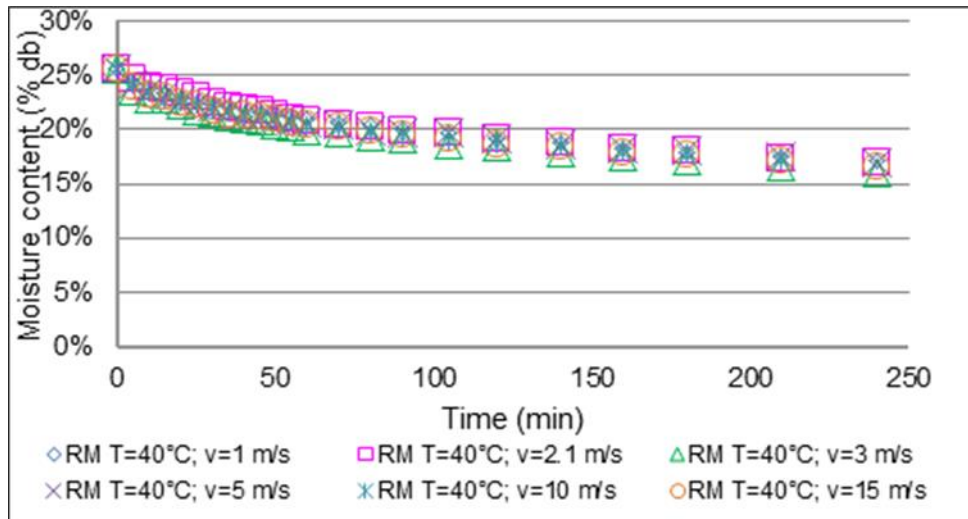
Besides that we studied the effect of air velocity on the drying kinetics of apple and carrot. In Figure III.14, we note that CAV was 1 m/s for untreated carrot and 2.1 m/s for carrot expanded at the following DIC conditions: 0.35 MPa for 15 s, 0.2 MPa for 15 s, 0.15 MPa for 10 s, or 0.1 MPa for 10 s. CAV reached 3 m/s for carrot DIC expanded at 0.5 MPa for 15 s. Similar results were obtained with apple. CAV was 2.1 m/s for untreated apple and 3 m/s for all DIC textured apple samples between 0.1 and 0.5 MPa for 15 s to 20 s.



a)



b)



c)

Figure III.14. Drying kinetics of carrot at air temperature $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ air velocity varies from 1 to 15 m/s; a) DIC 1, b) DIC4, c) raw material

Conversely, SCP has a very specific behavior and its diffusivity was not accessible because its kinetics systematically depended on air velocity (Figure III.15). In all our drying conditions, the external transfers controlled drying process of SCP, and Critical Airflow Velocity CAV should have been higher than the highest experimental value we used: 15 m/s.

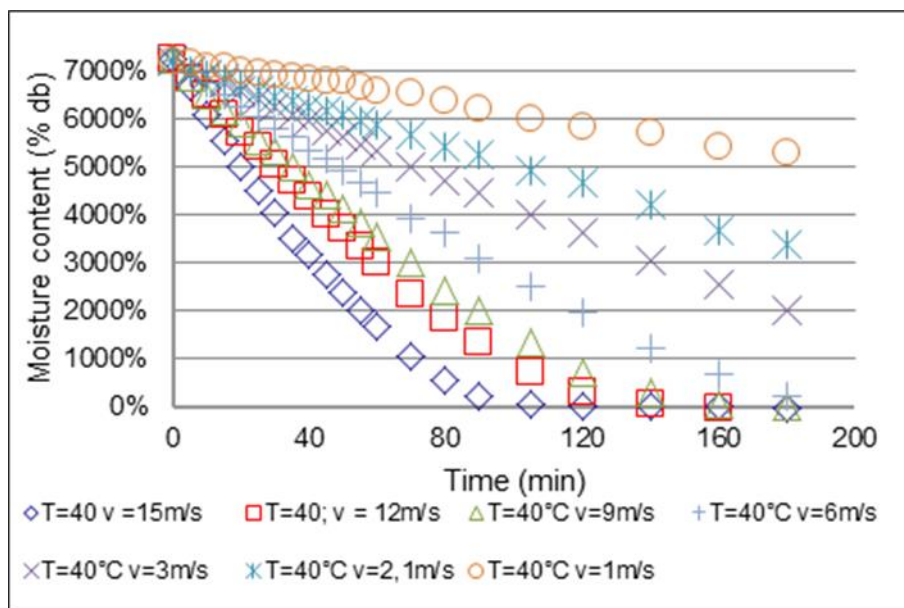


Figure III.15. Impact of operating parameters; airflow velocity (m/s) at $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ on the drying kinetics of Specific Controlled-Product SCP

III.2.4.2. Drying response parameters

According to Coupled Washing/Diffusion CWD model, effective moisture diffusivity, starting accessibility, as well as mass transfer coefficient k were calculated from drying curves ($W = f(t)$) obtained only for airflow velocity higher than CAV, for both carrot and apple cases. It was not possible to reach such condition for Specific Controlled-Product SCP.

III.2.4.2.1.Apple

a) *The effective moisture diffusivity D_{eff}*

The results presented in Table III-7 indicate that the effective moisture diffusivity D_{eff} of dried apple was ranged from 0.67 to 2.76 $10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$, which is in agreement with those reported by other authors. Thus, Kaya *et al.* (2007) reported D_{eff} value from 0.483 to 2.019 $10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ and Velić *et al.* (2004) obtained D_{eff} value for apple between 1.7 and 4.4 $10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$.

After DIC texturing stage in SD, the effective moisture diffusivity was improved by DIC caused expanding the structure apple. It varied in the range of 10.02 10^{-10} to 32.79 $10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. DIC texturing allowed effective moisture diffusivity to be ten to fifteen times greater than untreated sample. Such as DIC 1 sample ($P = 0.5 \text{ MPa}$, $t = 15 \text{ s}$) dried at 60 °C and velocity at 9 m/s increased D_{eff} by 12.6 times compared to the control's (32.79 10^{-10} instead of 2.6 $10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$).

Table III-7. Results of evaluated drying kinetics parameters of apple: drying time to reach a final water content of 3% db ($t_{d3\%}$), effective moisture diffusivity (D_{eff}), starting accessibility (δW_s), mass transfer coefficient (k). The correlation coefficient (R^2) between the experimental and predicted data value of the model is always higher than 0.97

N°	T °C	v m/s	DIC1				Control			
			$t_{d3\%}$ min	D_{eff} 10^{-10} $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	δW_s % db	k 10^{-3} m s^{-1}	$t_{d3\%}$ min	D_{eff} 10^{-10} $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	δW_s % db	k 10^{-3} m s^{-1}
2	60	9	59	32.79	1.4	0.56	275	2.6	1.51	1.18
3	40	15	93	19.47	1.41	1.63	470	1.6	0.68	1.42
5	54	13.2	61	30.01	1.5	0.76	266	2.76	0.81	0.85
6	54	4.8	68	27.99	1.14	0.59	277	2.61	1.24	1.25
8	26	4.8	166	11.71	0.65	1.37	684	1.13	0.59	2.25
9	26	13.2	152	12.49	0.94	2.08	759	0.98	0.66	2.65
10	20	9	209	10.02	0.59	1.69	1083	0.67	0.41	2.39
11	40	3	92	20.79	0.96	1.05	373	2.03	0.8	1.59
ACP	40	9	96	20.41	1.4	1.38	477	1.55	0.67	1.32
			± 5	± 0.93	± 0.28	± 0.34	± 20	± 0.029	± 0.05	± 0.15

ACP: Average Center Point

Figure III.16 illustrated the general trends of D_{eff} versus the drying operating parameters for DIC 1 sample ($P = 0.5 \text{ MPa}$, $t = 15 \text{ s}$). D_{eff} was completely independent on airflow velocity (from 3 to 15 m/s), and linearly increased with temperature.

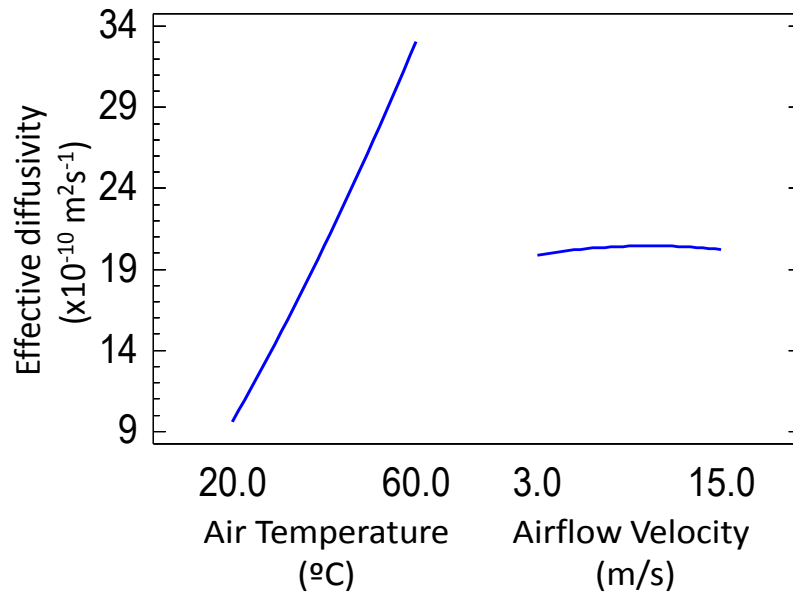


Figure III.16. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the effective moisture diffusivity of apple at point DIC 1; General trends

The empirical equation of effective moisture diffusivity of DIC 1 had a high regression coefficient ($R^2 = 0.98$), which means a good fit of the empirical linear model:

$$D_{eff} = -2.86 + 0.586T \quad (Eq. III.41)$$

Where D_{eff} is expressed in $10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ and T in °C.

The experimental results fit well this empirical model (Figure III.17).

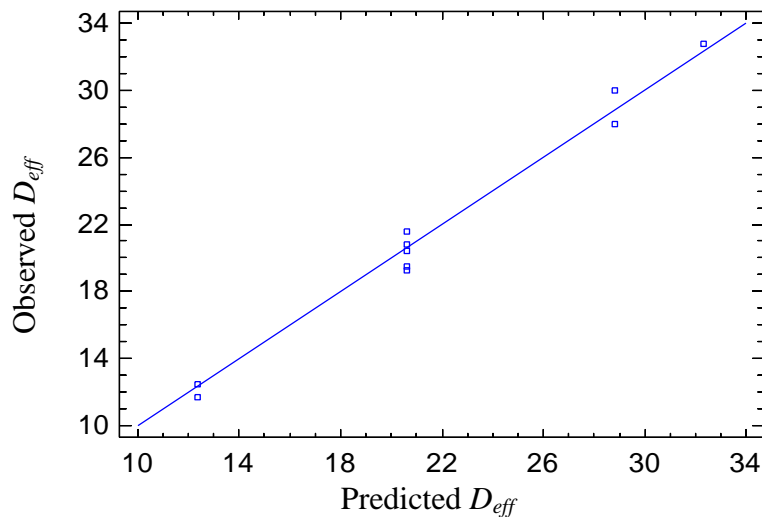


Figure III.17. Comparison between experimental effective moisture diffusivity and calculated from the empirical model

b) Starting accessibility δW_s

According to CWD model, starting accessibility should play a key-role in the airflow drying process. As presented in Table III-7, after DIC texturing stage, the starting accessibility was systematically greater up to 2.3 times more than untreated sample.

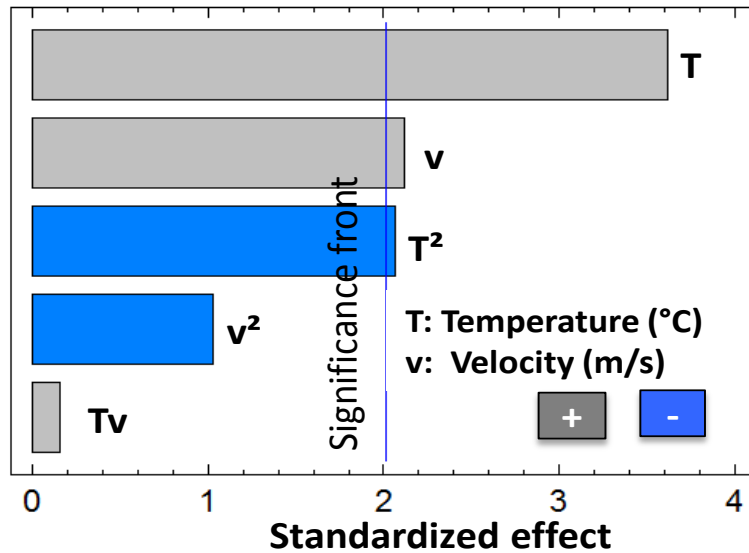


Figure III.18. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the starting accessibility of apple at point DIC 1; Pareto chart

From Pareto chart in Figure III.18, it possible to identify the most significant effects on the starting accessibility for DIC 1 sample as due to the air temperature T . Thus, the higher the temperature, the higher the starting accessibility. Moreover, the air velocity v and T^2 effects were very weak (as we can have from ANOVA: P-value = 0.088 for v and P-value = 0.093 for T^2).

The empirical equation was calculated to express the starting accessibility of DIC 1 versus the drying operative parameters. It was established with a regression coefficient $R^2 = 0.77$:

$$\delta W_s = -1.14 + 0.083T + 0.038v - 0.0008T^2 \quad (\text{Eq. III.42})$$

Where δW_s is expressed in % db, T in °C and v in m/s.

The experimental results fit this empirical model (Figure III.19).

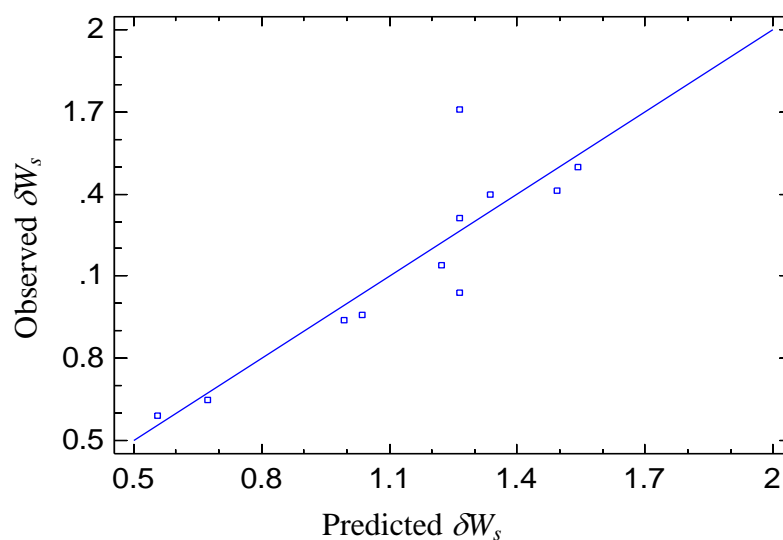


Figure III.19. Comparison between experimental starting accessibility and calculated from the empirical model

c) Mass transfer coefficient k

Mass transfer coefficient k was defined in (Eq. III.40). It should decrease when temperature increases, and be higher for higher airflow velocity because of δW_s evolution versus v .

As Figure III.20 indicates from general trends, the mass transfer coefficient was effected negatively by temperature and positively by air velocity.

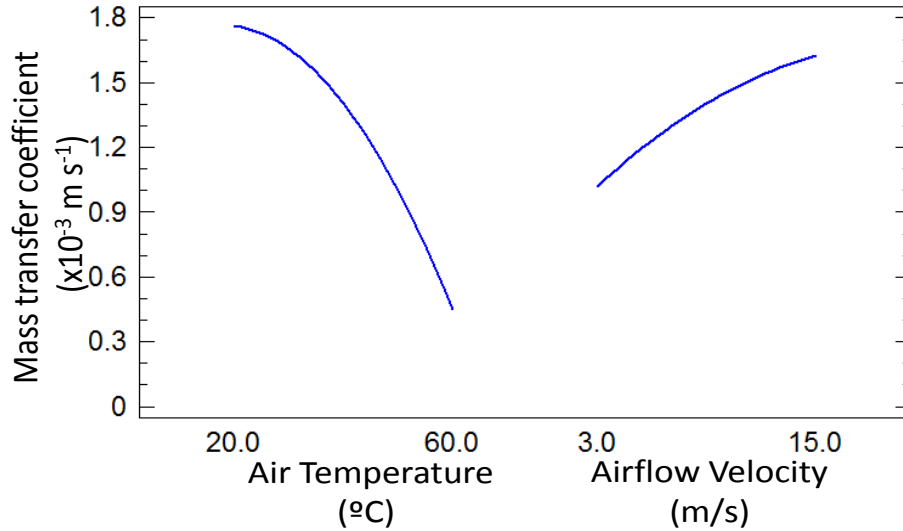


Figure III.20. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature ($^{\circ}\text{C}$) and velocity (m/s) on the mass transfer coefficient k of apple at point DIC 1; General trends

Statistical analysis of the experimental design in the studied ranges of processing parameters allowed identifying the prediction models for the masse transfer coefficient with $R^2 = 0.78$:

$$k = 2.13 - 0.033T + 0.05v \quad (\text{Eq. III.43})$$

Where k is expressed in m/s, T in $^{\circ}\text{C}$ and v in m/s.

Figure III.21 shows that the experimental results fit this empirical model.

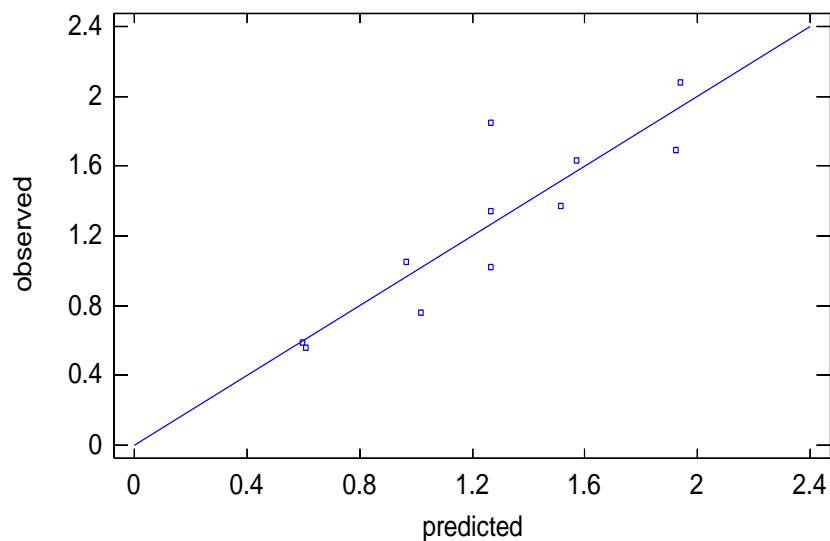


Figure III.21. Comparison between experimental masse transfer coefficient and calculated from the empirical model.

III.2.4.2.2.Carrot

a) *The effective moisture diffusivity D_{eff}*

Carrot D_{eff} values presented Table III-8 are ranged from 0.7 to $2 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. This correlates literature values located D_{eff} between 10^{-11} and $10^{-8} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. Srikiatden and Roberts (2006) reported D_{eff} values of carrot core from 6.42 to $14.7 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ and carrot cortex from 6.68 to $11.8 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$. Zielinska and Markowski (2010) obtained D_{eff} value for carrot between 2.58 and $20.4 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$.

After DIC texturing stage in SD, the effective moisture diffusivity was improved by DIC caused expanding the structure of carrot and apple. For carrot, DIC 1 ($P = 0.5 \text{ MPa}$, $t = 15 \text{ s}$) dried at $60 \text{ }^\circ\text{C}$ and velocity at 9 m/s increased the effective moisture diffusivity by 4.6 times compared to the control's ($8.3 \cdot 10^{-10}$ instead of $1.8 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$).

Table III-8. Results of evaluated drying kinetics parameters of carrot: drying time to reach a final water content of 3% db ($t_{d3\%}$), effective moisture diffusivity (D_{eff}), starting accessibility (δW_s), mass transfer coefficient (k). The correlation coefficient (R^2) between the experimental and predicted data value of the model is always higher than 0.95

N°	T °C	v m/s	DIC1				Control			
			$t_{d3\%}$ min	D_{eff} 10^{-10} $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	δW_s % db	k 10^{-3} m s^{-1}	$t_{d3\%}$ min	D_{eff} 10^{-10} $\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$	δW_s % db	k 10^{-3} m s^{-1}
2	60	9	149	8.3	1.43	0.68	433	1.8	1.61	1.17
3	40	15	257	4.8	1.52	2.30	790	0.8	1.46	2.72
5	54	13.2	171	7.5	1.64	1.01	377	2	1.07	0.75
6	54	4.8	197	6.3	1.21	1.07	460	1.7	1.35	0.98
8	26	4.8	419	3.2	1.17	4.20	733	1.1	1.15	3.27
9	26	13.2	420	3	0.96	2.92	929	0.7	0.95	2.58
10	20	9	457	2.7	1.01	3.76	942	0.8	0.94	3.63
11	40	3	292	4.2	1.13	1.69	693	1.1	0.86	1.47
ACP	40	9	298	4.2	1.39	1.75	702	0.9	1.12	1.63
			± 15	± 0.3	± 0.12	± 0.23	± 75	± 0.1	± 0.11	± 0.15

ACP: Average Center Point

Pareto chart of Figure III.22 illustrated the impact of drying operating parameters on the effective moisture diffusivity for DIC 2 carrot sample ($P = 0.35 \text{ MPa}$, $t = 15 \text{ s}$). D_{eff} was

completely independent on airflow velocity (from 3 to 15 m/s), and increased with second-order temperature.

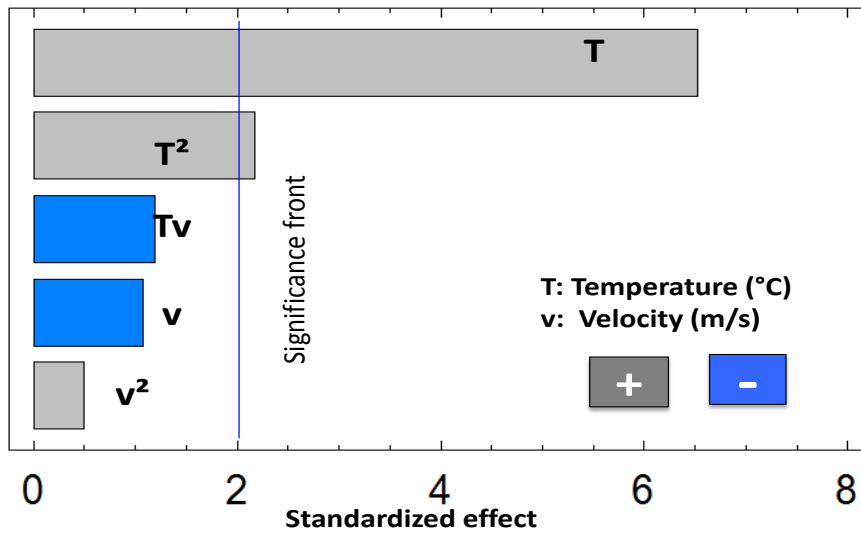


Figure III.22. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the effective moisture diffusivity of carrot at point DIC 2; Pareto chart.

The high regression coefficient ($R^2 = 0.85$) of the empirical equation of effective moisture diffusivity of DIC 2 means that the experimental results well fit this empirical model:

$$D_{eff} = 3.376 - 0.092T + 0.0022T^2 \quad (Eq. III.44)$$

b) Starting accessibility δW_s

Table III-8 shows that after optimized DIC texturing stage, the starting accessibility was 1.5 times greater than the untreated sample.

The standardized Pareto (Figure III.23) shows that the most significant effects on the starting accessibility for DIC 1 ($P = 0.5$ MPa, $t = 15$ s) sample were due to the air temperature T , and, more weakly, the air velocity v .

The empirical equation was calculated to express the starting accessibility of DIC 1 versus the drying operative parameters. It was established with a regression coefficient $R^2 = 0.78$:

$$\delta W_s = 1.6 - 0.013T - 0.086v + 0.0027Tv \quad (Eq. III.45)$$

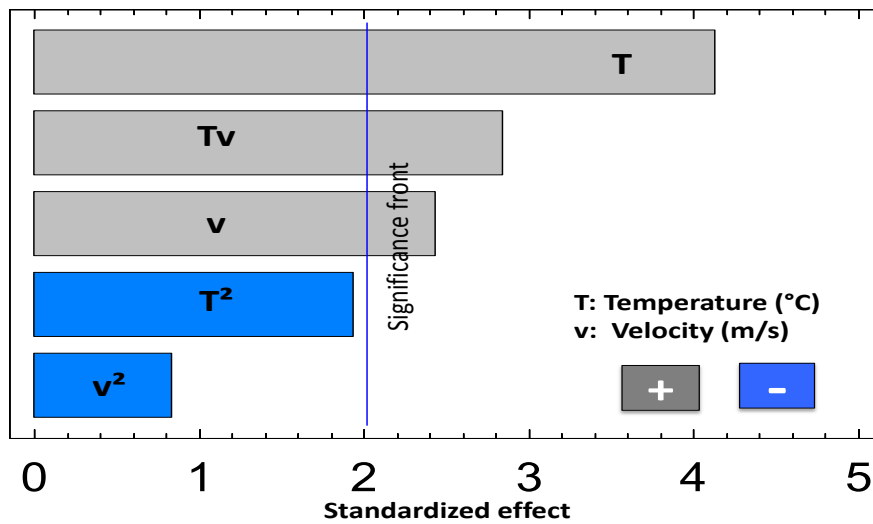


Figure III.23. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the starting accessibility of carrot at point DIC 1; Pareto chart

c) Mass transfer coefficient k

Figure III.24 gives an effective negative effect of temperature on the mass transfer coefficient k .

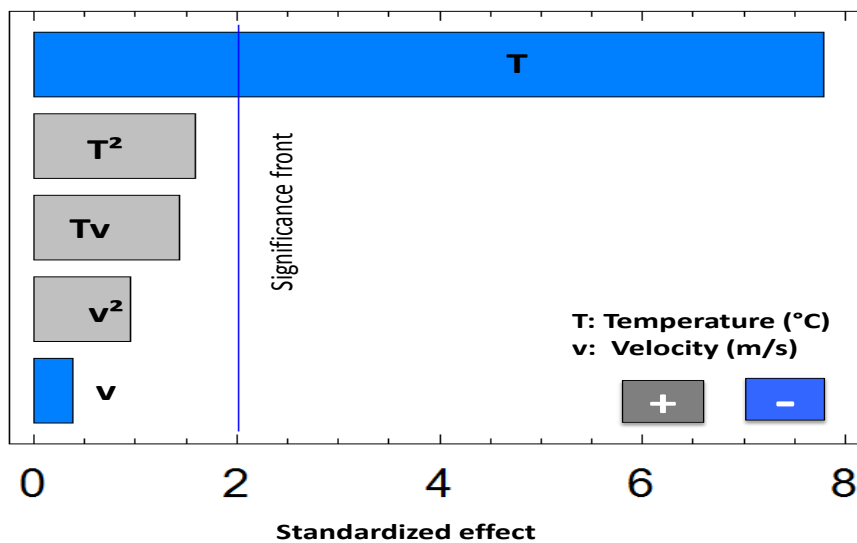


Figure III.24. Statistical analysis of the impact of drying parameters; temperature (°C) and velocity (m/s) on the mass transfer coefficient of carrot at point DIC 3; Pareto chart

Statistical analysis of the experimental design in the studied ranges of processing parameters allowed identifying the prediction models for the masse transfer coefficient of DIC 1 with $R^2 = 0.85$:

$$k = 5.418 - 0.0835T \quad (\text{Eq. III.46})$$

Where k is expressed in m/s, T in °C.

III.2.5. CONCLUSION

The drying kinetics of carrot, apple and a very high-diffusivity Specific Controlled-Product SCP were studied. Our objectives were to identify the strict conditions of adopting hot air drying HAD as diffusion-controlled operation. As long as drying kinetics depends on airflow velocity, which means for the range of hot air velocity lower than a critical value, drying operation cannot be a diffusion-controlled process. This essential condition should systematically be justified prior to any determination of effective moisture diffusivity from drying curve. This was not respected in numerous concerned research works.

In the present work, we defined Critical Airflow Velocity (CAV) as well as Coupled Washing/Diffusion (CWD) as phenomenological common model for hot air drying (HAD). After studying the kinetics versus the hot air flow conditions (temperature, relative humidity and velocity), two possibilities can take place:

The first is when the air flow velocity is less than the limiting value CAV. In these conditions, drying operation should have the external heat and mass transfers at the interaction surface as the limiting processes. Drying kinetics should depend on airflow velocity and the internal water transfer process (“effective diffusion” from the core to the surface) stays invisible through drying curves.

The second is when the airflow velocity is greater than the Critical Airflow Velocity CAV. Drying kinetics doesn't depend on airflow velocity and the internal transfer (effective diffusion) of liquid water becomes the limiting process. Drying should then reveal the effective diffusion phenomenon, which becomes visible from drying experimental data, and the effective moisture diffusivity D_{eff} can be determined. So the effective moisture diffusivity D_{eff} should depend on the material structure and the air temperature but must stay independent on the air velocity.

The Critical Airflow Velocity CAV is a function of the internal water diffusion within the matrix. In this study for carrot, CAV was 1 m/s for untreated carrot and 2.1 m/s for carrot treated at 0.35 MPa for 15 s, 0.2 MPa for 15 s, 0.15 MPa for 10 s and for 0.1 MPa for 10 s. CAV reached 3 m/s for DIC treated carrot at 0.5 MPa for 15 s. Similar results were obtained with apple. CAV was 2.1 m/s for untreated apple and 3 m/s for all DIC textured apple samples between 0.1 and 0.5 MPa for 15 s to 20 s. The higher the effective moisture diffusivity, the higher the CAV. For Specific Controlled-Product SCP, since the effective moisture diffusivity was very high, Critical Airflow Velocity CAV could not be identified. It should have been higher than the highest experimental value we used: 15 m/s.

III.2.6. NOMENCLATURE

δW_s	Starting accessibility
\dot{Q}	Total heat flow rate exchanged at the exchange surface (W)
\dot{W}	Rate of water content evolution (% db s ⁻¹)
A	Effective exchange area at the solid surface (m ²)
A_i, q_i	Crank's coefficients according to the geometry of solid matrix
a_w	Water activity of the foodstuff (-)
$a_{w,s}$	Water activity at the surface. Normally, it is different than global water activity a_w of the material during drying process (-)
CAV	Critical Airflow Velocity (m s ⁻¹)
CWD	Coupled Washing/Diffusion
d	Half thickness of food (m)
D_{air}	Diffusivity of vapor into air (m ² s ⁻¹)
D_{eff}	Effective moisture diffusivity (m ² s ⁻¹)
h	Heat exchange coefficient (W m ⁻² °C ⁻¹)
k	Mass transfer convection coefficient between the surface and the surrounding medium (m s ⁻¹)
L	Length of food, parallel to air flow (m)
m_d	Weight of dry matter (kg)
P	Absolute saturated steam pressure (Pa)
P_{total}	Ambient pressure (Pa)
$p_{w, air}$	Vapor pressure of airflow (Pa)
$p_{w, Ts}$	Equilibrium vapor pressure at T _s (Pa)
Re	Reynolds number: $Re = \rho v L / \mu$ (-)
Sc	Schmidt number (-) $Sc = \mu / (\rho D_{air})$
Sh	Sherwood number (-) $Sh = k L / D_{air}$
T	Temperatures (°C)
t	Time (s)
$t_{d3\%}$	Drying time to reach water content 3% db (min)
v	Air velocity (m s ⁻¹)
v_m	Absolute velocity of solid medium (m s ⁻¹)
v_w	Absolute velocity of water flow within the porous medium (m s ⁻¹)
W	Water content (% db)
W_{air}	Air water content (kg water vapor/kg dry air)

W_j	Interface water content (kg water vapor/kg dry air)
x_i	Code value of the i^{th} variable
Y	Predicted response
z	Position within the food (m)

Greek letters

μ	Dynamic viscosity of air (Pa s)
ρ	Density (kg m ⁻³)
ρ_v	Density of vapor (kg m ⁻³)
ρ_m	Apparent density of dry material (kg m ⁻³)
ρ_w	Apparent density of water in the material (kg m ⁻³)
τ	Fick's number
β_0	Offset term
β_i	Coefficient of linear effect
β_{ii}	Coefficient of square effect
β_{ij}	Coefficient of interaction effect
ε_0	Random error

Subscripts

<i>air</i>	ambient air flow
∞	at time $t \rightarrow \infty$
β	in food
0	at the beginning of the drying kinetics
t_1	at time t_1
i	initial
j	in the interface food–air
p	product
s	surface

III.2.7. ACKNOWLEDGEMENTS

The authors acknowledge the Government of Vietnam for the financial support given to this research.

III.2.8. REFERENCE

Abbaszadeh, A., Motevali, A., Ghobadian, B., Khoshtaghaza, M.H., Minaei, S. 2012. Effect of air velocity and temperature on energy and effective moisture diffusivity for russian olive (*Elaeagnus gastifolial L.*) in thin-layer drying. *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, **31**(1), 65-69.

- Aghbashlo, M., Kianmehr, M.H., Samimi-Akhijahani, H. 2008. Influence of drying conditions on the effective moisture diffusivity, energy of activation and energy consumption during the thin-layer drying of berberis fruit (*Berberidaceae*). *Energy Conversion and Management*, **49**(10), 2865-2871.
- Aghfir, M., Kouhila, M., Jamali, A., Ait Mohamed, L. 2007. Séchage solaire convectif pour la conservation des feuilles de romarin (*Rosmarinus officinalis*). In *JITH 2007*; J.-J. Beziau, Eds; Enstimac:Albi, France; 13^{èmes} Journées Internationales de Thermique, Albi, France., Août 28-30, 5 p.
- Ahouannou, C., Jannot, Y., Lips, B., Lallemand, A. 2000. Caractérisation et modélisation du séchage de trois produits tropicaux : manioc, gingembre et gombo. *Science des aliments*, **20**(4/5), 413-432.
- Akpinar, E.K., Dincer, I. 2005. Moisture transfer models for slabs drying. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, **32**(1-2), 80-93.
- Al Haddad, M., Mounir, S., Sobolik, V., Allaf, K. 2008. Fruits and vegetables drying combining hot air, DIC technology and microwaves. *International Journal of Food Engineering*, **4**(6).
- Albitar, N., Mounir, S., Besombes, C., Allaf, K. 2011. Improving the drying of onion using the Instant Controlled Pressure Drop technology. *Drying Technology*, **29**(9), 993-1001.
- Allaf, K. 1982. Transfer phenomena and industrial applications. in: *Teaching book*. Lebanese University, Faculty of Science, Beirut (Lebanon).
- Allaf, K., Bouvier, J. M., Forget, M., Louka, N., & Parent, F. 1995. Procédé de traitement de produits végétaux en vue de la modification de leur texture, installation pour la mise en oeuvre d'un tel procédé et produits ainsi réalisés. **Patent WO1995004466 A1**(PCT/FR1994/000975).
- Allaf, K., Mounir, S., Allaf, T. 2012. Swell-drying : séchage et texturation par DIC des végétaux *Techniques de l'ingénieur*, F3005, 18 p.
- Allaf, K., Vidal, P. 1988. Feasibility study of a new process of Swell-Drying by instant decompression toward vacuum of in pieces vegetables in view of a rapid rehydration; Gradient Activity Plotting, University of Technology of Compiègne. France.
- Allaf, T., Allaf, K. 2014. *Instant Controlled Pressure Drop (DIC) in food processing*. Springer-Verlag New York, United States; 183 p.
- Alonzo-Macías, M., Cardador-Martínez, A., Mounir, S., Montejano-Gaitán, G., Allaf, K. 2013. Comparative study of the effects of drying methods on antioxidant activity of dried strawberry (*Fragaria Var. Camarosa*). *Journal of Food Research*, **2**(2), 92-107.
- Alzamora, S.I.M., Chirife, J. 1980. Some factors controlling the kinetics of moisture movement during avocado dehydration. *Journal of Food Science*, **45**(6), 1649-1651.
- Babalís, S.J., Belessiotis, V.G. 2004. Influence of the drying conditions on the drying constants and moisture diffusivity during the thin-layer drying of figs. *Journal of Food Engineering*, **65**(3), 449-458.
- Barati, E., Esfahani, J.A. 2011. A new solution approach for simultaneous heat and mass transfer during convective drying of mango. *Journal of Food Engineering*, **102**(4), 302-309.
- Belghit, A., Kouhila, M., Boutaleb, B.C. 1999. Approche expérimentale de la cinétique de séchage de la verveine (*Lippia Citriodora*). *Revue des Energies Renouvelables*, **2**(2), 87-97.
- Bellagha, S., Amami, E., Farhat, A., Kechaou, N. 2002. Drying kinetics and characteristic drying curve of lightly salted sardine (*Sardinella aurita*). *Drying Technology*, **20**(7), 1527-1538.
- Benhamou, A., Idlimam, A., Lamharrar, A., Benyoucef, B., Kouhila, M. 2008. Diffusivité hydrique et cinétique de séchage solaire en convection forcée des feuilles de marjolaine. *Revue des Energies renouvelables*, **11**(1), 75-85.
- Blasco, M. 2006. Effect of blanching and air flow rate on turmeric drying. *Food Science and Technology International*, **12**(4), 315-323.
- Boughali, S., Bouchekima, B., Nadir, N., Mennouche, D., Bouguettaia, H., Bechki, D. 2008. Expérience du séchage solaire dans le Sahara septentrional est algérien. *Revue des Energies Renouvelables SMSTS'08 Alger (2008)*, 105-110.
- Brooker, D.B., Bakker-Arkema, F.W., Hall, C.W. 1992. *Drying and storage of grains and oilseeds*. Springer United States; 450 p.
- Chareau, A., Cavaillé, R. 1995. Théorie et calculs. *Techniques de l'Ingénieur*, J2480, 25 p.
- Chirife, J., Cachero, R.A. 1970. Through-circulation drying of tapioca root. *Journal of Food Science*, **35**(4), 364-368.

- Clemente, G., Bon, J., Sanjuan, N., Mulet, A. 2011a. Drying modelling of defrosted pork meat under forced convection conditions. *Meat Science*, **88**(3), 374-8.
- Clemente, G., Frías, A., Sanjuan, N., Benedito, J., Mulet, A. 2011b. Influence of air velocity in dehydration of potato cubes. In *III European Drying Conference (EuroDrying'2011)*; C. Rosselló, Eds; European Drying Conference - EuroDrying'2011, Palma, Mallorca, Spain, October 26-28 3p.
- Crank, J. 1975. *The mathematics of diffusion*. 2 ed. Clarendon Press-Oxford, London, England; 421 p.
- Doymaz, İ. 2004. Convective air drying characteristics of thin layer carrots. *Journal of Food Engineering*, **61**(3), 359-364.
- Fadhel, M.I., Kooli, S., Farhat, A., Belghith, A. 2008. Séchage du raisin en plein air, dans un séchoir et sous serre Modèle mathématique et validation expérimentale. *Revue des Energies Renouvelables CICME'08*, 127-142.
- Falade, K.O., Abbo, E.S. 2007. Air-drying and rehydration characteristics of date palm (*Phoenix dactylifera L.*) fruits. *Journal of Food Engineering*, **79**(2), 724-730.
- Garau, M.C., Simal, S., Femenia, A., Rosselló, C. 2006. Drying of orange skin: drying kinetics modelling and functional properties. *Journal of Food Engineering*, **75**(2), 288-295.
- Guan, Z., Wang, X., Li, M., Jiang, X. 2013. Mathematical modeling on hot air drying of thin layer fresh tilapia fillets. *Polish Journal of Food and Nutrition Sciences*, **63**(1).
- Hassini, L., Smida, K., Azzouz, S., Belghith, A. 2002. Experimental study of drying behaviour of an agricultural product. In *Drying 2002: Proceedings of the 13th International Drying Symposium (IDS' 2002)*; Y.K.P. C. W. Cao, X. D. Liu, Y. X. Qu, Eds; University of chemical technology:China; 13th International Drying Symposium (IDS' 2002), Beijing, China, August 27-30, 1457-1463.
- Jin Park, K., Vohnikova, Z., Pedro Reis Brod, F. 2002. Evaluation of drying parameters and desorption isotherms of garden mint leaves (*Mentha crispa L.*). *Journal of Food Engineering*, **51**(3), 193-199.
- Karim, M.A., Hawlader, M.N.A. 2005. Mathematical modelling and experimental investigation of tropical fruits drying. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **48**(23-24), 4914-4925.
- Kaya, A., Aydın, O., Demirtaş, C. 2007. Drying kinetics of red delicious apple. *Biosystems Engineering*, **96**(4), 517-524.
- Khouya, A., Draoui, A. 2009. Détermination des courbes caractéristiques de séchage de trois espèces de bois. *Revue des Energies Renouvelables*, **12**(1), 87-98.
- Krokida, M.K., Karathanos, V.T., Maroulis, Z.B., Marinou-Kouris, D. 2003. Drying kinetics of some vegetables. *Journal of Food Engineering*, **59**(4), 391-403.
- Madamba, P.S., Driscoll, R.H., Buckle, K.A. 1996. The thin-layer drying characteristics of garlic slices. *Journal of Food Engineering*, **29**(1), 75-97.
- Marinou-Kouris, D., Maroulis, Z. 2006. Transport properties in the drying of solids. In: *Handbook of Industrial Drying, Third Edition*, (Ed.) A. Mujumdar, CRC Press. Florida, United States, 82-120.
- Masmoudi, G., Hermassi, I., Azzouz, S., Belghith, A. 2008. Caractérisation expérimentale du raisin sultanine: Cinétique de séchage et rhéologie. *Revue des Energies Renouvelables SMSTS'08*, 193-202
- Mathioulakis, E., Karathanos, V.T., Belessiotis, V.G. 1998. Simulation of air movement in a dryer by computational fluid dynamics: Application for the drying of fruits. *Journal of Food Engineering*, **36**(2), 183-200.
- Mitchell, T.J., Potts, C.S. 1958. Through-circulation drying of vegetable materials. III.—carrots. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, **9**(2), 93-98.
- Mohamed, L.A., Kouhila, M., Jamali, A., Lahsasni, S., Kechaou, N., Mahrouz, M. 2005. Single layer solar drying behaviour of citrus aurantium leaves under forced convection. *Energy Conversion and Management*, **46**(9-10), 1473-1483.
- Moreira, R., Chenlo, F., Chaguri, L., Vázquez, G. 2005. Mathematical modelling of the drying kinetics of chestnut (*Castanea sativa Mill.*): Influence of the natural shells. *Food and Bioproducts Processing*, **83**(4), 306-314.
- Motevali, A., Abbaszadeh, A., Minaei, S., Khoshtaghaza, M.H., Ghobadian, B. 2012. Effective moisture diffusivity, activation energy and energy consumption in thin-layer drying of Jujube (*Zizyphus jujube Mill.*). *Journal of Agricultural Science and Technology*, **14**(3), 523-532.

- Mounir, S., Allaf, K. 2009. Study and modeling of dehydration and rehydration kinetics within porous medium. In *Association Française de Séchage dans l'Industrie et l'Agriculture (AFSIA)*, Lyon, France, May 14-15, 2 p.
- Mounir, S., Schuck, P., Allaf, K. 2010. Structure and attribute modifications of spray-dried skim milk powder treated by DIC (Instant Controlled Pressure Drop) technology. *Dairy Science & Technology*, **90**(2-3), 301-320.
- Mujumdar, A.S. 2006. *Handbook of industrial drying*. CRC Press, Florida, United States; 1308 p.
- Mulet, A., Berna, A., Borr, M., Pinaga, F. 1987. Effect of air flow rate on carrot drying. *Drying Technology*, **5**(2), 245-258.
- Mulet, A., Sanjuán, N., Bon, J., Simal, S. 1999. Drying model for highly porous hemispherical bodies. *European Food Research and Technology*, **210**(2), 80-83.
- Nguyen, T.H., Lanoisellé, J.L., Allaf, K. 2014. Effect of instant controlled pressure drop DIC treatment on the properties of dried carrot. In *Proceedings of 19th International Drying Symposium IDS'2014 (CD-ROM)*; A. Julien, P. Roman, V. Severine, Eds; University Claude Bernard Lyon:France; 19th International Drying Symposium (IDS' 2014), Lyon, France, August 24-27, 8 p.
- Nicoletti, J.F., Telis-Romero, J., Telis, V.R.N. 2001. Air-drying of fresh and osmotically pre-treated pineapple slices: Fixed air temperature versus fixed slice temperature drying kinetics. *Drying Technology*, **19**(9), 2175-2191.
- Pavón-Melendez, G., Hernández, J.A., Salgado, M.A., Garcia, M.A. 2002. Dimensionless analysis of the simultaneous heat and mass transfer in food drying. *Journal of Food Engineering*, **51**(4), 347-353.
- Rizvi, S.S.H. 2005. Thermodynamic properties of foods in dehydration. In: *Engineering Properties of Foods*, (Eds.) M.A. Rao, S.S.H. Rizvi, A.K. Datta, CRC Press. Florida, United States, 239-326.
- Rossello, C., Canellas, J., Simal, S., Berna, A. 1992. Simple mathematical model to predict the drying rates of potatoes. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, **40**(12), 2374-2378.
- Ruiz-López, I.I., Córdova, A.V., Rodríguez-Jimenes, G.C., García-Alvarado, M.A. 2004. Moisture and temperature evolution during food drying: effect of variable properties. *Journal of Food Engineering*, **63**(1), 117-124.
- Sanjuán, N., Lozano, M., García-Pascual, P., Mulet, A. 2003. Dehydration kinetics of red pepper (*Capsicum annuum L var Jaranda*). *Journal of the Science of Food and Agriculture*, **83**(7), 697-701.
- Sarr, J., Sall, M., Sow, M.L., Kane, M.M. 2003. Étude expérimentale des courbes de séchage du poisson. *Journal des Sciences*, **3**(1).
- Sawhney, R.L., Pangavhane, D.R., Sarsavadia, P.N. 2009. Drying studies of single layer thompson seedless grapes. In *International Solar Food Processing Conference, Indore, India*; International Solar Food Processing Conference Indore, India, January 14-16, 19 p.
- Seiiedlou, S., Ghasemzadeh, H.R., Hamdami, N., Talati, F., Moghaddam, M. 2010. Convective drying of apple: mathematical modeling and determination of some quality parameters. *International Journal of Agriculture and Biology*(12), 171-178.
- Simal, S., Femenia, A., Garau, M.C., Rosselló, C. 2005. Use of exponential, Page's and diffusional models to simulate the drying kinetics of kiwi fruit. *Journal of Food Engineering*, **66**(3), 323-328.
- Simal, S., Rosselló, C., Berna, A., Mulet, A. 1998. Drying of shrinking cylinder-shaped bodies. *Journal of Food Engineering*, **37**(4), 423-435.
- Skelland, A.H.P. 1974. *Diffusional mass transfer*. John Wiley & Sons Inc, Hoboken, United States; 528 p.
- Srikiatden, J., Roberts, J.S. 2006. Measuring moisture diffusivity of potato and carrot (core and cortex) during convective hot air and isothermal drying. *Journal of Food Engineering*, **74**(1), 143-152.
- Tavakolipour, H. 2011. Drying kinetics of pistachio nuts (*Pistacia vera L.*). *World Applied Sciences Journal*, **12**(9), 1639-1646.
- Téllez-Pérez, C., Sabah, M.M., Montejano-Gaitán, J.G., Sobolik, V., Martínez, C.A., Allaf, K. 2012. Impact of Instant Controlled Pressure Drop treatment on dehydration and rehydration kinetics of green Moroccan pepper (*Capsicum annuum*). *Procedia Engineering*, **42**, 978-1003.

- Toğrul, İ.T., Pehlivan, D. 2003. Modelling of drying kinetics of single apricot. *Journal of Food Engineering*, **58**(1), 23-32.
- Tong, C.H., Lund, D.B. 1990. Effective moisture diffusivity in porous materials as a function of temperature and moisture content. *Biotechnology Progress*, **6**(1), 67-75.
- Vaccarezza, L.M., Lombardi, J.L., Chirife, J. 1974. Kinetics of moisture movement during air drying of sugar beet root. *International Journal of Food Science & Technology*, **9**(3), 317-327.
- Velić, D., Planinić, M., Tomas, S., Bilić, M. 2004. Influence of airflow velocity on kinetics of convection apple drying. *Journal of Food Engineering*, **64**(1), 97-102.
- Zielinska, M., Markowski, M. 2010. Air drying characteristics and moisture diffusivity of carrots. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **49**(2), 212-218.

CHAPITRE III.3.

EMPIRICAL RELATIONSHIPS BETWEEN TEMPERATURE, POROSITY AND WATER CONTENT, AND THE EFFECTIVE MOISTURE DIFFUSIVITY OF COUPLED WASHING/DIFFUSION CWD PHENOMENOLOGICAL DRYING MODEL

T.H. Nguyen^{1,2,3}, JL Lanoisellé¹, K. Allaf²

¹ *University of South Brittany, LIMATB EA 4250, IUT de Lorient, allée des Pommiers, 56300 Pontivy, France, lanoisel@univ-ubs.fr*

² *University of La Rochelle, LaSIE UMR CNRS 7356, avenue Michel Crépeau, 17042 La Rochelle Cedex 1 – France, kallaf@univ-lr.fr*

³ *Hanoi University of Science and Technology, Department of Automatic Control, 1 Dai Co Viet, Ha noi, Viet nam, ha.nguyenth3@hust.edu.vn*

Running Head: Washing/Diffusion model vs. drying parameters

Abstract: Once external transport resistance is lower than internal diffusion moisture resistance, Coupled Washing/Diffusion CWD becomes a very relevant phenomenological airflow drying model. In these conditions, it is possible to identify the effective moisture diffusivity and starting accessibility. Since swell drying involves coupling hot air drying to Instant Controlled Pressure Drop (DIC) texturing operation, fruits and vegetables, when treated at different operating parameters of DIC, have different expansion ratios. In the present work, carrot and apple were textured through various DIC conditions, to be later dried using airflow at 5 m/s air velocity and different temperatures (40, 50 and 60 °C). From experimental results that cover wide ranges of airflow temperature, water content, and absolute expansion ratio, an empirical model was established revealing the correlation concept between these input variables and effective moisture diffusivity as output response variable. It took into account of activation energy.

Keywords: Effective moisture diffusivity, starting accessibility, activation energy, expansion ratio, DIC.

III.3.1. INTRODUCTION

The expansion has played a fundamental part in the improvement of the dried foodstuff quality in terms of functionality (dehydration duration and rehydration) and organoleptic

(texture, color) characteristics. The principle of classical expansion by steam is based on an autovaporization of the moisture contained in an item of food; this usually takes place under the influence of an abrupt pressure release to atmospheric pressure. Thus, a product with viscoelastic behavior at high temperature expands under the effect of the constraints of the steam generated following decompression, thereby creating a porous structure in the product (Louka & Allaf, 2004). Indeed, the expansion phenomenon has already been analyzed in the of cereals, which was developed at the Eastern Regional Research Center (Cording & Eskew, 1968).

However, in the case of several fruits and vegetables, the high treatment temperature of explosion puffing is prejudicial for biochemical quality, while the temperature level, just after pressure releasing (~ 100 °C), does not allow the product to cross the glass transition (Allaf & Allaf, 2014). With such a cycle, the treatment of heat-sensitive food products becomes very delicate.

Since 1988, a new expansion process has been defined and developed with an abrupt decompression toward a vacuum, “Instant Controlled Pressure Drop” (DIC) (Allaf *et al.*, 1995; Allaf & Vidal, 1988; Allaf & Allaf, 2014). DIC treatment consists of subjecting biological products to a short period of high pressure (0.05–1 MPa), strictly correlated when saturated steam is used, at a high temperature (60–200 °C). Theoretical studies on the DIC texturing process are based on instantaneous thermodynamics (vs. classic thermodynamics), such as the anisotropic (vs. isotropic) motions of particles with an unsteady (vs. permanent) process. Such an instantaneous autovaporization process coupled to hydro-thermo-mechanical stress involves lower treatment temperature; this technique allows various heat sensitive polymers such as those found in foods, cosmetics, pharmaceuticals, etc. to be expanded. Since the temperature just after pressure drops (<35 °C) is usually lower than glass transition T_g level (~ 30 - 40 °C), the new expanded structure can be preserved. This leads to very satisfactory final qualities (shape, texture, color and flavor ...) (Mounir *et al.*, 2012). The relative expansion ratio was first calculated by Louka and Allaf (2004). Then, Sulaiman (2013) developed assessment ways to calculate the absolute expansion ratio by the direct expansion (3D), the frame (2D), or using sand bath.

Numerous products were studied as: rice (Duong, 2003), onions (Albitar *et al.*, 2011), milk powder (Mounir *et al.*, 2010), snacks and granule powders (Mounir *et al.*, 2011b), fruits and vegetables (Al Haddad *et al.*, 2008), pepper (Télléz-Pérez *et al.*, 2012), strawberries (Maritza *et al.*, 2012), gum Arabic and soybean powder (Nguyen, 2014), etc.

Numerous models have been used in airflow drying operations. Recently, a phenomenological model of Coupled Washing/Diffusion CWD was adequately defined (Allaf & Allaf, 2014). It

couples the initial airflow / superficial interaction with internal moisture diffusion. When airflow velocity is much higher than Critical Airflow Velocity CAV, it is possible to use this CWD phenomenological model to identify the impact of both drying process parameter and product attribute. Water diffusivity D_{eff} expressed in $m^2 s^{-1}$ is calculated in the range excluding both initial (surface interaction) phase and the paradoxical phase (Al Haddad *et al.*, 2008).

In the specific case of swell drying, DIC treatment results in higher porosity and expansion ratio. This normally implies:

- Lower final equilibrium moisture W_e expressed in g H₂O/g dry basis (db),
- Lower water activity,
- Higher effective moisture diffusivity D_{eff} (often 2–10 times higher than conventional air-dried products).
- Higher starting accessibility δW_s (expressed in g H₂O/g db); this is twice as high, and sometimes even more than with the raw material because of the effective surface exchange, which is closely related to the specific surface area and expansion ratio,
- Shorter drying time. It is often reduced by more than 50% (Mounir *et al.*, 2014).

It is well known that the higher the airflow drying temperature, the higher the effective moisture diffusivity. However, only some papers highlighted D_{eff} as depending on water content (Guillard *et al.*, 2004; Luyben, 1980; Tong & Lund, 1990). Thus, this paper aimed at identifying an empirical model to couple the effect of the temperature, water content and absolute expansion ratio on the effective moisture diffusivity. The experimental results used in this work were issued from two vegetables: carrot and apple.

III.3.2. MATERIAL AND METHOD

III.3.2.1. Materials

Carrot and apple were bought from a local supermarket at La Rochelle, France. Products were transported to the laboratory and stored during 24 h in fridge.

Carrot and apple were washed, peeled and cut into round of 0.8 cm thickness for carrot and into 1 cm cube for apple. The samples were dried at 45 °C to reach a water content of $15 \pm 1\%$ dry basis (% db) for carrot, and $10 \pm 1\%$ db for apple. Carrot and apple were divided in two lots, one for Hot Air Drying (HAD) and other for Swell Drying (SD). The drying protocol is showed in Figure III.25

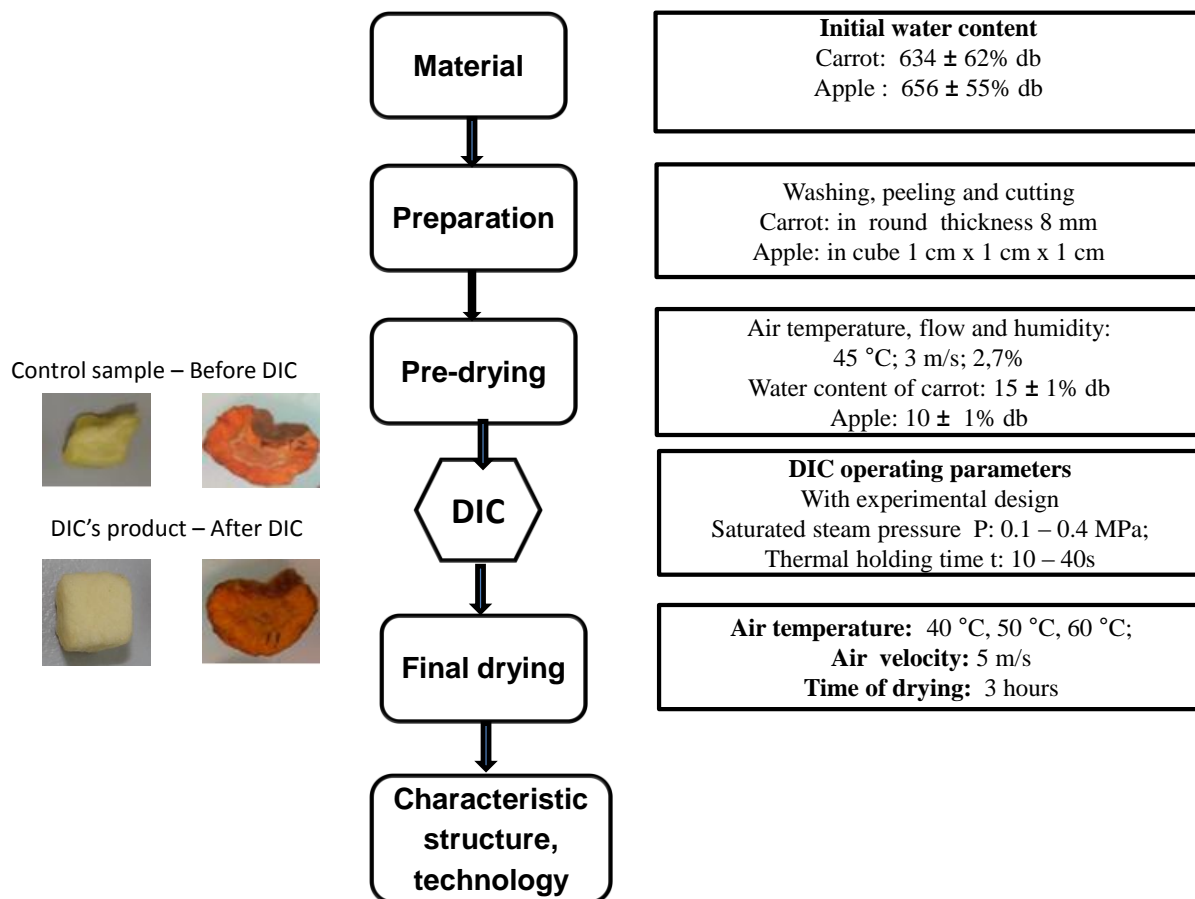


Figure III.25. Drying protocol of carrot and apple

III.3.2.2. Treatment stages

III.3.2.2.1. Détente Instantanée Contrôlée (French for "Instant controlled pressure drop") DIC

DIC units were defined and presented in various papers (Allaf *et al.*, 1995; Allaf & Vidal, 1988; Allaf & Allaf, 2014). It includes three main parts: a processing vessel, a vacuum tank and an instantaneously opening valve.

DIC treatment includes two main steps:

- 1) Establishment of high temperature ($100 - 144\text{ }^\circ\text{C}$) / high saturated steam pressure (0.1 - 0.4 MPa), for a treatment time of 10 to 40 s; and
- 2) Instant releasing toward a vacuum of 5 kPa, with a pressure drop rate higher than 1 MPa/s (Figure III.26)

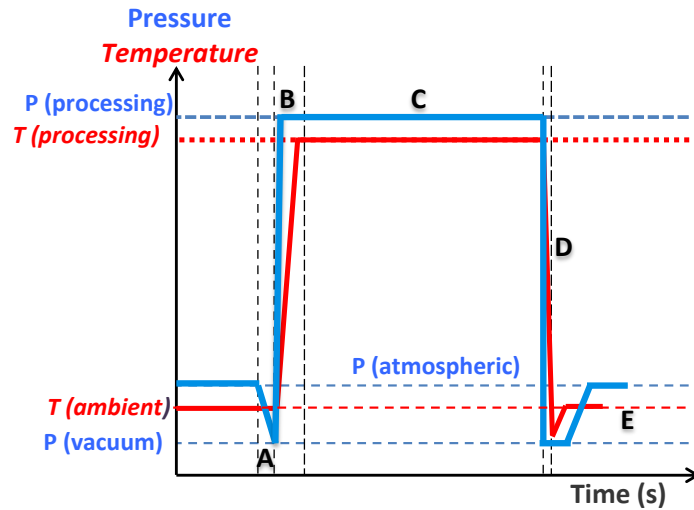


Figure III.26. Evolution of the temperature and pressure during a DIC treatment

(A): establishment of the vacuum within the processing reactor; (B): injection of steam at the selected pressure; (C) maintain of treatment pressure during selected time; (D): instant controlled pressure drop towards vacuum and (E): establishment of the atmospheric pressure within the processing reactor

III.3.2.2.2. Drying operation

Material was dried in a static dryer Figure III.27.

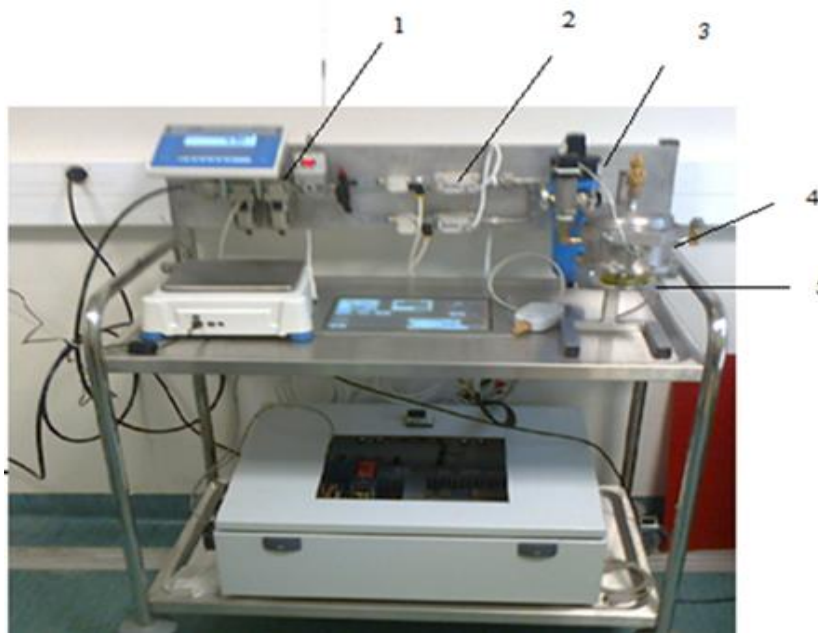


Figure III.27. The set up dryer

Airflow passing through pneumatic valves (1) went to the flow valve (2). After heating (3), airflow was perpendicularly distributed on the sample with $v = 5$ m/s air speed. GP- Pro Ex2.5 Software (Pro-face, Digital Electronics Corporation, Osaka, Japan) was used for programming and monitoring of the dryer according to the values of v and temperature T that the user established. The operating parameters such as the air flow temperature and velocity can be observed versus the drying time.

III.3.2.3. Assessment methods

III.3.2.3.1. Densities

Bulk density ρ_a (kg m⁻³) of carrot and apple was determined using the sand bath method. It is to measure the volumes V_1 and V_2 of the sand with and without sample immersed in a 2 cm diameter tube after 1000 taping times by Quantachrome DA-3 Autotap (Florida, USA), respectively. The bulk density is calculated as:

$$\rho_a = \frac{m_p}{V_1 - V_2} \quad (\text{Eq. III.47})$$

Where: m_p = the mass of the product,

V_1 = the volume of powder and product,

V_2 = the volume of powder.

Intrinsic density ρ_{int} (kg m⁻³) is the density of a pure substance or a composite material calculated from its components' densities considering conservation of mass and volume. The intrinsic density ρ_{int} is usually measured using a helium pycnometer (AccuPyc 1330, USA) at 30°C, which employs Archimedes' principle of fluid displacement and Boyle's Law to determine the actual volume of a solid (Mounir *et al.*, 2014).

III.3.2.3.2. Absolute expansion ratio

Mounir *et al.* (2014) defined the absolute expansion ratio ε_{abs} as the ratio between the intrinsic and the bulk densities to be expressed as:

$$\varepsilon_{abs} = \frac{\text{Aparent volume}}{\text{Intrinsic volume}} = \frac{\rho_{int}}{\rho_a} \quad (\text{Eq. III.48})$$

The porosity ψ is strictly correlated to the absolute expansion ratio ε_{abs} the following relation:

$$\psi = \frac{\rho_{int} - \rho_a}{\rho_{int}} = 1 - \frac{\rho_a}{\rho_{int}} = 1 - \frac{1}{\varepsilon_{abs}} \quad (\text{Eq. III.49})$$

III.3.2.4. Design of Experiments DoE

In this research, two DIC operating parameters were studied: the saturated steam pressure in the treatment chamber (P) and the thermal treatment time (t), while the other parameters were kept constant. DIC treatment experiments were carried out following the experimental design defined in Table III-9..

The impacts of the drying operating parameters on the effective moisture diffusivity were studied. The experimentations were carried out in wide ranges of air temperature (40, 50, 60 °C), water content (20.72 ± 2.75 to $10.72 \pm 0.97\%$ db for carrots, and 18.58 ± 3.45 to $5.95 \pm 1.07\%$ db for apple) and absolute expansion ratio (1.09 to 1.86 ± 0.69 for carrot, and 2.6 to 5.71 ± 0.54 for apple), while the air velocity v and the relative humidity were kept constant.

Table III-9. The coded levels for independent variables used in developing experiment data

Material	Coded levels	$-\alpha$	-1	0	+1	$+\alpha$
Apple	Steam pressure (MPa)	0.1	0.14	0.25	0.36	0.4
Carrot	Thermal holding time (s)	10	14	25	36	40

α (axial distance) = $\sqrt[4]{2^k}$. k is the number of orthogonal design variables (in our case. $k=2$ and $\alpha= 1.4142$).

The statistical treatment of results was performed using STATGRAPHICS® software for Windows® (Statgraphics centurion XV, StatPoint Technologies, Inc., USA). For each response (dependent variable Y), the software was used to carry out the statistical analyses of the experimental results. Analysis of Variance (ANOVA) was retained to select significant differences between operating parameters considered as independent variables x_i ($P \leq 0.05$). Pareto chart was effectively introduced to more suitably reveal these results. It was used to identify the significance level of independent variables. This can otherwise be verified through R^2 of the following second-order polynomial model used as a prediction empirical model expressing the response parameter Y versus the independent variables x_i :

$$Y = \beta_o + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^n \beta_{ij} x_i x_j + \theta \quad (\text{Eq. III.50})$$

General trends were also used to show the global evolution of Y versus different x_i .

Since the effective moisture diffusivity is issued from various high-complexity physical phenomena, we started by:

- (a) collecting scientific knowledge and state of art from literature,
- (b) using experimental data issued from our present experimental design,
- (c) then the net effect of input variables on one output variable D_{eff} was deduced.

In a second stage, the empirical models should express D_{eff} versus the independent variables defined in the previous step and issued from literature data. The examination of the model goodness fit should imply using several statistical criteria. In our cases, we used the value of Coefficient of Multiple Determination R^2 , as well as the Adjusted Coefficient of Multiple Determination R^2_{adj} . The Low Value of MSE (Mean Squared Error) was also used. Least square fit of model and Statistical Analysis Data regression were done using non-linear (second order) least square method by Statgraphics. By discarding the non-significant model parameters, it was possible to propose a simpler empirical model.

III.3.2.5. Phenomenological Coupled Washing/Diffusion CWD Model

Since the airflow velocity is much higher than Critical Airflow Velocity CAV, the drying was studied as following the phenomenological model of Coupled Washing/Diffusion CWD. This

is assumed to achieve through 1) a short time air/surface interaction: the both convection heat transfer and vapor transport occur at the surface; and 2) a long time diffusion transfer of the liquid and/or vapor from the product core to its exchange surface; this is justified by a thermal diffusivity being much higher than mass diffusivity.

III.3.2.5.1. The effective moisture diffusivity D_{eff}

The effective moisture diffusivity D_{eff} was calculated from the experimental data in the range excluding the specific initial airflow/superficial interaction, through the relationship between the reduced water content MR as a dependent variable and time (Allaf *et al.*, 2012):

$$MR_{t_1} = \frac{W - W_{\infty}}{W_{t_1} - W_{\infty}} \quad (Eq. III.51)$$

Fick's second law solution was identified by seeing an infinite slab. We also, assumed that:

- (1) the system was isotropic and uniform in terms of initial water content, temperature, and structure, and
- (2) there was no shrinkage of the product (Crank, 1975). The diffusion coefficient is expressed as:

$$MR_{t_1} = \frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \exp\left(\frac{-(2n+1)^2 \pi^2 D_{eff} (t - t_1)}{4L^2}\right) \quad (Eq. III.52)$$

Where:

D_{eff} : Effective moisture diffusivity ($m^2 s^{-1}$)

L : Half thickness of the slab (m)

$n = 1, 2, 3...$ the number of terms taken into consideration.

With moisture dependence, diffusivity values were calculated based on an appropriate solution of (Eq. III.52) over each segment of the drying period considered.

a) Effect of temperature, porosity and water content on the effective moisture diffusivity

An Arrhenius type equation is generally used to model the effect of temperature on the effective moisture diffusivity as follows:

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (Eq. III.53)$$

In porous solids, although the porosity ψ should be a very important parameter in defining the effective moisture diffusivity value, scarce research works were done (Baik & Marcotte, 2003; Keey, 1972). D_{eff} should also be correlated with the tortuosity (Gekas, 1992).

In terms of the possible influence of the water content on the effective moisture diffusivity, the literature reported some contradictory trends. Many researchers suggested that diffusivity is not constant, but varies with total water content. In heat transfer, conduction equations may be used with sufficient accuracy using average values of thermal diffusivities but this is not so

in mass diffusion because there is a continuous change in the structure of the material during drying (Srikiatden & Roberts, 2007). D_{eff} values during the last stages of the second falling-rate period of drying for various foods were found to be about four to eight times lower than those in the first falling-rate period (Rizvi, 2005). Such a decreasing trend should reflect liquid phase diffusion, which is expected to decrease with decreasing water content in theory (Hatamipour & Mowla, 2003; Keey, 1972; Kiranoudis *et al.*, 1992; Kiranoudis *et al.*, 1995; Marinos-Kouris & Maroulis, 2006; Saravacos, 2005; Zogzas *et al.*, 1996). However, other authors find out an opposite trend for some food products, among them Bouraoui *et al.* (1994) for microwave-convective drying of potato, Karathanos *et al.* (1995) for osmotic dehydration of apples, Azzouz *et al.* (2002) for convective drying of grapes and Sharma *et al.* (2005) for infrared radiation drying of onion slices (Hassini *et al.*, 2007).

The diffusivity's moisture dependence should normally be determined from the experimental drying data giving the average moisture versus time. Crank (1975) suggested the effective moisture diffusivity to depend on moisture concentration through one of the following three relationships: linear, $D_{eff} = 1+aW$; exponential, $D_{eff} = e^{aW}$; and power law, $D_{eff} = W^a$.

Moreover, Tong and Lund (1990), described temperature dependence of the effective moisture diffusivity as following Arrhenius-type equation (Aguerre *et al.*, 1982; Alzamora & Chirife, 1980; Suarez *et al.*, 1980; Vaccarezza & Chirife, 1978; Vaccarezza *et al.*, 1974) similar to (Eq. III.53). E_a has been found to be independent of water content (Aguerre *et al.*, 1982; Suarez *et al.*, 1980; Vaccarezza & Chirife, 1978; Vaccarezza *et al.*, 1974), a linear function of water content (Singh *et al.*, 1984), or an exponential function of water content (Luyben, 1980), depending on the properties of the material.

Furthermore, Guillard *et al.* (2004) confirmed that the diffusivity variations with water content (arithmetic mean between initial and equilibrium water content for the a_w step) were tentatively modeled in biscuit from the previously estimated diffusivity values.

With assuming surrounding air as perfect gas, water vapor contents are correlated to water vapor partial pressure using the perfect gas law and then, to water activity as follows:

$$D_{eff}\rho \frac{\partial X(0, t)}{\partial x} = \frac{kM_w P_{vsat}}{RT} (a_w(X) - a_{wair}) \quad (Eq. III.54)$$

Simal *et al.* (1998) established the following relationship between the effective moisture diffusivity, the temperature, and the local water content, which was similar to that used by Irudayaraj *et al.* (1992):

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT_s} + aW_1\right) \quad (Eq. III.55)$$

Numerous other empirical models were proposed to correlate D_{eff} versus W (Achariyaviriya *et al.*, 2000; Azzouz *et al.*, 2002; Ferrari *et al.*, 1989; Garau *et al.*, 2006; Hassini *et al.*, 2004; Hassini *et al.*, 2005; Hassini *et al.*, 2007; Rao *et al.*, 2007; Tong & Lund, 1990).

b) DIC expansion ratio impact

In the literature of DIC was widely presenting the impact of the expansion on the effective moisture diffusivity. However, there is no paper that is being found the relation. In this work, we assumed the hypothesis that the effective moisture diffusivity is exponential function of temperature, water content, and absolute expansion ratio:

$$D_{eff} = D_o \exp\left(-\frac{E_a}{RT} + aW + b\varepsilon_{abs}\right) \quad (Eq. III.56)$$

Where D_o , E_a , a and b are constant. A linear model should be obtained by using $\ln(D_{eff})$, $1/T$, W and ε_{abs} :

$$\ln(D_{eff}) = \ln D_o - \frac{E_a}{RT} + aW + b\varepsilon_{abs} \quad (Eq. III.57)$$

III.3.2.5.2. Starting accessibility δW_s

According to Allaf *et al.* (2012), the diffusion model concerns are the only experimental data for $t > t_1$. This is to be outside the initial specific airflow-superficial interaction trials. The starting accessibility δW_s expressed as g H₂O/g db is:

$$\delta W_s = W_i - W_o \quad (Eq. III.58)$$

Where the water content W_o is the calculated value of the diffusion part of Coupled Washing/Diffusion CWD model at $t = 0$ and W_i the real initial water content.

The starting accessibility δW_s , defined to reveal the specific effect of the surface-hot air interaction, should be positive $\delta W_s > 0$.

III.3.2.5.3. Mass transfer coefficient

The convective mass transfer coefficient k was calculated by Allaf (1982):

$$\dot{W} = -k\rho_v \frac{A}{m_d} \frac{(p_{w,T_s} a_{ws} - p_{w,air})}{P_{total}} \quad (Eq. III.59)$$

or

$$\delta W_s = k\rho_v \frac{A}{m_d} \frac{(p_{w,T_s} a_{w,s} - p_{w,air})}{P_{total}} \delta t \quad (Eq. III.60)$$

With: $p_{w,T_s} = p_o$ is calculated from Antoine Table.

With: p_{w,T_s} is calculated from Antoine table:

$$p_{w,T_s} = 10^{\left(10.09938 - \frac{1681}{T_s - 43.037}\right)} \quad (Eq. III.61)$$

Since, at initial stage, normally $a_{w,s} = 1$ and if $p_{w,air}$ is negligible, (Eq. III.60) becomes:

$$k = \frac{\delta W_s}{\rho_v \frac{A}{m_d} p_{w,T_s} \delta t} P_{total} \quad (\text{Eq. III.62})$$

We can easily calculate δt from the drying kinetics when the experiment is carried out continuously, but in our case, we got $\delta t = t_I$.

III.3.3. RESULTS

III.3.3.1. Densities

III.3.3.1.1. Bulk density

With conventional HAD, the bulk density was 1273 kg m^{-3} and 610 kg m^{-3} for carrot and apple, respectively. This was in the range of $1050\text{--}1380 \text{ kg m}^{-3}$ for carrot and from 520 to 900 kg m^{-3} for apple according to Rodríguez-Ramírez *et al.* (2012).

Swell-Dried SD fruits and vegetables have low bulk density. This is normally due to texturing impact of DIC in the case of SD products as presented by Albitar (2010). Mounir *et al.* (2011b) reached very high DIC expansion ratio with bulk density of SD-dried products between 33 to 70 kg m^{-3} against $1118 \pm 5 \text{ kg m}^{-3}$ for control sample.

The values of the bulk density of DIC textured samples varied from 448 to 1273 kg m^{-3} for carrot, and from 205 to 291 kg m^{-3} for apple. The lowest bulk density was about three times lower than the control sample of 1281 and 610 kg m^{-3} for carrot and apple, respectively (Table III-10).

Statistical analysis of the experimental design showed that the saturated steam pressure P and the thermal holding time t both highly significant on decreasing the bulk density of carrot. As we can have from ANOVA, the p-value was 0.005 for t and 0.022 for t^2 (Figure III.28). Otherwise, only the saturated steam pressure P influence on the bulk density of apple (Figure III.29).

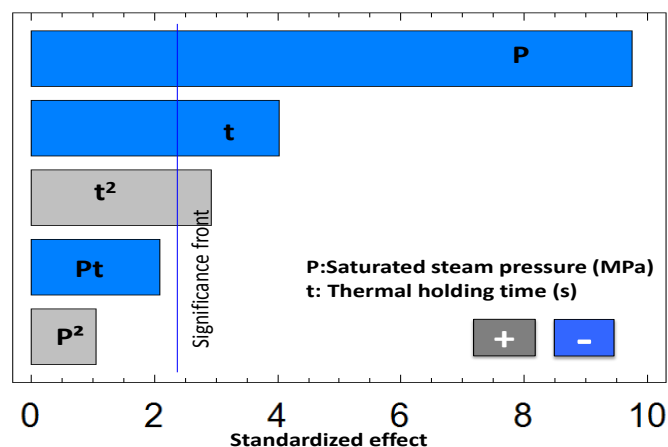


Figure III.28. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density of carrot

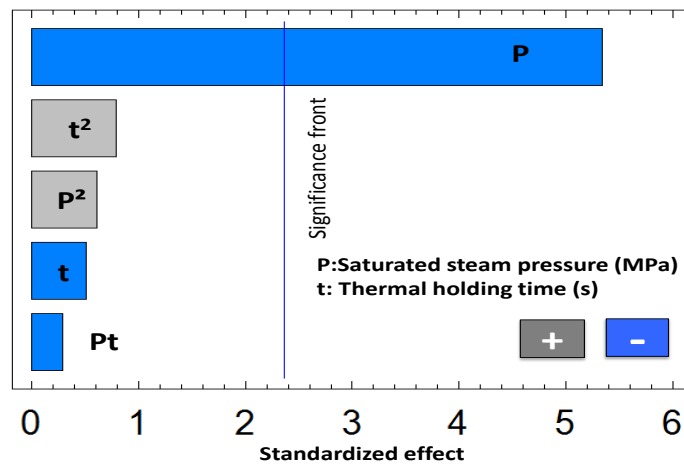


Figure III.29 Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the bulk density of apple

Table III-10. The experimental values of physical properties of DIC textured carrot and apple

No	P (MPa)	t (s)	Carrot				Apple			
			ρ_a (kg/m ³)	ρ_{int} (kg/m ³)	ψ (-)	ϵ_{abs} (-)	ρ_a (kg/m ³)	ρ_{int} (kg/m ³)	ψ (-)	ϵ_{abs} (-)
DIC1	0.25	25	820	1359	0.412	1.70	235	1383	0.829	5.83
DIC2	0.40	25.0	448	1326	0.679	3.11	205	1378	0.851	6.69
DIC3	0.30	40.0	510	1302	0.634	2.73	220	1441	0.840	6.23
DIC4	0.25	25.0	789	1341	0.434	1.77	234	1329	0.840	5.86
DIC5	0.36	35.6	480	1401	0.656	2.91	227	1319	0.820	6.04
DIC6	0.36	14.4	739	1310	0.470	1.89	214	1398	0.845	6.41
DIC7	0.25	25.0	732	1386	0.475	1.91	236	1279	0.829	5.81
DIC8	0.14	14.4	1190	1457	0.146	1.17	251	1386	0.818	5.46
DIC9	0.14	35.6	1229	1467	0.118	1.13	266	1440	0.825	5.15
DIC10	0.25	25.0	830	1381	0.405	1.68	234	1425	0.839	5.86
DIC11	0.10	25.0	1273	1480	0.087	1.10	291	1345	0.789	4.71
DIC12	0.25	10.0	1263	1446	0.094	1.10	266	1362	0.809	5.15
DIC13	0.25	25.0	714	1377	0.488	1.95	242	1333	0.824	5.67
ADIC			848 ± 299	1387 ± 60	0.392 ± 0.21	1.86 ± 0.69	240 ± 24	1371 ± 49	0.828 ± 0.017	5.71 ± 0.55
RM	-	-	1281	1491	0.081	1.09	610	1449	0.616	2.60

ADIC: Average points DIC; RM: Raw Material (control sample)

It allowed obtaining the following empirical model for the bulk density for carrot ($R^2=0.91$):

$$\rho_a = 2298.89 - 2809.36P - 50.42t + 0.75t^2 \quad (\text{Eq. III.63})$$

And for apple ($R^2 = 0.78$):

$$\rho_a = 299.12 - 232.62P \quad (\text{Eq.III.64})$$

where P is expressed in MPa and t in s.

Figure III.30 and Figure III.31 show that the experimental results fit this empirical model for both carrot and apple.

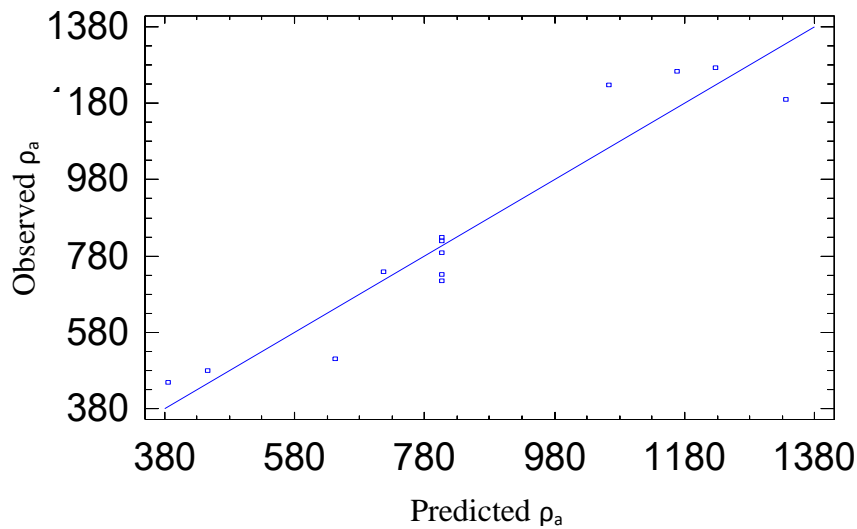


Figure III.30. Comparison between experimental bulk density and calculated from the empirical model for carrot

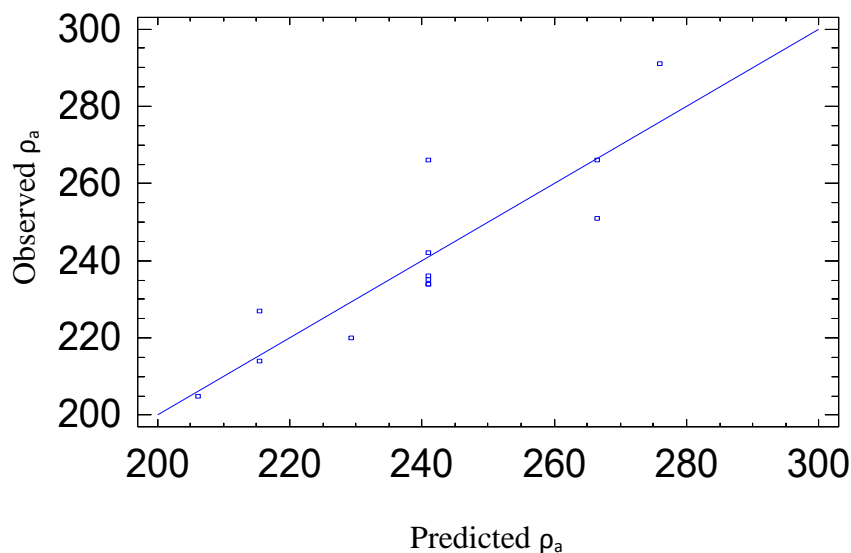


Figure III.31. Comparison between experimental bulk density and calculated from the empirical model for apple

III.3.3.1.2. Intrinsic density

There was slight difference of intrinsic density ρ_{int} between unprocessed and textured products. Pareto chart (Figure III.32) showed that DIC operating parameters did not affect significantly the intrinsic density of apple.

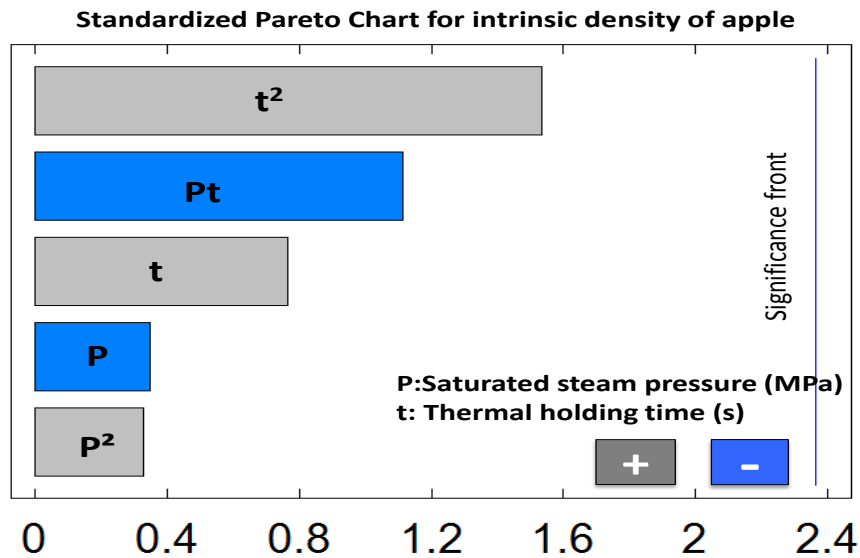


Figure III.32. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the intrinsic density of apple

This corroborates the observation of (Mounir *et al.*, 2011b; Nguyen, 2014) who considered the intrinsic density ρ_{int} as constant independently on DIC operating conditions. So, average values of ρ_{int} were foreseen as 1387 ± 60 and 1371 ± 49 kg m^{-3} for DIC textured carrot and apple, respectively (Table III-10); against 1491 and 1449 kg m^{-3} for unprocessed carrot and apple, respectively. These values were notably lower than those of Lozano *et al.* (1983) and Zogzas *et al.* (1994) (1530 and 1610 kg m^{-3} , respectively) for carrot. They were similar to Rodríguez-Ramírez *et al.* (2012) results ranged in 1090 – 1490 kg m^{-3} and lower than the value of 1510 kg m^{-3} given by Zogzas *et al.* (1994), both for apple.

III.3.3.2. Absolute expansion ratio

The absolute expansion ratio of DIC textured samples was up to $\varepsilon_{abs} = 3.11$ for carrot and 6.69 for apple (Table III-10). This means about three times more than the control sample (1.09 and 2.6 for carrot and apple, respectively).

All these results well corroborate the literature results, which prove that DIC texturing stage in SD systematically allows the structure of dried products to greatly expand. Therefore, the relative expansion ratio reaches between 126% and 194% (Albitar, 2010; Kamal *et al.*, 2008). Absolute expansion ratio was also calculated by Sulaiman (2013) and Mounir *et al.* (2011b) for DIC-textured vegetables and pure cheese; it reached up to 36.

Figure III.33 shows that statistical analysis allows identifying both P and t as the main significant operating parameters for carrot. From ANOVA, we have the p-value was 0.005 for t and 0.022 for Pt . However, only P gets influence on the absolute expansion ratio for apple (Figure III.34).

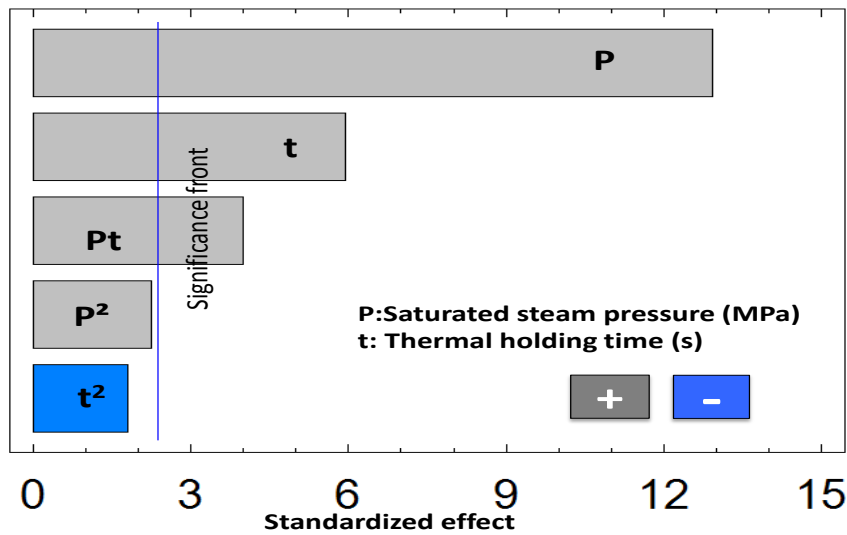


Figure III.33. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ratio of carrot

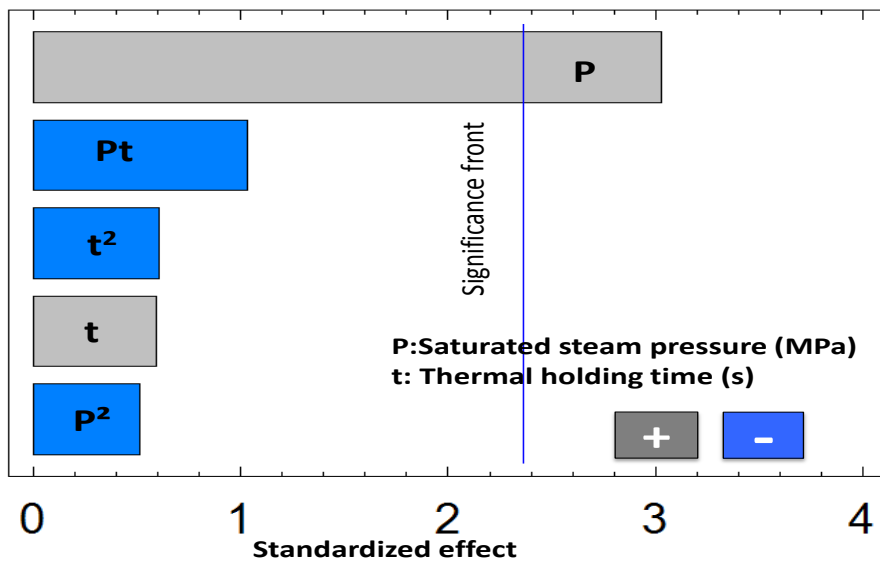


Figure III.34. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the absolute expansion ratio of apple

The following empirical model expresses the absolute expansion ratio of carrot with high regression coefficient ($R^2 = 0.93$). It means a good fit of the following empirical model:

$$\varepsilon_{abs} = 0.91 + 0.57P + 0.025t + 0.2Pt \quad (Eq.III.65)$$

The prediction model for absolute expansion ratio of apple gets $R^2 = 0.8$:

$$\varepsilon_{abs} = 4.37 + 5.45P \quad (Eq.III.66)$$

Figure III.35 indicate the experimental results for both carrot and apple fits well these empirical model.

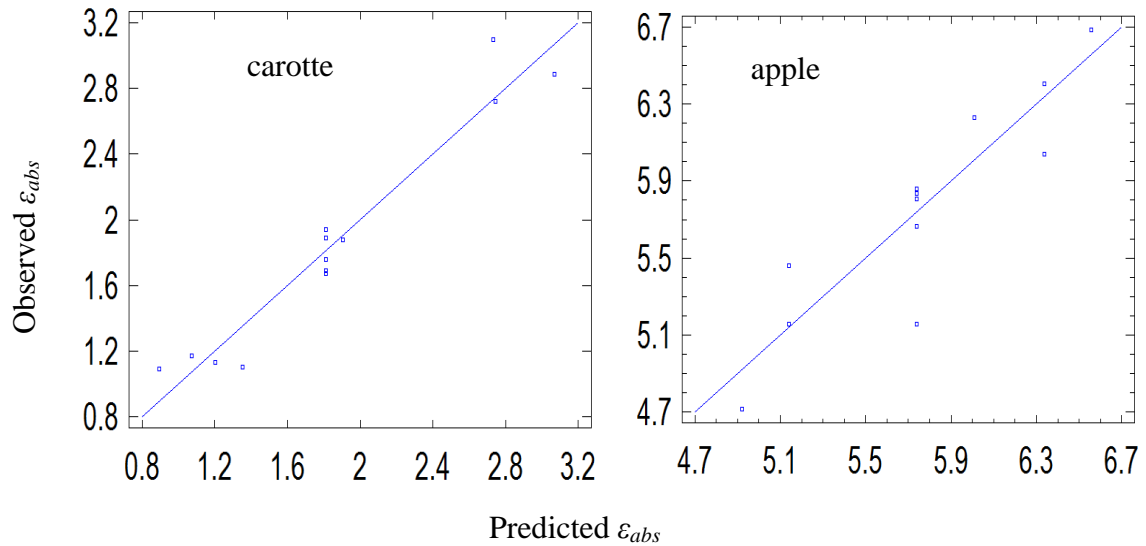
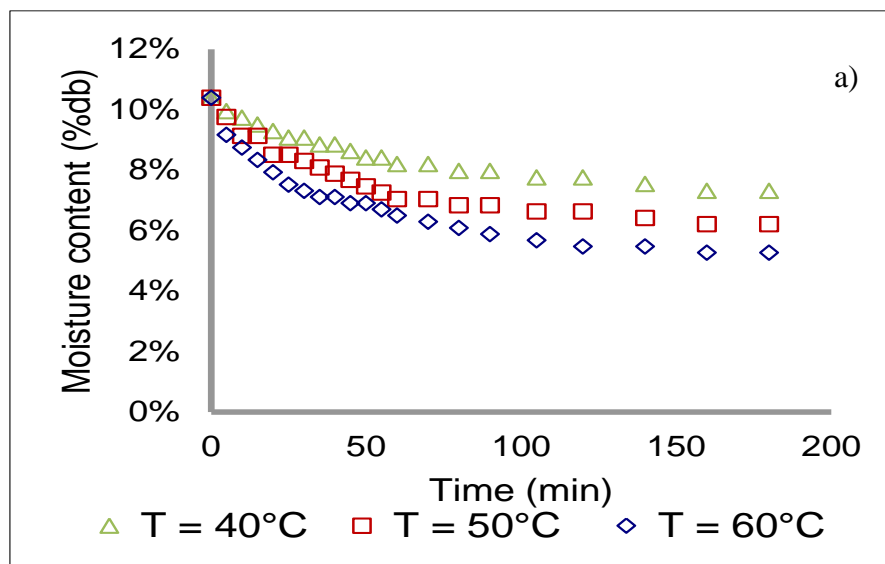


Figure III.35. Comparison between experimental absolute expansion ratio and calculated from the empirical model

III.3.3.3. Drying operation

The drying kinetics was studied at $v = 5$ m/s and different temperature $T = 40; 50; \text{ and } 60^\circ\text{C}$. As shown in Figure III.36, the drying time of DIC2 (0.4 MPa for 25 s) was shorter than control. This means the DIC texturing stage have a significant influence on the drying kinetics. The necessary time to decrease from 10% db to 5% db for SD sample at 0.4 MPa; 25 s (DIC 2) was about 77 min, while control sample need 223 min.



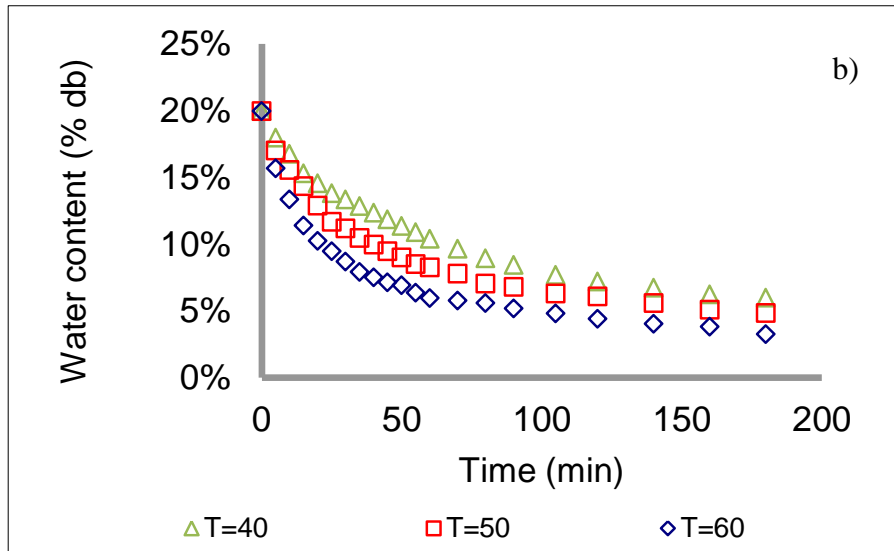


Figure III.36. Drying curves of apple a) raw material and b) the DIC 2 at $v = 5 \text{ m/s}$

III.3.3.3.1. The effective moisture diffusivity D_{eff}

The literature estimated diffusivity value of carrot and apple were within the range of $10^{-11} - 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ (Kaya *et al.*, 2007; Simal *et al.*, 1997; Srikiatden & Roberts, 2006; Velić *et al.*, 2004; Zielinska & Markowski, 2010)

The effective moisture diffusivity was improved by DIC expanding the structure of product: D_{eff} increased 1.5-3 times (Abdulla *et al.*, 2010; Albitar *et al.*, 2011; Setyoprato *et al.*, 2009; Téllez-Pérez *et al.*, 2012); it reached up to 38-46 times (Kamal *et al.*, 2012; Maritza *et al.*, 2012).

As the airflow velocity was higher than Critical Airflow Velocity CAV, it was possible to adopt the Coupled Washing/Diffusion CWD model. The values of local effective moisture diffusivity at various water content levels were calculated through (Eq. III.52), by considering 5 time levels spread over a range of $\pm 4 \cdot 5 \text{ min}$.

Therefore, for each apple and carrot, 462 values of the effective moisture diffusivity D_{eff} were calculated for the different levels of temperature T , water content dry basis W and absolute expansion ratio ε_{abs} . They were statistically analyzed using STAGRAPHICHS, as parameters $\ln(D_{eff})$; $1/T \text{ (K}^{-1}\text{)}$; $W \text{ (% db)}$ and ε_{abs} . The coefficients of (Eq. III.57) were then developed. As example, Table III-11 shows some values at point DIC 5 and RM for carrot.

Table III-11. Value of the effective moisture diffusivity, the expansion, the temperature and the water content at some points DIC 5 and RM for carrot

DIC 5					RM				
ε_{abs} (-)	$1/T$ (K ⁻¹)	W (% db)	D_{eff} (10 ⁻¹⁰ m ² s ⁻¹)	$\ln(D_{eff})$ (-)	ε_{abs} (-)	$1/T$ (K ⁻¹)	W (% db)	D_{eff} (10 ⁻¹⁰ m ² s ⁻¹)	$\ln(D_{eff})$ (-)
2.91	0.003	19.55	8.38	-20.8996	1.09	0.003	12.47	2.39	-22.1547
2.91	0.003	18.16	7.92	-20.957	1.09	0.003	11.93	2.32	-22.1854
2.91	0.003	17.04	7.23	-21.0474	1.09	0.003	11.53	1.58	-22.5669
2.91	0.003	16.05	6.82	-21.106	1.09	0.003	11.19	0.96	-23.0678
2.91	0.003	15.18	6.19	-21.2026	1.09	0.003	10.89	1.28	-22.7829
2.91	0.003	14.45	5.63	-21.2984	1.09	0.003	10.64	1.59	-22.5605
2.91	0.003	13.78	5.34	-21.3499	1.09	0.003	10.4	1.91	-22.3777
2.91	0.003	13.19	6.52	-21.1508	1.09	0.003	10.15	1.15	-22.8833
2.91	0.003	12.53	6.49	-21.1562	1.09	0.003	9.9	0.68	-23.4107
2.91	0.003	11.87	5.69	-21.2871	1.09	0.003	9.66	0.61	-23.5206
2.91	0.003	11.17	5.4	-21.3387	1.09	0.003	9.46	0.56	-23.6038

RM: Raw material (control sample)

The effective moisture diffusivity of point DIC 5 (at 0.36 MPa for 35.6 s) of dried carrot at $T = 60$ °C; $W = 12.53\%$ db, and $\varepsilon_{abs} = 2.91$, increased the effective moisture diffusivity by 2.7 times compared to the control's ($T = 60$, $W = 12.47\%$ db, and $\varepsilon_{abs} = 1.09$) ($6.49 \cdot 10^{-10}$ instead of $2.39 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$). The effective moisture diffusivity of point DIC 2 (at 0.4 MPa for 25 s) of dried apple at $T = 60$ °C; $W = 7.62\%$ db, and $\varepsilon_{abs} = 6.69$, increased the effective moisture diffusivity by 2 times compared to the control's ($T = 60$, $W = 7.64\%$ db, and $\varepsilon_{abs} = 2.6$) ($12.8 \cdot 10^{-10}$ instead of $6.62 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$).

Pareto chart illustrates that all these parameters have significant linear influence on $\ln(D_{eff})$ of carrot (Figure III.37) and apple (Figure III.38).

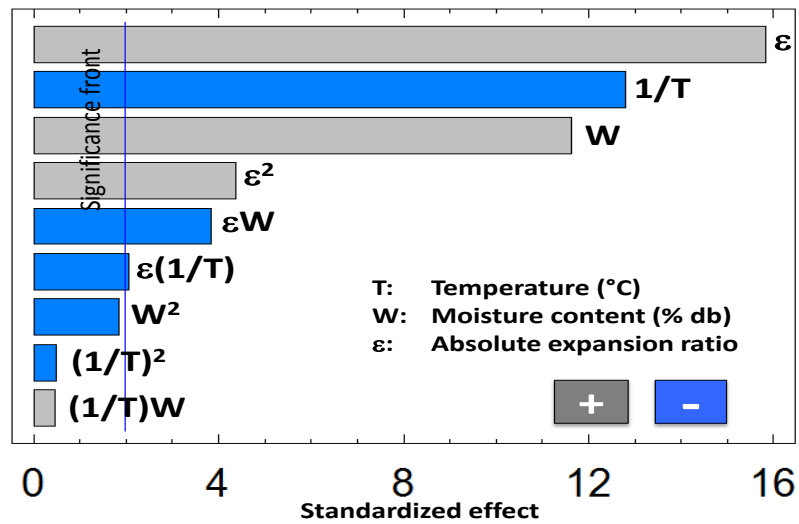


Figure III.37. Impact of parameters; $1/T$ (K^{-1}), water content W (% db), absolute expansion ratio ϵ_{abs} on the effective moisture diffusivity D_{eff} of carrot.

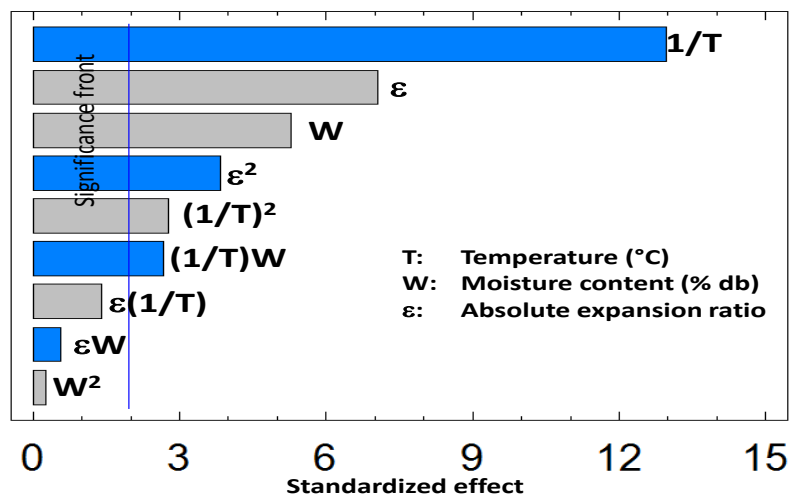


Figure III.38. Impact of parameters; $1/T$ (K^{-1}), water content W (% db), absolute expansion ratio ϵ_{abs} on the effective moisture diffusivity D_{eff} of apple.

So, we choose the first-order empirical model to express $\ln(D_{eff})$ of carrot and apple with a regression coefficient $R^2 = 60.15\%$ and $R^2 = 67.32\%$, respectively. The R^2 statistic shows that the models as fitted satisfactorily explain of the variability in $\ln(D_{eff})$. Since the R^2_{adj} statistic is more suitable for comparing models with different numbers of independent variables, we used it for carrot and apple. Its values were 59.89% and 67.1%, respectively. The standard error of the estimate shows the standard deviation of the residuals; it was 0.347 and 0.293, respectively. The mean absolute error, which is the average value of the residuals, was 0.279 and 0.235, respectively. Figure III.39 illustrated the experimental results for both carrot and apple fits this empirical model.

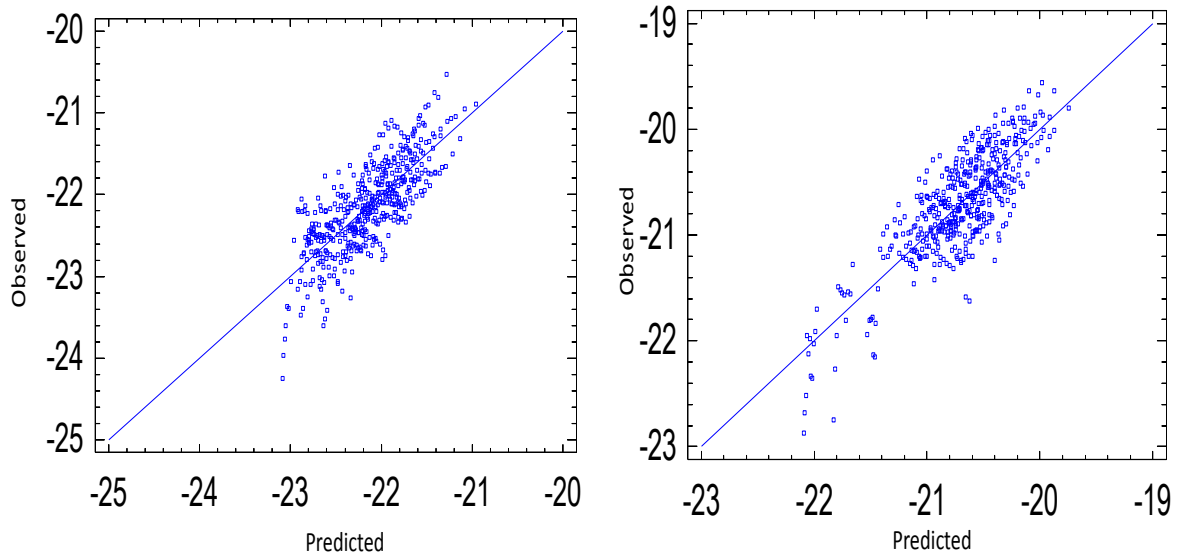


Figure III.39 Comparison between experimental \ln effective moisture diffusivity and calculated from the empirical model

From these models, it was possible to present the effective moisture diffusivity as:

Carrot:

$$D_{eff} = 2.86 \cdot 10^{-7} \exp\left(-\frac{24628}{RT} + 0.0896W + 0.427\varepsilon_{abs}\right) \quad (Eq. III.67)$$

Apple:

$$D_{eff} = 1.267 \cdot 10^{-5} \exp\left(-\frac{31907}{RT} + 0.084W + 0.287\varepsilon_{abs}\right) \quad (Eq. III.68)$$

In the present research work, the effective moisture diffusivity D_{eff} issued from the phenomenological Coupled Washing/Diffusion CWD, depended on the temperature and water content, absolute expansion ratio.

These empirical models (Eq. III.67) and (Eq. III.68) led to determine the activation energy as 24.6 kJ/mol for carrot. This value is moderately close to those obtained in the literature by Doymaz (2004a), Berruti *et al.* (2009), and Mulet *et al.* (1989) with 28.36, 31.76, 24.64-28.76 kJ/mol, respectively. In the case of apple, the value we obtained $E_a = 31.9$ kJ/mol, can be compared to 26.72-35.83 kJ/mol and 22.66-30.92 kJ/mol (Toujani *et al.* (2011) and Meisami-asl *et al.* (2010), respectively). Obviously, it was too far from Kaya *et al.* (2007) who gave $E_a = 19.957$ -22.624 kJ/mol.

III.3.3.3.2. Starting accessibility δW_s

The values of the starting accessibility of carrot and apple dried temperatures of 40, 50 and 60 °C were shown in Table III-12.

However, standardized Pareto revealed that DIC operating parameters did not affect significantly the drying starting accessibility δW_s of SD carrot samples (Figure III.40) and SD apple samples (Figure III.41).

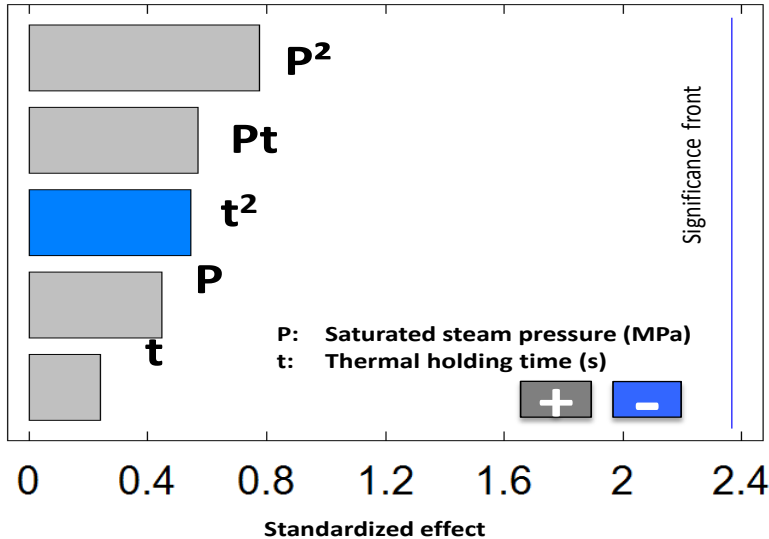


Figure III.40. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the starting accessibility of carrot

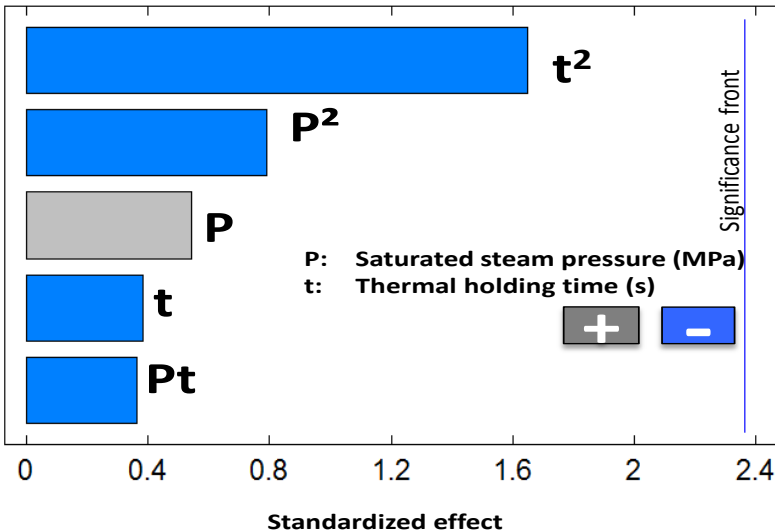


Figure III.41. Effect of DIC parameters; saturated steam pressure P (MPa) and thermal holding time t (s) on the starting accessibility of apple

The starting accessibility δW_s increased by 2.5-15 times (Albitar *et al.*, 2011; Kamal *et al.*, 2012; Maritza *et al.*, 2012; Téllez-Pérez *et al.*, 2012).

Table III-12. The values of the starting accessibility after a DIC texturing of carrot and apple

N°	δW_s (% db)					
	Carrot			Apple		
	60 °C	50 °C	40 °C	60 °C	50 °C	40 °C
DIC1	1.92	1.61	1.24	1.23	1.20	0.91
DIC2	3.09	1.83	1.79	2.88	1.71	1.08
DIC3	1.59	1.44	1.01	1.47	1.24	0.81
DIC4	2.01	1.28	0.77	2.37	1.46	1.28
DIC5	1.11	1.00	0.93	0.90	0.61	0.40
DIC6	0.85	0.74	0.52	1.46	1.13	0.82
DIC7	2.69	1.82	1.41	3.55	2.36	1.86
DIC8	1.74	1.53	0.71	1.30	1.09	0.72
DIC9	1.57	1.34	1.09	1.55	1.00	0.78
DIC10	1.73	1.28	0.79	2.08	1.37	0.96
DIC11	1.97	1.55	0.87	1.73	1.48	0.95
DIC12	2.37	1.85	0.95	1.99	1.86	1.12
DIC13	1.31	0.75	0.53	3.12	2.82	1.79
Average DIC	1.84±0.62	1.39±0.38	0.97±0.35	1.97±0.8	1.48±0.6	1.04±0.46
RM	1.05	0.84	0.63	0.95	0.36	0.25

RM: Raw material (control sample)

III.3.3.3. Mass transfer coefficient k

The values of the mass transfer coefficient of carrot and apple dried temperatures of 40, 50 and 60°C were shown in Table III-13. From this table, the mass transfer coefficient of SD was higher than the mass transfer coefficient of RM.

The average value of starting accessibility of carrot was 1.01, 1.39 and 1.84% db after DIC texturing, against 0.63, 0.84 and 1.05% db for the control samples, at 40, 50 and 60 °C, respectively. The average value of starting accessibility of apple was 1.04, 1.48 and 1.97% db after DIC texturing, against 0.25, 0.36 and 0.95% db for the control samples, at 40, 50 and 60 °C, respectively.

Table III-13. The values of the mass transfer coefficient after a DIC texturing and raw material of carrot and apple

N°	$k (10^{-3} \text{ m/s})$					
	Carrot			Apple		
	60 °C	50 °C	40 °C	60 °C	50 °C	40 °C
DIC1	0.93	1.28	1.73	0.59	0.91	1.06
DIC2	0.94	1.39	2.15	0.88	1.31	1.33
DIC3	0.89	1.21	1.35	0.66	0.87	0.90
DIC4	1.47	1.55	1.40	1.24	1.18	1.67
DIC5	0.59	0.76	1.11	0.39	0.41	0.43
DIC6	0.47	0.68	0.78	0.63	0.94	0.96
DIC7	1.48	1.56	1.96	1.76	1.87	2.40
DIC8	1.08	1.52	1.19	0.69	0.86	0.91
DIC9	1.02	1.23	1.63	0.81	0.76	1.04
DIC10	1.01	1.06	1.26	0.93	0.97	1.20
DIC11	1.19	1.32	1.27	1.03	1.37	1.40
DIC12	1.52	1.76	1.47	1.11	1.59	1.61
DIC13	0.71	0.65	0.76	1.48	2.27	2.29
Average DIC	1.02±0.33	1.23±0.35	1.39±0.41	0.94±0.39	1.18±0.50	1.32±0.56
RM	0.56	0.81	0.82	0.74	0.75	0.83

RM: Raw material (control sample)

Pareto diagram shows that there is no effect of DIC operating parameters on the mass transfer coefficient of carrot (Figure III.42) and apple (Figure III.43).

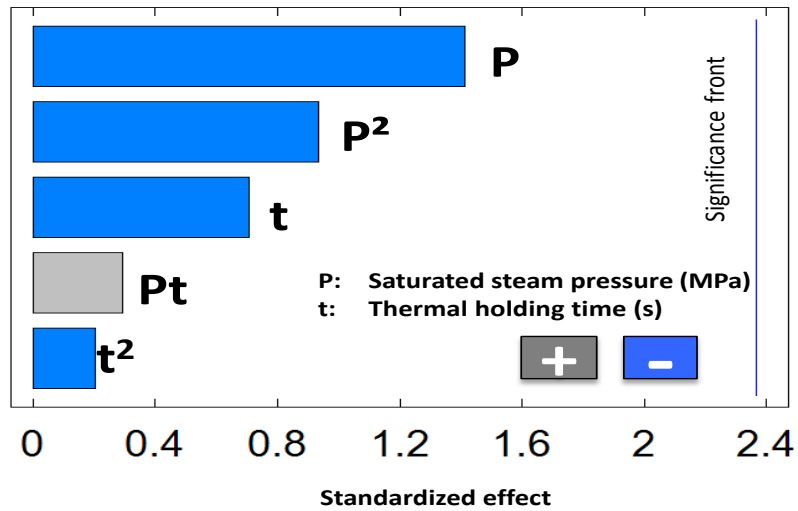


Figure III.42. Impact of DIC operating parameters on the mass transfer coefficient of carrot

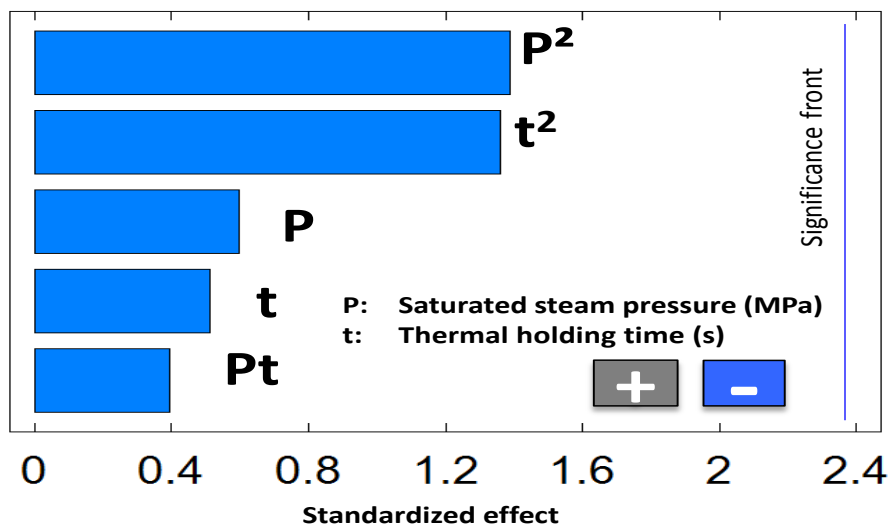


Figure III.43. Impact of DIC operating parameters on the mass transfer coefficient of apple

III.3.4. CONCLUSION

Comparing with technology HDA, after DIC texturing stage in SD, the bulk density decreases, thus the absolute expansion, the moisture diffusivity and the starting accessibility increase, while the variation of the intrinsic density is negligible. This conclusion is the same result with some previous studies of the impact of DIC.

Since airflow velocity of air drying was higher than Critical Airflow Velocity CAV, drying conditions let Coupled Washing/Diffusion CWD model be adopted, for both unprocessed and differently DIC textured products. The physical properties such as bulk and intrinsic densities, porosity, and absolute expansion ratio of differently expanded carrot and apple were identified. The drying kinetics of carrot and apple were also studied. Starting accessibility, effective moisture diffusivity D_{eff} , and initial airflow transfer coefficient were calculated in each case; effective moisture diffusivity was calculated at the different water content levels.

The following statistical criteria were used: ANOVA, Coefficient of Multiple Determination R^2 , as well as the Adjusted Coefficient of Multiple Determination R^2_{adj} , Mean Squared Error, and Mean Absolute Error to perform relevant statistical analyses of numerous experimental results. They allowed defining the dependency of effective moisture diffusivity D_{eff} versus temperature, global water content and absolute expansion ratio was revealed through a new Arrhenius-type model.

III.3.5. NOMENCLATURE

δW_s	Starting accessibility
A	Effective exchange area at the solid surface (m^2)
a_w	Water activity(-)
D_0	Frequency factor for moisture diffusion ($m^2 s^{-1}$)
D_{eff}	Effective moisture diffusivity ($m^2 s^{-1}$)
E_a	Activation energy for diffusion ($J mol^{-1}$)
k	Convective mass transfer coefficient (m/s)
L	Half thickness of the slab (m)
m_d	Weight of dry matter (kg)
m_p	Weight of product (kg)
MR	Reduced water content
M_w	Molecular mass of water (kg/kmol)
P	Saturated steam pressure (Pa)
P_{total}	Ambient pressure (Pa)
$p_{W, air}$	Vapor pressure of airflow (Pa)
p_{W, T_s}	Equilibrium vapor pressure at T_s (Pa)
R	Perfect gas constant ($J kmol^{-1} K^{-1}$)
t	Time (s)
V	Volume (m^3)
V_1	Volume of powder and product (m^3)
V_2	Volume of powder (m^3)
W	Water content (% db)
W_{t1}	Water content at $t = t_1$ (excluding the pure surface interaction effect) (% db).
x_i	Code value of the i^{th} variable
Y	Predicted response
<i>Greek letters</i>	
∞	at time $t \rightarrow \infty$

ρ	Density	(kg m ⁻³)
ε	Expansion ratio (-)	
ψ	Porosity (-)	
β_0	Offset term	
β_i	Coefficient of linear effect	
β_{ii}	Coefficient of square effect	
β_{ij}	Coefficient of interaction effect	
ρ_v	Density of vapor (kg m ⁻³)	

Subscripts

<i>a</i>	bulk
<i>abs</i>	absolute
<i>e</i>	equilibrium
<i>i</i>	initial
<i>int</i>	intrinsic
<i>p</i>	product
<i>s</i>	starting
θ	Random error

III.3.6. ACKNOWLEDGEMENTS

The authors acknowledge the Government of Vietnam for the financial support given to this research. Also we wish to thank the ABCAR-DIC PROCESS SAS, La Rochelle France for providing a set of DIC equipment and Dr. Tamara Allaf for helping me to operate the experiment with DIC equipment.

III.3.7. REFERENCES

- Abdulla, G., Belghit, A., & Allaf, K. (2010). Impact of the Instant Controlled Pressure Drop treatment on hot air drying of cork granules. *Drying Technology*, **28**(2), 180-185.
- Acharyaviriya, S., Soponronnarit, S., & Terdyothin, A. (2000). Diffusion models of papays and mango glace' drying. *Drying Technology*, **18**(7), 1605-1615.
- Aguerre, R., Suarez, C., & Viollaz, P. E. (1982). Drying kinetics of rough rice grain. *International Journal of Food Science & Technology*, **17**(6), 679-686.
- Al Haddad, M., Mounir, S., Sobolik, V., & Allaf, K. (2008). Fruits and vegetables drying combining hot air, DIC technology and microwaves. *International Journal of Food Engineering*, **4**(6).
- Albitar, N. (2010). Etude comparative des procédés de séchage couplés à la texturation par Détente Instantanée Contrôlée DIC, en termes de cinétique et de qualité nutritionnelle.

- Applications à la valorisation des déchets agro-industriels. *Thèse de doctorat*, France: Université de La Rochelle.
- Albitar, N., Mounir, S., Besombes, C., & Allaf, K. (2011). Improving the drying of onion using the Instant Controlled Pressure Drop technology. *Drying Technology*, **29**(9), 993-1001.
- Allaf, K. (1982). Transfer phenomena and industrial applications. *Teaching book*, Lebanese University, Faculty of Science, Beirut (Lebanon).
- Allaf, K., Bouvier, J. M., Forget, M., Louka, N., & Parent, F. (1995). Procédé de traitement de produits végétaux en vue de la modification de leur texture, installation pour la mise en oeuvre d'un tel procédé et produits ainsi réalisés. **Patent WO1995004466 A1**(PCT/FR1994/000975).
- Allaf, K., Mounir, S., & Allaf, T. (2012). Swell-drying : séchage et texturation par DIC des végétaux *Techniques de l'ingénieur*, **F3005**, 18 p.
- Allaf, K., & Vidal, P. (1988). Feasibility study of a new process of Swell-Drying by instant decompression toward vacuum of in pieces vegetables in view of a rapid rehydration; Gradient Activity Plotting. France: University of Technology of Compiègne.
- Allaf, T., & Allaf, K. (2014). *Instant Controlled Pressure Drop (DIC) in food processing*. United States: Springer-Verlag New York, 183 p.
- Alzamora, S. I. M., & Chirife, J. (1980). Some factors controlling the kinetics of moisture movement during avocado dehydration. *Journal of Food Science*, **45**(6), 1649-1651.
- Azzouz, S., Guizani, A., Jomaa, W., & Belghith, A. (2002). Moisture diffusivity and drying kinetic equation of convective drying of grapes. *Journal of Food Engineering*, **55**(4), 323-330.
- Baik, O.-D., & Marcotte, M. (2003). Modeling the moisture diffusivity in a baking cake. *Journal of Food Engineering*, **56**(1), 27-36.
- Berruti, F. M., Klaas, M., Briens, C., & Berruti, F. (2009). Model for convective drying of carrots for pyrolysis. *Journal of Food Engineering*, **92**(2), 196-201.
- Bouraoui, M., Richard, P., & Durance, T. (1994). Microwave and convective drying of potato slices *Journal of Food Process Engineering*, **17**(3), 353-363.
- Cording, J. J., & Eskew, R. K. (1968). Process for manufacturing rapidly rehydratable dehydrated fruits and vegetables of high density. **US Patent 3408209 A**(DE1692570A1).
- Crank, J. (1975). *The mathematics of diffusion* (2 ed.). London, England: Clarendon Press-Oxford, 421 p.
- Doymaz, İ. (2004). Convective air drying characteristics of thin layer carrots. *Journal of Food Engineering*, **61**(3), 359-364.
- Duong, T. C. (2003). Etude de l'application du procédé hydrothermique dans le traitement de différents types de riz: procédé d'étuvage et micro-expansion par détente instantanée contrôlée et impact sur les propriétés fonctionnelles. *Thèse de doctorat*, France: Université de La Rochelle.
- Ferrari, G., Meerdink, G., & Walstra, P. (1989). Drying kinetics for a single droplet of skim-milk. *Journal of Food Engineering*, **10**(3), 215-230.
- Garau, M. C., Simal, S., Femenia, A., & Rosselló, C. (2006). Drying of orange skin: drying kinetics modelling and functional properties. *Journal of Food Engineering*, **75**(2), 288-295.

- Gekas, V. (1992). *Transport phenomena of foods and biological materials*. Florida, United States: CRC Press, 256 p.
- Guillard, V., Broyart, B., Guilbert, S., Bonazzi, C., & Gontard, N. (2004). Moisture diffusivity and transfer modelling in dry biscuit. *Journal of Food Engineering*, **64**(1), 81-87.
- Hassini, L., Azzouz, S., & Belghith, A. (2004). Estimation of the moisture diffusion coefficient of potato during hot air drying In *Proceedings of the 14th International Drying Symposium*; M. A. Silva, Eds; 14th International Drying Symposium (IDS 2004), São Paulo, Brazil, August 22-25, 1488-1495.
- Hassini, L., Azzouz, S., & Belghith, A. (2005). Identification du coefficient de diffusion massique à l'aide des cinétique de séchage par une procédure numérique. In *Récents Progrès en Génie des Procédés*, ISBN 2-910239-66-7; 10ème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés "le génie des procédés vers de nouveaux espaces", Toulouse, France, Septembre 20-22
- Hassini, L., Azzouz, S., Peczalski, R., & Belghith, A. (2007). Estimation of potato moisture diffusivity from convective drying kinetics with correction for shrinkage. *Journal of Food Engineering*, **79**(1), 47-56.
- Hatamipour, M. S., & Mowla, D. (2003). Correlations for shrinkage, density and diffusivity for drying of maize and green peas in a fluidized bed with energy carrier. *Journal of Food Engineering*, **59**(2-3), 221-227.
- Irudayaraj, J., Haghghi, K., & Stroshine, R. L. (1992). Finite element analysis of drying with application to cereal grains. *Journal of Agricultural Engineering Research*, **53**(0), 209-229.
- Kamal, I., Gelicus, A., & Allaf, K. (2012). Impact of instant controlled pressure drop (DIC) treatment on drying kinetics and caffeine extraction from green coffee beans. *Journal of Food Research*, **1**(1), 24-47.
- Kamal, I. M., Sobolik, V., Kristiawan, M., Mounir, S. M., & Allaf, K. (2008). Structure expansion of green coffee beans using instantaneous controlled pressure drop process. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, **9**(4), 534-541.
- Karathanos, V. T., Kostaropoulos, A. E., & Saravacos, G. D. (1995). Air-drying kinetics of osmotically dehydrated fruits. *Drying Technology*, **13**(5-7), 1503-1521.
- Kaya, A., Aydın, O., & Demirtaş, C. (2007). Drying kinetics of red delicious apple. *Biosystems Engineering*, **96**(4), 517-524.
- Key, R. B. (1972). *Drying principles and practice*. Oxford: Pergamon Press, 402 p.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1992). Drying kinetics of onion and green pepper. *Drying Technology*, **10**(4), 995-1011.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1995). Heat and mass transfer model building in drying with multiresponse data. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **38**(3), 463-480.
- Louka, N., & Allaf, K. (2004). Expansion ratio and color improvement of dried vegetables texturized by a new process "Controlled Sudden Decompression to the vacuum". *Journal of Food Engineering*, **65**(2), 233-243.
- Lozano, J. E., Rotstein, E., & Urbicain, M. J. (1983). Shrinkage, porosity and bulk density of foodstuffs at changing water contents. *Journal of Food Science*, **48**(5), 1497-1502.

- Luyben, K. C. A. M. (1980). Concentration dependent diffusion coefficients derived from experimental drying curves. In *Drying '80* (ed. A. S. Mujumdar), 233–243. New York: Hemisphere Publishing.
- Marinos-Kouris, D., & Maroulis, Z. (2006). Transport properties in the drying of solids. In *Handbook of Industrial Drying, Third Edition* (ed. A. Mujumdar), 82-120. Florida, United States: CRC Press.
- Maritza, A. M., Sabah, M., Anaberta, C. M., Montejano-Gaitán, J. G., & Allaf, K. (2012). Comparative study of various drying processes at physical and chemical properties of strawberries. (*Fragariavarcamarosa*). *Procedia Engineering*, **42**(267-282).
- Meisami-asl, E., Rafiee, S., Keyhani, A., & Tabatabaeefar, A. (2010). Drying of apple slices (*var. Golab*) and effect on moisture diffusivity and activation energy. *Plant OMICS: Journal of Plant Molecular Biology & Omics*, **3**(3), 97-102.
- Mounir, S., Allaf, T., Mujumdar, A. S., & Allaf, K. (2012). Swell Drying: Coupling Instant Controlled Pressure Drop DIC to standard convection drying processes to intensify transfer phenomena and improve quality—An overview. *Drying Technology*, **30**(14), 1508-1531.
- Mounir, S., Halle, D., & Allaf, K. (2011). Characterization of pure cheese snacks and expanded granule powders textured by the instant controlled pressure drop (DIC) process. *Dairy Science & Technology*, **91**(4), 441-455.
- Mounir, S., Schuck, P., & Allaf, K. (2010). Structure and attribute modifications of spray-dried skim milk powder treated by DIC (Instant Controlled Pressure Drop) technology. *Dairy Science & Technology*, **90**(2-3), 301-320.
- Mounir, S., Téllez-Pérez, C., Alonzo-Macías, M., & Allaf, K. (2014). Swell-Drying. In *Instant Controlled Pressure Drop (D.I.C.) in food processing* (ed. T. Allaf & K. Allaf), 3-43: Springer New York.
- Mulet, A., Berna, A., & Rossello, C. (1989). Drying of carrots. I. Drying models *Drying Technology*, **7**(3), 537-557.
- Nguyen, D. Q. (2014). Étude comparative expérimentale des opérations d'atomisation et d'autovaporisation : application à la gomme Arabique et au Soja. *Thèse de doctorat*, France: Université de La Rochelle.
- Nguyen, T. H., Lanoisellé, J. L., & Allaf, K. (2014). Effect of instant controlled pressure drop DIC treatment on the properties of dried carot. In *Proceedings of 19th International Drying Symposium IDS'2014 (CD-ROM)* (ed. A. Julien , P. Roman & V. Severine), University Claude Bernard Lyon:France; 19th International Drying Symposium (IDS' 2014), Lyon, France, August 24-27, 8 p.
- Rao, P. S., Bal, S., & Goswami, T. K. (2007). Modelling and optimization of drying variables in thin layer drying of parboiled paddy. *Journal of Food Engineering*, **78**(2), 480-487.
- Rizvi, S. S. H. (2005). Thermodynamic properties of foods in dehydration. In *Engineering Properties of Foods* (ed. M. A. Rao, S. S. H. Rizvi & A. K. Datta), 239-326. Florida, United States: CRC Press.
- Rodríguez-Ramírez, J., Méndez-Lagunas, L., López-Ortiz, A., & Torres, S. S. (2012). True density and apparent density during the drying process for vegetables and fruits: a review. *Journal of Food Science*, **77**(12), R146-R154.
- Saravacos, G. D. (2005). Mass Transfer Properties of Foods. In *Engineering properties of foods* (ed. M. A. Rao, S. S. H. Rizvi & A. K. Datta), 327-380. Florida, United States: CRC Press.

- Setyoprato, P., Fatmawati, A., & Allaf, K. (2009). Texturing by Instant Controlled Pressure Drop DIC in the production of cassava flour: impact on dehydration kinetics, product physical properties and microbial decontamination. In *Proceedings of the World Congress on Engineering and Computer Science* (ed. S. I. Ao, C. Douglas, W. S. Grundfest & J. Burgstone); World Congress on Engineering and Computer Science WCECS, San Francisco, USA, October 20-22, 6 p.
- Sharma, G. P., Verma, R. C., & Pathare, P. B. (2005). Thin-layer infrared radiation drying of onion slices. *Journal of Food Engineering*, **67**(3), 361-366.
- Simal, S., Deyá, E., Frau, M., & Rosselló, C. (1997). Simple modelling of air drying curves of fresh and osmotically pre-dehydrated apple cubes. *Journal of Food Engineering*, **33**(1-2), 139-150.
- Simal, S., Rosselló, C., Berna, A., & Mulet, A. (1998). Drying of shrinking cylinder-shaped bodies. *Journal of Food Engineering*, **37**(4), 423-435.
- Singh, R. P., Lund, D. B., & Buelow, F. H. (1984). An experimental technique using regular regime theory to determine moisture diffusivity. In *Engineering and Food* (ed. B. M. McKenna), 415-423. London: Elsevier
- Srikiatden, J., & Roberts, J. S. (2006). Measuring moisture diffusivity of potato and carrot (core and cortex) during convective hot air and isothermal drying. *Journal of Food Engineering*, **74**(1), 143-152.
- Srikiatden, J., & Roberts, J. S. (2007). Moisture transfer in solid food materials: a review of mechanisms, models, and measurements. *International Journal of Food Properties*, **10**(4), 739-777.
- Suarez, C., Viollaz, P., & Chirife, J. (1980). Diffusional analysis of air drying of grain sorghum. *International Journal of Food Science & Technology*, **15**(5), 523-531.
- Sulaiman, I. (2013). Approches fondamentales et expérimentales des processus d'autovaporisation et de modification structurelle de matériaux surchauffés pendant la détente instantanée contrôlée vers le vide. *Thèse doctorat*: Université de La Rochelle.
- Téllez-Pérez, C., Sabah, M. M., Montejano-Gaitán, J. G., Sobolik, V., Martínez, C. A., & Allaf, K. (2012). Impact of Instant Controlled Pressure Drop treatment on dehydration and rehydration kinetics of green Moroccan pepper (*Capsicum annuum*). *Procedia Engineering*, **42**(978-1003).
- Tong, C. H., & Lund, D. B. (1990). Effective moisture diffusivity in porous materials as a function of temperature and water content. *Biotechnology Progress*, **6**(1), 67-75.
- Toujani, M., Hassini, L., Azzouz, S., & Belghith, A. (2011). Experimental study and mathematical modeling of apple convective drying. In *Proceedings of III European Drying Conference - EuroDrying 2011*; C. Rosselló, Eds; European Drying Conference–EuroDrying'2011, Palma de Mallorca, Spain, October 26–28, 3 p.
- Vaccarezza, L. M., & Chirife, J. (1978). On the application of Fick's law for the kinetic analysis of air drying of foods. *Journal of Food Science*, **43**(1), 236-238.
- Vaccarezza, L. M., Lombardi, J. L., & Chirife, J. (1974). Kinetics of moisture movement during air drying of sugar beet root. *International Journal of Food Science & Technology*, **9**(3), 317-327.
- Velić, D., Planinić, M., Tomas, S., & Bilić, M. (2004). Influence of airflow velocity on kinetics of convection apple drying. *Journal of Food Engineering*, **64**(1), 97-102.
- Xu, J. 2015. Pomme golden delicious verte en Chine. <http://french.alibaba.com/product-gs/green-golden-delicious-apple-in-china-508954904.html>.

- Zielinska, M., & Markowski, M. (2010). Air drying characteristics and moisture diffusivity of carrots. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **49**(2), 212-218.
- Zogzas, N. P., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1994). Densities, shrinkage and porosity of some vegetables during air drying. *Drying Technology*, **12**(7), 1653-1666.
- Zogzas, N. P., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1996). Moisture diffusivity data compilation in foodstuffs. *Drying Technology*, **14**(10), 2225-2253.

PARTIE IV

CONCLUSION ET PERSPECTIVES

CONCLUSIONS

Cette thèse s'est concentrée sur l'effet de la vitesse de l'air sur la cinétique de séchage et la diffusivité effective pour confirmer qu'il existe une vitesse d'air limite et l'effet du traitement thermomécanique par DIC (Détente Instantanée Contrôlée) sur la modification de la texture de nos produits (pomme et carotte).

Les questions posées en vue d'exprimer les objectifs de cette thèse ont été clarifiées. Les résultats obtenus nous permettent de tirer les conclusions générales suivantes:

1. L'application d'une étape de restructuration par DIC dans le séchage de la pomme et de la carotte nous permet à la fois de contrôler et d'améliorer les propriétés de produit, de réduire significativement la durée de séchage et la consommation d'énergie.
2. En comparaison avec le produit sec, le produit obtenu après une étape de traitement DIC a été significativement amélioré sur quelques caractéristiques, telles que ses propriétés physique (masse volumique apparente), sa structure (porosité, taux absolu d'expansion), sa cinétique de séchage (temps de séchage, diffusivité effective, accessibilité initiale) et ses propriétés d'usage (réhydratation et WHC dans le cas de pomme)
3. Les impacts de deux paramètres opératoires du traitement DIC (la pression et le temps de traitement) ont été analysés. La pression de vapeur est le facteur le plus important influant sur les propriétés de la pomme et de la carotte. Les paramètres opératoires optimaux du traitement DIC de la pomme et de la carotte ont été également abordés dans cette étude.
4. Au sujet des paramètres opératoires du séchage, les impacts de deux paramètres relatifs à l'air (la température et la vitesse) ont été analysés. Quand la température de l'air augmente, la diffusivité effective et l'accessibilité initiale augmentent, mais le coefficient de transfert de masse diminue.
5. La vitesse de l'air limite a été identifiée. Elle est égale à 1 ; 2,1 et 3 m/s pour la carotte séchée, la carotte traitée par DIC2 à DIC5 et la carotte traité par DIC1, respectivement. Elle est 2,1 et 3 m/s pour la pomme séchée et la pomme traitée par DIC, respectivement. Elle est supérieure à 15 m/s pour SCP.
6. La diffusivité effective est fonction de la teneur en eau, de la température et du taux absolu d'expansion.
7. L'énergie d'activation est de $24,62 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ pour la carotte et $32,41 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ pour la pomme.

PERSPECTIVES

Dans ce travail, nous avons apporté une contribution à la résolution de la problématique de la performance du procédé de séchage et de la qualité des fruits et légumes séchés, à travers l'application d'une étape de restructuration par DIC.

En ce qui concerne les opérations du séchage et les études fondamentales

Il faudrait étendre l'étude sur plusieurs produits différents en vue de trouver la vitesse de l'air limite pour chacun des produits.

Il faut développer les données expérimentales pour mieux établir l'évolution de l'accessibilité initiale et le coefficient de transfert de matière en fonction de la vitesse

La relation entre la diffusivité effective et le taux absolu d'expansion a été caractérisée, la vitesse de l'air limite pour la pomme et carotte a été obtenue. Cependant, la méthode de mesure de l'activité d'eau à la surface devrait être étudiée pour trouver une relation entre la diffusivité effective et la vitesse de l'air limite.

Dans le cas SCP, la vitesse de l'air a été augmentée jusqu'à 15 m/s. Mais la vitesse de l'air limite n'est pas été atteinte. Un équipement pilote plus performant de séchage avec une vitesse supérieure à 15 m/s devrait être développé.

En ce qui concerne les plans d'expériences et les paramètres opératoires de DIC

La pression et le temps de traitement DIC ont été examinés dans cette étude. Mais la taille, la forme et la teneur en eau des matières premières dans la chambre de traitement peuvent aussi affecter l'efficacité du traitement DIC et les propriétés du produit fini.

En plus, il serait très utile si on pouvait programmer une base de données sur le domaine de variation de pression et de temps traitement pour chaque produit.

En ce qui concerne la caractérisation des produits

Ce travail a permis la caractérisation des fruits et des légumes d'un point de vue des propriétés physiques, structurales (texturales), des cinétiques de séchage et des propriétés d'usage. Néanmoins, certaines propriétés d'ordre microbiologiques, nutritionnelles, sensorielles du produit fini devraient être également examinées.

En ce qui concerne l'échelle industrielle

L'ensemble de l'étude couplant l'analyse phénoménologique et les relations empiriques devrait permettre une meilleure définition des procédé de séchage et l'équipement approprié : Il faudrait compléter l'étude, par une approche technico-économique incluant les aspects énergétiques et environnementaux.

PARTIE V. NOMENCLATURE

Nomenclature	Description	Unité
A	Surface effective d'échange entre le produit à sécher et l'air extérieur	m^2
a_w	Activité d'eau	-
a_w	Activité d'eau	-
Bi_h	Nombre de Biot	-
c_{ds}	Chaleur spécifique du solide	kJ/kg K
c_p	Chaleur massique	$\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
C_T	Constante concernant l'augmentation de température produite lorsque le solide adsorbe l'humidité	$^\circ\text{K}$
c_w	Chaleur spécifique de l'eau	kJ/kg K
D	Coefficient de diffusion moléculaire	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
D_{ch}	Coefficient de diffusion de chaleur	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
D_{eff}	Coefficient de diffusion	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
D_o	Coefficient de diffusion de référence	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
D_v	Coefficient de diffusion de la vapeur d'eau	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
E_a	Énergie d'activation	J
h	Coefficient de transfert de chaleur par convection	$\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$
H	Charge hydraulique	m
J_c	Flux liquide dû à la capillarité	$\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$
K_h	Conductivité hydraulique insaturée	m/s
k	Coefficient de transfert de matière	m/s
L	Demi-épaisseur de l'échantillon	m
Le_m	Nombre de Lewis modifié	
L_v	Chaleur latente d'évaporation	J kg^{-1}
m	Masse du matériau	kg
m_p	Masse de solide contenant l'unité de pore	kg m^{-3}
m_v	Débit de vapeur d'eau	kg s^{-1}
M_w	Masse molaire	kg mol^{-1}
P_T	Pression totale	Pa
p_{vsat}	Pression partielle de la vapeur d'eau à saturation	Pa
P_w	Pression partielle de vapeur de l'eau	Pa
p_{wa}	Pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air au point considéré	Pa
p_{ws}	Pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air au voisinage de la surface de la matière	Pa
p_{wT}	Pression partielle de la vapeur d'eau à l'équilibre à la température T	Pa
q_s	Chaleur de sorption	J kg^{-1}
R	Constante des gaz parfaits	$\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
R_g	Constante universelle des gaz	$\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$
t	Temps	s
T	Température	$^\circ\text{K}, ^\circ\text{C}$
W	Teneur en eau	$\% \text{ db}$

x	Distance	m
ψ	Porosité	-
φ	Potentiel capillaire ou succion	kg m ⁻²
δW_s	Accessibilité initiale (starting accessibility)	% db
\dot{Q}	Débit de chaleur	W
ε_{abs}	Taux d'expansion absolue	-
λ_{th}	Conductivité thermique	W m ⁻¹ K ⁻¹
ρ	Masse volumique apparente	kg m ⁻³
ρ_d	Concentration de la substance diffusante dans le solide	kg m ⁻³
ρ_{int}	La masse volumique réelle	kg m ⁻³
ρ_{sol}	Masse volumique du solide sec	kg m ⁻³
β	Intensité de champ magnétique extérieur	Tesla
γ	Rapport gyromagnétique	-
ρ_s	Concentration massique du solide	kg solide/ m ³ d'échantillon

PARTIE VI. REFERENCES

- Abbaszadeh, A., Motevali, A., Ghobadian, B., Khoshtaghaza, M.H., Minaei, S. 2012. Effect of air velocity and temperature on energy and effective moisture diffusivity for russian olive (*Elaeagnus gastifolial L.*) in thin-layer drying. *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, **31**(1), 65-69.
- Abcar. 2014. DIC Technology. <http://www.abcar-dic.com/>.
- Abdulla, G., Belghit, A., Allaf, K. 2010. Impact of the Instant Controlled Pressure Drop treatment on hot air drying of cork granules. *Drying Technology*, **28**(2), 180-185.
- Acharyaviriya, S., Soponronnarit, S., Terdyothin, A. 2000. Diffusion models of papays and mango glace' drying. *Drying Technology*, **18**(7), 1605-1615.
- Agarry, S., Ajani, A., Aremu, M. 2013. Thin layer drying kinetics of pineapple: Effect of blanching temperature – time combination. *Nigerian Journal of Basic and Applied Sciences*, **21**(1), 1-10.
- Aghbashlo, M., Kianmehr, M.H., Samimi-Akhijahani, H. 2008. Influence of drying conditions on the effective moisture diffusivity, energy of activation and energy consumption during the thin-layer drying of berberis fruit (*Berberidaceae*). *Energy Conversion and Management*, **49**(10), 2865-2871.
- Aghfir, M., Kouhila, M., Jamali, A., Ait Mohamed, L. 2007. Séchage solaire convectif pour la conservation des feuilles de romarin (*Rosmarinus officinalis*). In *JITH 2007*; J.-J. Beziau, Eds; Enstimac:Albi, France; 13 èmes Journées Internationales de Thermique, Albi, France., Août 28-30, 5 p.
- Aguerre, R., Suarez, C., Viollaz, P.E. 1982. Drying kinetics of rough rice grain. *International Journal of Food Science & Technology*, **17**(6), 679-686.
- Aguerre, R.J., Suarez, C. 2004. Diffusion of bound water in starchy materials: application to drying. *Journal of Food Engineering*, **64**(3), 389-395.
- Ahouannou, C., Jannot, Y., Lips, B., Lallemand, A. 2000. Caractérisation et modélisation du séchage de trois produits tropicaux : manioc, gingembre et gombo. *Science des aliments*, **20**(4/5), 413-432.
- Akpinar, E., Midilli, A., Bicer, Y. 2003a. Single layer drying behaviour of potato slices in a convective cyclone dryer and mathematical modeling. *Energy Conversion and Management*, **44**(10), 1689-1705.
- Akpinar, E.K. 2006. Determination of suitable thin layer drying curve model for some vegetables and fruits. *Journal of Food Engineering*, **73**(1), 75-84.
- Akpinar, E.K., Bicer, Y., Yildiz, C. 2003b. Thin layer drying of red pepper. *Journal of Food Engineering*, **59**(1), 99-104.
- Akpinar, E.K., Dincer, I. 2005. Moisture transfer models for slabs drying. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, **32**(1-2), 80-93.
- Al Haddad, M., Mounir, S., Sobolik, V., Allaf, K. 2008. Fruits and vegetables drying combining hot air, DIC technology and microwaves. *International Journal of Food Engineering*, **4**(6).
- Albitar, N. 2010. Etude comparative des procédés de séchage couplés à la texturation par Détente Instantanée Contrôlée DIC, en termes de cinétique et de qualité nutritionnelle. Applications à la valorisation des déchets agro-industriels. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Albitar, N., Mounir, S., Besombes, C., Allaf, K. 2011. Improving the drying of onion using the Instant Controlled Pressure Drop technology. *Drying Technology*, **29**(9), 993-1001.
- Allaf, K. 1982. Transfer phenomena and industrial applications. *Teaching book*. Lebanese University, Faculty of Science, Beirut (Lebanon).
- Allaf, K., Bouvier, J. M., Forget, M., Louka, N., & Parent, F. (1995). Procédé de traitement de produits végétaux en vue de la modification de leur texture, installation pour la mise en oeuvre d'un tel procédé et produits ainsi réalisés. **Patent WO1995004466 A1**(PCT/FR1994/000975).
- Allaf, K., Mounir, S., Allaf, T. 2012. Swell-drying : séchage et texturation par DIC des végétaux. *Techniques de l'ingénieur*, F3005, 18 p.
- Allaf, K., Vidal, P. 1988. Feasibility study of a new process of Swell-Drying by instant decompression toward vacuum of in pieces vegetables in view of a rapid rehydration; Gradient Activity Plotting, University of Technology of Compiègne. France.

- Allaf, T. 2013. Application de la détente instantanée contrôlée pour l'eco-extraction des produits naturels intensification & combinaison. *Thèse de doctorat*, l'Université d'Avignon et des pays de Vaucluse. France.
- Allaf, T., Allaf, K. 2014. *Instant Controlled Pressure Drop (DIC) in food processing*. Springer-Verlag New York, United States; 183 p.
- Alonzo-Macías, M., Cardador-Martínez, A., Mounir, S., Montejano-Gaitán, G., Allaf, K. 2013. Comparative study of the effects of drying methods on antioxidant activity of dried strawberry (*Fragaria Var. Camarosa*). *Journal of Food Research*, **2**(2), 92-107.
- Alzamora, S.I.M., Chirife, J. 1980. Some factors controlling the kinetics of moisture movement during avocado dehydration. *Journal of Food Science*, **45**(6), 1649-1651.
- Alzamora, S.M., Chirife, J., Voillaz, P. 1979. A simplified model for predicting the temperatures of foods during air dehydration. *International Journal of Food Science & Technology*, **14**(4), 369-380.
- Amrouche. 2010. L'activité de l'eau : aw - Génie alimentaire. <http://genie-alimentaire.com/spip.php?article17>.
- ANPP. 2014. La pomme, source de bonne energie pour les sportifs. Association Nationale Pommes Poires. <http://www.lapomme.org/sante/tonus-et-forme>.
- Aoac. 1990. AOAC 1990 Association of official analytical chemists. <http://www.aoac.org/>.
- Aware, R., Thorat, B.N. 2012. Solar drying of fruits and vegetables. In: *Solar Drying: Fundamentals, Applications and Innovations*, (Eds.) C.L. Hii, S.V. Jangam, S.P. Ong, A.S. Mujumdar, ISBN - 978-981-07-3336-0. Singapore, 51-72.
- Azzouz, S., Guizani, A., Jomaa, W., Belghith, A. 2002. Moisture diffusivity and drying kinetic equation of convective drying of grapes. *Journal of Food engineering*, **55**(4), 323-330.
- Babalís, S.J., Belessiotis, V.G. 2004. Influence of the drying conditions on the drying constants and moisture diffusivity during the thin-layer drying of figs. *Journal of Food Engineering*, **65**(3), 449-458.
- Baik, O.-D., Marcotte, M. 2003. Modeling the moisture diffusivity in a baking cake. *Journal of Food Engineering*, **56**(1), 27-36.
- Baker, C.G.J. 1997. *Industrial drying of foods*. Springer, United States; 309 p.
- Barati, E., Esfahani, J.A. 2011. A new solution approach for simultaneous heat and mass transfer during convective drying of mango. *Journal of Food Engineering*, **102**(4), 302-309.
- Barbosa-Cánovas, G.V., Vega-Mercado, H. 1996. Dehydration mechanisms. In: *Dehydration of Foods*, Springer US, 101-155.
- Belarbi-Ouarkoub, S., Allaf, K., Hamdi, A. 2009. Séchage de l'oignon par DIC. *Revue des Energies Renouvelables SMSTS'08 Alger (2008)*, 97-104.
- Belghit, A., Kouhila, M., Boutaleb, B.C. 1999. Approche expérimentale de la cinétique de séchage de la verveine (*Lippia Citriodora*). *Revue des Energies Renouvelables*, **2**(2), 87-97.
- Belghit, A., Kouhila, M., Boutaleb, B.C. 2000. Experimental study of drying kinetics by forced convection of aromatic plants. *Energy Conversion and Management*, **41**(12), 1303-1321.
- Bellagha, S., Amami, E., Farhat, A., Kechaou, N. 2002. Drying kinetics and characteristic drying curve of lightly salted sardine (*Sardinella aurita*). *Drying Technology*, **20**(7), 1527-1538.
- Ben Amor, B. 2008. Maîtrise de l'aptitude technologique de la matière végétale dans les opérations d'extraction de principes actifs : texturation par détente instantanée contrôlée (DIC). *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Benhamou, A., Idlimam, A., Lamharrar, A., Benyoucef, B., Kouhila, M. 2008. Diffusivité hydrique et cinétique de séchage solaire en convection forcée des feuilles de marjolaine. *Revue des Energies renouvelables*, **11**(1), 75-85.
- Bennamoun, L., Belhamri, A. 2006. Numerical simulation of drying under variable external conditions: Application to solar drying of seedless grapes. *Journal of Food Engineering*, **76**(2), 179-187.
- Berruti, F.M., Klaas, M., Briens, C., Berruti, F. 2009. Model for convective drying of carrots for pyrolysis. *Journal of Food Engineering*, **92**(2), 196-201.
- Besombes, C. 2008. Contribution à l'étude des phénomènes d'extraction hydro-thermo-mécanique d'herbes aromatiques : applications généralisées. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.

- Bimbenet, J.J., Daudin, J.D., Wolff, E. 1985. Air drying kinetics of biological particles. In: *Drying '85*, (Eds.) R. Toei, A.S. Mujumdar, Springer Berlin Heidelberg, 178-185.
- Blasco, M. 2006. Effect of blanching and air flow rate on turmeric drying. *Food Science and Technology International*, **12**(4), 315-323.
- Blasco, M., García-Pérez, J.V., Bon, J., Carreres, J.E., Mulet, A. 2006. Effect of blanching and air flow rate on turmeric drying. *Food Science and Technology International*, **12**(4), 315-323.
- Boeri, C.N., Khatchaturian, O. 2012. Numerical simulation to describe the soybean Glycine max (L.) drying process: Influence of air velocity, temperature and initial moisture content. *International Journal of Mechanical Engineering*, **2**(2), 30-41.
- Bonazzi, C., Bimbenet, J.-J. 2003. Séchage des produits alimentaires - Principes. *Techniques de l'Ingénieur*, F3000, 15 p.
- Bossart, L. 2006. Contribution à l'optimisation du séchage en lit fluidisé. *Thèse de doctorat*, Université Libre de Bruxelles. Brussels.
- Boughali, S., Bouchekima, B., Nadir, N., Mennouche, D., Bouguettaia, H., Bechki, D. 2008. Expérience du séchage solaire dans le Sahara septentrional est algérien. *Revue des Energies Renouvelables SMSTS'08 Alger (2008)*, 105-110.
- Bouraoui, M., Richard, P., Durance, T. 1994. Microwave and convective drying of potato slices *Journal of Food Process Engineering*, **17**(3), 353-363.
- Brooker, D.B., Bakker-Arkema, F.W., Hall, C.W. 1992. *Drying and storage of grains and oilseeds*. Springer United States; 450 p.
- Ceaglske, N.H., Hougen, O.A. 1937. Drying granular solids. *Industrial & Engineering Chemistry*, **29**(7), 805-813.
- Chakraverty, A. 2003. Conversion and utilization of biomass. In: *Handbook of postharvest technology: cereals, fruits, vegetables, tea, and spices*, (Eds.) H.S. Ramaswamy, G.S.V. Raghavan, A. Chakraverty, A.S. Mujumdar, Marcel Dekker. New York, 797-819.
- Chandra, P.K., Singh, R.P. 1994. *Applied numerical methods for food and agricultural engineers*. CRC Press, Boca Raton; 512 p.
- Changrue, V. 2006. Hybrid (osmotic, microwave-vacuum) drying of strawberries and carrots. *Doctor of Philosophy*, Macdonald Campus of McGill University. Canada.
- Chareau, A., Cavaillé, R. 1995. Théorie et calculs. *Techniques de l'Ingénieur*, J2480, 25 p.
- Charles, C.R. 2013. STATGRAPHICS : une gamme de logiciels pour les analyses statistiques et graphiques. <http://www.statgraphics.fr/info/centurion.htm>.
- Chiang, W.-C., Petersen, J.N. 1985. Thin layer air drying of French fried potatoes. *International Journal of Food Science & Technology*, **20**(1), 67-78.
- Chirife, J., Cachero, R.A. 1970. Through-circulation drying of tapioca root. *Journal of Food Science*, **35**(4), 364-368.
- Clemente, G., Bon, J., Sanjuan, N., Mulet, A. 2011a. Drying modelling of defrosted pork meat under forced convection conditions. *Meat Science*, **88**(3), 374-378.
- Clemente, G., Frías, A., Sanjuan, N., Benedito, J., Mulet, A. 2011b. Influence of air velocity in dehydration of potato cubes. In *III European Drying Conference (EuroDrying'2011)*; C. Rosselló, Eds; European Drying Conference - EuroDrying'2011, Palma, Mallorca, Spain, October 26-28, 3p.
- Cording, J.J., Eskew, R.K. 1968. Process for manufacturing rapidly rehydratable dehydrated fruits and vegetables of high density, Vol. US 3408209 A.
- Crank, J. 1975. *The mathematics of diffusion*. 2 ed. Clarendon Press-Oxford, London, England; 421 p.
- Cryotec. 2015. Concepteur et fabricant de lyophilisateurs et d'enceintes climatiques. . <http://www.cryotec.fr/nosproduis/lyophilisateur/>.
- Daguenet, M. 1989. *Les séchoirs solaires: Théorie et pratique*. UNESCO; 566 p.
- Demir, V., Gunhan, T., Yagcioglu, A.K. 2007. Mathematical modelling of convection drying of green table olives. *Biosystems Engineering*, **98**(1), 47-53.
- Devahastin, S. 2000. *Mujumdar's practical guide to industrial drying*. Exergex Corporation, Montreal, Canada; 187 p.
- Doymaz, İ. 2007. Air-drying characteristics of tomatoes. *Journal of Food Engineering*, **78**(4), 1291-1297.

- Doymaz, İ. 2004a. Convective air drying characteristics of thin layer carrots. *Journal of Food Engineering*, **61**(3), 359-364.
- Doymaz, İ. 2005. Drying behaviour of green beans. *Journal of food Engineering*, **69**(2), 161-165.
- Doymaz, İ. 2004b. Pretreatment effect on sun drying of mulberry fruits (*Morus alba* L.). *Journal of Food Engineering*, **65**(2), 205-209.
- Dudez, P., Thémelin, A., Reynes, M. 1996. *Le séchage solaire à petite échelle des fruits et légumes: expériences et procédés*. Édition du Gret, Paris; 157 p.
- Duong, T.C. 2003. Etude de l'application du procédé hydrothermique dans le traitement de différents types de riz: procédé d'étuvage et micro-expansion par détente instantanée contrôlée et impact sur les propriétés fonctionnelles. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Duzzioni, A.G., Lenton, V.M., Silva, D.I.S., Barrozo, M.A.S. 2013. Effect of drying kinetics on main bioactive compounds and antioxidant activity of acerola (*Malpighia emarginata* D.C.) residue. *International Journal of Food Science & Technology*, **48**(5), 1041-1047.
- Erbay, Z., Icier, F. 2010. A review of thin layer drying of foods: theory, modeling, and experimental results. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, **50**(5), 441-464.
- Fadhel, M.I., Kooli, S., Farhat, A., Belghith, A. 2008. Séchage du raisin en plein air, dans un séchoir et sous serre Modèle mathématique et validation expérimentale. *Revue des Energies Renouvelables CICME'08*, 127-142.
- Falade, K.O., Abbo, E.S. 2007. Air-drying and rehydration characteristics of date palm (*Phoenix dactylifera* L.) fruits. *Journal of Food Engineering*, **79**(2), 724-730.
- Ferrari, G., Meerdink, G., Walstra, P. 1989. Drying kinetics for a single droplet of skim-milk. *Journal of Food Engineering*, **10**(3), 215-230.
- Fournier, V. 2003. *Conservation des aliments*. Université Laval, Canada; 16 p.
- Fruit, L. 2012. Fruit Logistica. <http://www.fruitlogistica.de/en/>.
- Garau, M.C., Simal, S., Femenia, A., Rosselló, C. 2006. Drying of orange skin: drying kinetics modelling and functional properties. *Journal of Food Engineering*, **75**(2), 288-295.
- Gekas, V. 1992. *Transport phenomena of foods and biological materials*. CRC Press, Florida, United States, 256 p.
- Ghazanfari, A., Emami, S., Tabil, L.G., Panigrahi, S. 2006. Thin-layer drying of flax fiber: II. Modeling drying process using semi-theoretical and empirical models. *Drying Technology*, **24**(12), 1637-1642.
- Goyal, R.K., Kingsly, A.R.P., Manikantan, M.R., Ilyas, S.M. 2007. Mathematical modelling of thin layer drying kinetics of plum in a tunnel dryer. *Journal of Food Engineering*, **79**(1), 176-180.
- Guan, Z., Wang, X., Li, M., Jiang, X. 2013. Mathematical modeling on hot air drying of thin layer fresh tilapia fillets. *Polish Journal of Food and Nutrition Sciences*, **63**(1).
- Guillard, V., Broyart, B., Guilbert, S., Bonazzi, C., Gontard, N. 2004. Moisture diffusivity and transfer modelling in dry biscuit. *Journal of Food Engineering*, **64**(1), 81-87.
- Gustavo, V.B.-C., Humberto, V.-M. 1996. *Dehydration of foods*. Chapman & Hall, New York; 339 p.
- Hall, C.W. 1980. *Drying and storage of agricultural crops*. Carl W. Hall, Avi Publishing Company, Inc., Westport CT; 396 p.
- Hassini, L., Azzouz, S., Belghith, A. 2004. Estimation of the moisture diffusion coefficient of potato during hot air drying. In: *14th International Drying Symposium (IDS 2004)*, (Ed.) M.A. Silva, Vol. B. São Paulo, Brazil, 1488-1495.
- Hassini, L., Azzouz, S., Belghith, A. 2005. Identification du coefficient de diffusion massique à l'aide des cinétique de séchage par une procédure numérique. In: *10ème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés "le génie des procédés vers de nouveaux espaces"*. Toulouse, France.
- Hassini, L., Azzouz, S., Peczalski, R., Belghith, A. 2007. Estimation of potato moisture diffusivity from convective drying kinetics with correction for shrinkage. *Journal of Food Engineering*, **79**(1), 47-56.
- Hassini, L., Smida, K., Azzouz, S., Belghith, A. 2002. Experimental study of drying behaviour of an agricultural product. In *Drying 2002: Proceedings of the 13th International Drying Symposium (IDS' 2002)*; Y.K.P. C. W. Cao, X. D. Liu, Y. X. Qu, Eds; University of chemical technology: China; 13th International Drying Symposium (IDS' 2002), Beijing, China, August 27-30, 1457-1463.

- Hatamipour, M.S., Mowla, D. 2003. Correlations for shrinkage, density and diffusivity for drying of maize and green peas in a fluidized bed with energy carrier. *Journal of Food Engineering*, **59**(2-3), 221-227.
- Henderson, S.M. 1974. Progress in Developing the Thin Layer Drying Equation. *Transactions of the ASAE*, **17**(6), 1167-1168.
- Henderson, S.M., Pabis, S. 1962. Grain drying theory: IV the effect of airflow rate on drying index. *Journal of Agricultural Engineering Research*, **7**(2), 85-89.
- Henry, P.S.H. 1948. The diffusion of moisture and heat through textiles. *Discussions of the Faraday Society*, **3**, 243-257.
- Hernández, J.A., Pavón, G., García, M.A. 2000. Analytical solution of mass transfer equation considering shrinkage for modeling food-drying kinetics. *Journal of Food Engineering*, **45**(1), 1-10.
- Hutchinson, D., Otten, L. 1983. Thin-layer air drying of soybeans and white beans. *International Journal of Food Science & Technology*, **18**(4), 507-522.
- Irudayaraj, J., Haghghi, K., Stroshine, R.L. 1992. Finite element analysis of drying with application to cereal grains. *Journal of Agricultural Engineering Research*, **53**(0), 209-229.
- Jason, A.C. 1958. *A study of evaporation and diffusion processes in the drying of fish muscle*. Metchim; 33 p.
- Jayaraman, K.S., Das Gupta, D.K. 2006. Drying of fruits and vegetables. In: *Handbook of industrial drying*, (Ed.) A.S. Mujumdar, CRC Press. Florida, United States, 606-634.
- Jin Park, K., Vohnikova, Z., Pedro Reis Brod, F. 2002. Evaluation of drying parameters and desorption isotherms of garden mint leaves (*Mentha crispa L.*). *Journal of Food Engineering*, **51**(3), 193-199.
- Juhel, F. 2000. Etude de l'application de deux nouvelles opérations de séchage, texturation du poisson: analyse comparative du procédé et du produit. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Jung, S.-K., Choi, Y.-H., Shon, T.-H., Choi, J.-U. 1986. The drying characteristics of apples at various drying conditions. *Korean Journal of Food Science and Technology*, **18**(1), 61-65.
- Kaleemullah, S. 2002. Studies on engineering properties and drying kinetics of chillies. *Thesis*, Tamil Nadu Agricultural University ; Coimbatore.
- Kaleemullah, S., Kailappan, R. 2006. Modelling of thin-layer drying kinetics of red chillies. *Journal of Food Engineering*, **76**(4), 531-537.
- Kamal, I., Gelicus, A., Allaf, K. 2012. Impact of instant controlled pressure drop (DIC) treatment on drying kinetics and caffeine extraction from green coffee beans. *Journal of Food Research*, **1**(1), 24-47.
- Kamal, I.M., Sobolik, V., Kristiawan, M., Mounir, S.M., Allaf, K. 2008. Structure expansion of green coffee beans using instantaneous controlled pressure drop process. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, **9**(4), 534-541.
- Kannan, D., Bandyopadhyay, S. 1995. Drying characteristics of a tropical marine fish slab. in: *Journal of Food Science and Technology*.
- Karathanos, V.T. 1999. Determination of water content of dried fruits by drying kinetics. *Journal of Food Engineering*, **39**(4), 337-344.
- Karathanos, V.T., Belessiotis, V.G. 1997. Sun and artificial air drying kinetics of some agricultural products. *Journal of Food Engineering*, **31**(1), 35-46.
- Karathanos, V.T., Kostaropoulos, A.E., Saravacos, G.D. 1995. Air-drying kinetics of osmotically dehydrated fruits. *Drying Technology*, **13**(5-7), 1503-1521.
- Karim, M.A., Hawlader, M.N.A. 2005. Mathematical modelling and experimental investigation of tropical fruits drying. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **48**(23-24), 4914-4925.
- Kassem, A.S. 1998. Comparative studies on thin layer drying models for wheat. In *Proceedings: Management and ergonomic*; 13th International Congress on Agricultural Engineering Rabat, Morocco, February, 2-6
- Kaya, A., Aydın, O., Demirtaş, C. 2007. Drying kinetics of red delicious apple. *Biosystems Engineering*, **96**(4), 517-524.
- Key, R.B. 1972. *Drying principles and practice*. Pergamon Press, Oxford; 402 p.
- Khouya, A., Draoui, A. 2009. Détermination des courbes caractéristiques de séchage de trois espèces de bois. *Revue des Energies Renouvelables*, **12**(1), 87-98.

- King, C.J. 1968. Rates of moisture sorption and desorption in porous, dried foodstuffs. *Food Technol.*, **22**, 165-171.
- Kiranoudis, C.T., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 1992. Drying kinetics of onion and green pepper. *Drying Technology*, **10**(4), 995-1011.
- Kiranoudis, C.T., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 1995. Heat and mass transfer model building in drying with multiresponse data. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **38**(3), 463-480.
- Kiranoudis, C.T., Tsami, E., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 1997. Drying kinetics of some fruits. *Drying Technology*, **15**(5), 1399-1418.
- Kramer, M.S.K., Strømmen, D.i.I., Song, D.i.X. 1994. Quality aspects in drying of food granular materials. In: *Developments in Food Engineering*, (Eds.) P.T. Yano, P.R. Matsuno, P.K. Nakamura, Springer US. United States, 427-429.
- Kristiawan, M. 2006. Traitement thermo-mécanique des fleurs d'ylang-ylang indonésiennes par Détente Instantanée Contrôlée en vue de l'extraction de l'huile essentielle. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Krokida, M.K., Karathanos, V.T., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 2003. Drying kinetics of some vegetables. *Journal of Food Engineering*, **59**(4), 391-403.
- Kulshreshtha, M., Singh, A., And Vipul, D. 2009. Effect of drying conditions on mushroom quality. *Journal of Engineering Science and Technology*, **4**(1), 90-98.
- Kurozawa, L.E., Terng, I., Hubinger, M.D., Park, K.J. 2014. Ascorbic acid degradation of papaya during drying: Effect of process conditions and glass transition phenomenon. *Journal of Food Engineering*, **123**, 157-164.
- Lahsasni, S., Kouhila, M., Mahrouz, M., Jaouhari, J.T. 2004. Drying kinetics of prickly pear fruit (*Opuntia ficus indica*). *Journal of Food Engineering*, **61**(2), 173-179.
- Le Loch-Bonazzi, C., Wolff, E., Gilbert, H. 1992. Quality of dehydrated cultivated mushrooms (*Agaricus bisporus*) : a comparison between different drying and freeze-drying processes. *Lebensmittel - Wissenschaft + Technologie*, **25**(4), 334-339.
- Lemus-Mondaca, R., Betoret, N., Vega-GalvéZ, A., Lara-Aravena, E. 2009. Dehydration characteristics of papaya (*carica Pubescens*): Determination of equilibrium moisture content and diffusion coefficient. *Journal of Food Process Engineering*, **32**(5), 645-663.
- Louka, N., Allaf, K. 2004. Expansion ratio and color improvement of dried vegetables texturized by a new process "Controlled Sudden Decompression to the vacuum". *Journal of Food Engineering*, **65**(2), 233-243.
- Lozano, J.E., Rotstein, E., Urbicain, M.J. 1983. Shrinkage, porosity and bulk density of foodstuffs at changing water contents. *Journal of Food Science*, **48**(5), 1497-1502.
- Luyben, K.C.A.M. 1980. Concentration dependent diffusion coefficients derived from experimental drying curves. In: *Drying '80*, (Ed.) A.S. Mujumdar, Vol. 2, Hemisphere Publishing. New York, 233-243
- Madamba, P.S., Driscoll, R.H., Buckle, K.A. 1996. The thin-layer drying characteristics of garlic slices. *Journal of Food Engineering*, **29**(1), 75-97.
- Magee, T.R.A., Wilkinson, C.P.d. 1992. Influence of process variables on the drying of potato slices. *International Journal of Food Science & Technology*, **27**(5), 541-549.
- Marinos-Kouris, D., Maroulis, Z. 2006. Transport properties in the drying of solids. In: *Handbook of Industrial Drying, Third Edition*, (Ed.) A. Mujumdar, CRC Press. Florida, United States, 82-120.
- Maritza, A.M., Sabah, M., Anaberta, C.M., Montejano-Gaitán, J.G., Allaf, K. 2012. Comparative study of various drying processes at physical and chemical properties of strawberries. (*Fragariavarcamarosa*). *Procedia Engineering*, **42**, 267-282.
- Maskan, A., Kaya, S., Maskan, M. 2002. Hot air and sun drying of grape leather (*pestil*). *Journal of Food Engineering*, **54**(1), 81-88.
- Masmoudi, G., Hermassi, I., Azzouz, S., Belghith, A. 2009. Caractérisation expérimentale du raisin sultanine: Cinétique de séchage et rhéologie. In *Revue des énergies renouvelables*; Centre de développement des énergies renouvelables; Séminaire Maghrébin sur les Sciences et les Technologies de Séchage (SMSTS'2008), 2009, 193-202 p.
- Masmoudi, G., Hermassi, I., Azzouz, S., Belghith, A. 2008. Caractérisation expérimentale du raisin sultanine: Cinétique de séchage et rhéologie. *Revue des Energies Renouvelables SMSTS'08*, 193-202

- Mathioulakis, E., Karathanos, V.T., Belessiotis, V.G. 1998. Simulation of air movement in a dryer by computational fluid dynamics: Application for the drying of fruits. *Journal of Food Engineering*, **36**(2), 183-200.
- May, B.K., Perré, P. 2002. The importance of considering exchange surface area reduction to exhibit a constant drying flux period in foodstuffs. *Journal of Food Engineering*, **54**(4), 271-282.
- Mazza, G., LeMaguer, M. 1980. Dehydration of onion: some theoretical and practical considerations. *International Journal of Food Science & Technology*, **15**(2), 181-194.
- Meisami-asl, E., Rafiee, S., Keyhani, A., Tabatabaeefer, A. 2010. Drying of apple slices (*var. Golab*) and effect on moisture diffusivity and activation energy. *Plant OMICS: Journal of Plant Molecular Biology & Omics*, **3**(3), 97-102.
- Mellouk, H. 2007. Extraction des volatils à partir du bois par détente instantanée contrôlée: valorisation industrielle des extraits et des résidus solides. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle, France.
- Midilli, A. 2001. Determination of pistachio drying behaviour and conditions in a solar drying system. *International Journal of Energy Research*, **25**(8), 715-725.
- Midilli, A., Kucuk, H. 2003. Mathematical modeling of thin layer drying of pistachio by using solar energy. *Energy Conversion and Management*, **44**(7), 1111-1122.
- Midilli, A., Kucuk, H., Yapar, Z. 2002. A new model for single-layer drying. *Drying Technology*, **20**(7), 1503-1513.
- Minaei, S., Motevali, A., Najafi, G., Mousavi Seyedi, S.R., others. 2012. Influence of drying methods on activation energy, effective moisture diffusion and drying rate of pomegranate arils (*'Punica granatum'*). *Australian Journal of Crop Science*, **6**(4), 584-591.
- Mirzaee, E., Rafiee, S., Keyhani, A. 2010. Evaluation and selection of thin-layer models for drying kinetics of apricot (*cv. NASIRY*). *Agricultural Engineering International: CIGR Journal*, **12**(2), 111-116.
- Mitchell, T.J., Potts, C.S. 1958. Through-circulation drying of vegetable materials. III.—carrots. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, **9**(2), 93-98.
- Mohamed, L.A., Kouhila, M., Jamali, A., Lahsasni, S., Kechaou, N., Mahrouz, M. 2005. Single layer solar drying behaviour of citrus aurantium leaves under forced convection. *Energy Conversion and Management*, **46**(9-10), 1473-1483.
- Moreira, R., Chenlo, F., Chaguri, L., Vázquez, G. 2005. Mathematical modelling of the drying kinetics of chestnut (*Castanea sativa* Mill.): Influence of the natural shells. *Food and Bioproducts Processing*, **83**(4), 306-314.
- Motevali, A., Abbaszadeh, A., Minaei, S., Khoshtaghaza, M.H., Ghobadian, B. 2012. Effective moisture diffusivity, activation energy and energy consumption in thin-layer drying of Jujube (*Zizyphus jujube* Mill). *Journal of Agricultural Science and Technology*, **14**(3), 523-532.
- Mounir, S., Allaf, K. 2009. Study and modeling of dehydration and rehydration kinetics within porous medium. In *Association Française de Séchage dans l'Industrie et l'Agriculture (AFSIA)*, Lyon, France, May 14-15, 2p.
- Mounir, S., Allaf, T., Mujumdar, A.S., Allaf, K. 2012. Swell Drying: Coupling Instant Controlled Pressure Drop DIC to standard convection drying processes to intensify transfer phenomena and improve quality—An overview. *Drying Technology*, **30**(14), 1508-1531.
- Mounir, S., Besombes, C., Al-Bitar, N., Allaf, K. 2011a. Study of Instant Controlled Pressure Drop DIC treatment in manufacturing snack and expanded granule powder of apple and onion. *Drying Technology*, **29**(3), 331-341.
- Mounir, S., Halle, D., Allaf, K. 2011b. Characterization of pure cheese snacks and expanded granule powders textured by the instant controlled pressure drop (DIC) process. *Dairy Science & Technology*, **91**(4), 441-455.
- Mounir, S., Schuck, P., Allaf, K. 2010. Structure and attribute modifications of spray-dried skim milk powder treated by DIC (Instant Controlled Pressure Drop) technology. *Dairy Science & Technology*, **90**(2-3), 301-320.
- Mounir, S., Téllez-Pérez, C., Alonzo-Macías, M., Allaf, K. 2014. Swell-Drying. In: *Instant Controlled Pressure Drop (D.I.C.) in food processing*, (Eds.) T. Allaf, K. Allaf, Springer New York, 3-43.
- Mujumdar, A.S. 2006. *Handbook of industrial drying*. CRC Press, Florida, United States; 1308 p.
- Mulet, A. 1994. Drying modelling and water diffusivity in carrots and potatoes. *Journal of Food Engineering*, **22**(1-4), 329-348.

- Mulet, A. 2003. Drying of fruits and vegetables overview on some basic principles and applications, Universidad Politécnica de Valencia. Espagne.
- Mulet, A., Berna, A., Borr, M., Pinaga, F. 1987. Effect of air flow rate on carrot drying. *Drying Technology*, **5**(2), 245-258.
- Mulet, A., Berna, A., Rossello, C. 1989. Drying of carrots. I. Drying models *Drying Technology* **7**(3), 537-557.
- Mulet, A., Sanjuán, N., Bon, J., Simal, S. 1999. Drying model for highly porous hemispherical bodies. *European Food Research and Technology*, **210**(2), 80-83.
- Ndukwu, M.C. 2009. Effect of drying temperature and drying air velocity on the drying rate and drying constant of cocoa bean. *Agricultural Engineering International: CIGR Journal*.
- Nguyen, D.Q. 2014. Étude comparative expérimentale des opérations d'atomisation et d'autovaporisation : application à la gomme Arabique et au Soja. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Nguyen, T. H., Lanoisellé, J. L., & Allaf, K. 2014. Effect of instant controlled pressure drop DIC treatment on the properties of dried carrot. In *Proceedings of 19th International Drying Symposium IDS'2014 (CD-ROM ed. A. Julien , P. Roman & V. Severine)*, University Claude Bernard Lyon:France; 19th International Drying Symposium (IDS' 2014), Lyon, France, August 24-27, 8 p.
- Nguyen, V.C. 2010. Maîtrise de l'aptitude technologique des oléagineux par modification structurelle applications aux opérations d'extraction et de transestérification in-situ. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Nicoletti, J.F., Telis-Romero, J., Telis, V.R.N. 2001. Air-drying of fresh and osmotically pre-treated pineapple slices: Fixed air temperature versus fixed slice temperature drying kinetics. *Drying Technology*, **19**(9), 2175-2191.
- Nogueira, R.I., Cornejo, F.E.P., Leal Junior, W.F., Bizzo, H.R., Antonissi, R., Freitas, S.P. 2005. Effects of drying parameters on pepper (*Capsicum spp.*) quality. In *2^o MERCOSUR Congress on Chemical Engineering y 4^o MERCOSUR Congress on process Systems Engineering*, 2005, 9 p.
- Overhults, D.G., White, G.M., Hamilton, H.E., Ross, I.J. 1973. Drying soybeans with heated air. *Transactions of the ASAE*, **16**(1), 0112-0113.
- Özdemir, M., Onur Devres, Y. 1999. The thin layer drying characteristics of hazelnuts during roasting. *Journal of Food Engineering*, **42**(4), 225-233.
- Page, G.E. 1949. Factors influencing the maximum rate of air drying shelled corn in thin-layers. Purdue University. West Lafayette, Indiana.
- Panchariya, P.C., Popovic, D., Sharma, A.L. 2002. Thin-layer modelling of black tea drying process. *Journal of food engineering*, **52**(4), 349-357.
- Parry, J.L. 1985. Mathematical modelling and computer simulation of heat and mass transfer in agricultural grain drying: A review. *Journal of Agricultural Engineering Research*, **32**(1), 1-29.
- Parti, M. 1993. Selection of mathematical models for drying grain in thin-layers. *Journal of Agricultural Engineering Research*, **54**(4), 339-352.
- Pavón-Melendez, G., Hernández, J.A., Salgado, M.A., Garcia, M.A. 2002. Dimensionless analysis of the simultaneous heat and mass transfer in food drying. *Journal of Food Engineering*, **51**(4), 347-353.
- Perré, P., Martin, M. 1994. Drying at high temperature of sapwood and heartwood : theory, experiment and practical consequence on kiln control. *Drying Technology*, **12**(8), 1915-1941.
- Perré, P., May, B. 2007. The existence of a first drying stage for potato proved by two independent methods. *Journal of Food Engineering*, **78**(4), 1134-1140.
- Perreé, P., Rémond, R., Turner, I.W. 2007. Comprehensive drying models based on volume averaging: Background, application and perspective. In: *Modern Drying Technology*, (Eds.) E. Tsotsas, A.S. Mujumdar, Vol. 1, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA. Germany, 1-55.
- Rakotozafy, H.D. 2001. Application du nouveau procédé de déshydratation par détentes successives (DDS), dans le séchage de produits biologiques à haute valeur ajoutée. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Rao, P.S., Bal, S., Goswami, T.K. 2007. Modelling and optimization of drying variables in thin layer drying of parboiled paddy. *Journal of Food Engineering*, **78**(2), 480-487.
- Ratti, C. 2009. *Advances in food dehydration*. CRC Press, United States; 488 p.

- Remache, L., Belhamri, A. 2008. Modélisation du séchage par convection. *Revue des Energies Renouvelables CISM'08 Oum El Bouaghi*, 289-297.
- Rizvi, S.S.H. 2005. Thermodynamic properties of foods in dehydration. In: *Engineering Properties of Foods*, (Eds.) M.A. Rao, S.S.H. Rizvi, A.K. Datta, CRC Press. Florida, United States, 239-326.
- Rochova, K. 2008. Effet de la modification de structure des végétaux et de la convection naturelle dans le solvant sur l'extraction supercritique. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle. France.
- Rodríguez-Ramírez, J., Méndez-Lagunas, L., López-Ortiz, A., Torres, S.S. 2012. True density and apparent density during the drying process for vegetables and fruits: a review. *Journal of Food Science*, **77**(12), 146-154.
- Román, F., Hensel, O. 2011. Effect of air temperature and relative humidity on the thin-layer drying of celery leaves (*Apium graveolens* var. *secalinum*). *Agricultural Engineering International: CIGR Journal*, **13**(2), 1-8.
- Rossello, C., Canellas, J., Simal, S., Berna, A. 1992. Simple mathematical model to predict the drying rates of potatoes. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, **40**(12), 2374-2378.
- Ruiz-López, I.I., Córdova, A.V., Rodríguez-Jimenes, G.C., García-Alvarado, M.A. 2004. Moisture and temperature evolution during food drying: effect of variable properties. *Journal of Food Engineering*, **63**(1), 117-124.
- Sacilik, K., Elicin, A.K. 2006. The thin layer drying characteristics of organic apple slices. *Journal of Food Engineering*, **73**(3), 281-289.
- Sahyoun, W. 1996. Maîtrise de l'aptitude de matériaux agro-alimentaires aux procédés de séchage. Etude de l'adéquation entre les états structuraux, biochimiques, physiques et comportementaux sur les processus de déshydratation = Mastering the aptitude of food products to drying processes. Study of the adequacy between structural, biochemical, physical, and behavioural states on the dehydration process. *Thèse de doctorat*, Université de Compiègne. France.
- Sanjuán, N., Lozano, M., García-Pascual, P., Mulet, A. 2003. Dehydration kinetics of red pepper (*Capsicum annuum* L var *Jaranda*). *Journal of the Science of Food and Agriculture*, **83**(7), 697-701.
- Saravacos, G.D. 1960. Studies of the mechanism of fruit and vegetable dehydration. *Thesis*, Massachusetts Institute of Technology, Department of Food Technology. United States.
- Sarr, J., Sall, M., Sow, M.L., Kane, M.M. 2003. Étude expérimentale des courbes de séchage du poisson. *Sciences*, **3**(1).
- Sarsavadia, P.N., Sawhney, R.L., Pangavhane, D.R., Singh, S.P. 1999. Drying behaviour of brined onion slices. *Journal of Food Engineering*, **40**(3), 219-226.
- Sarsavadia, P.N., Sawhney, R.L., Pangavhane, D.R., Singh, S.P. 1999. Drying behaviour of brined onion slices. *Journal of Food Engineering*, **40**(3), 219-226.
- Sawhney, R.L., Pangavhane, D.R., Sarsavadia, P.N. 2009. Drying studies of single layer thompson seedless grapes. In *International Solar Food Processing Conference, Indore, India; International Solar Food Processing Conference, Indore, India, January 14-16*, 19 p.
- Schlünder, E.U. 1988. On the mechanism of the constant drying rate period and its relevance to diffusion controlled catalytic gas phase reactions. *Chemical Engineering Science*, **43**(10), 2685-2688.
- Seiiedlou, S., Ghasemzadeh, H.R., Hamdami, N., Talati, F., Moghaddam, M. 2010. Convective drying of apple: mathematical modeling and determination of some quality parameters. *International Journal of Agriculture and Biology*(12), 171-178.
- Sereno, A.M., Medeiros, G.L. 1990. A simplified model for the prediction of drying rates for foods. *Journal of Food Engineering*, **12**(1), 1-11.
- Setyoprato, P., Fatmawati, A., Allaf, K. 2009. Texturing by Instant Controlled Pressure Drop DIC in the production of cassava flour: impact on dehydration kinetics, product physical properties and microbial decontamination. *World Congress on Engineering and Computer Science WCECS 2009*, October 20-22, San Francisco, USA, 6p.
- Sharaf-Eldeen, Y.I., Blaisdell, J.L., Hamdy, M.Y. 1980. A model for ear corn drying. *Transactions of the ASAE*, **23**(5), 1261-1265.
- Shi, J., Pan, Z., McHugh, T.H., Wood, D., Hirschberg, E., Olson, D. 2008. Drying and quality characteristics of fresh and sugar-infused blueberries dried with infrared radiation heating. *LWT - Food Science and Technology*, **41**(10), 1962-1972.

- Simal, S., Femenia, A., Garau, M.C., Rosselló, C. 2005. Use of exponential, Page's and diffusional models to simulate the drying kinetics of kiwi fruit. *Journal of Food Engineering*, **66**(3), 323-328.
- Simal, S., Deyá, E., Frau, M., Rosselló, C. 1997. Simple modelling of air drying curves of fresh and osmotically pre-dehydrated apple cubes. *Journal of Food Engineering*, **33**(1-2), 139-150.
- Simal, S., Femenia, A., Garau, M.C., Rosselló, C. 2005. Use of exponential, Page's and diffusional models to simulate the drying kinetics of kiwi fruit. *Journal of Food Engineering*, **66**(3), 323-328.
- Simal, S., Rosselló, C., Berna, A., Mulet, A. 1998. Drying of shrinking cylinder-shaped bodies. *Journal of Food Engineering*, **37**(4), 423-435.
- Singh, R.P., Lund, D.B., Buelow, F.H. 1984. An experimental technique using regular regime theory to determine moisture diffusivity. in: *Engineering and Food*, (Ed.) B.M. McKenna, Vol. 1, Elsevier London, pp. 415-423.
- Singh, R.P., Wang, C.Y. 1978. A single layer drying equation for rough rice. in: *ASAE, paper no. 3001*.
- Skelland, A.H.P. 1974. *Diffusional mass transfer*. John Wiley & Sons Inc, Hoboken, United States, 528 p.
- Srikiatden, J., Roberts, J.S. 2006. Measuring moisture diffusivity of potato and carrot (core and cortex) during convective hot air and isothermal drying. *Journal of Food Engineering*, **74**(1), 143-152.
- Srikiatden, J., Roberts, J.S. 2007. Moisture transfer in solid food materials: a review of mechanisms, models, and measurements. *International Journal of Food Properties*, **10**(4), 739-777.
- Suarez, C., Viollaz, P., Chirife, J. 1980. Diffusional analysis of air drying of grain sorghum. *International Journal of Food Science & Technology*, **15**(5), 523-531.
- Sulaiman, I. 2013. Approches fondamentales et expérimentales des processus d'autovaporisation et de modification structurelle de matériaux surchauffés pendant la détente instantanée contrôlée vers le vide. *Thèse de doctorat*, Université de La Rochelle.
- Suzuki, K., Ihara, K., Kubota, H., Hosaka, H. 1977. Heat transfer coefficient of the constant rate period in the drying of agar gel, carrot and sweetpotato. *Nippon Shokuhin Kogyo Gakkaishi* **24**(8), 387-393.
- Tarigan, E., Prateepchaikul, G., Yamsaengsung, R., Sirichote, A., Tekasakul, P. 2007. Drying characteristics of unshelled kernels of candle nuts. *Journal of Food Engineering*, **79**(3), 828-833.
- Tavakolipour, H. 2011. Drying kinetics of pistachio nuts (*Pistacia vera* L.). *World Applied Sciences Journal*, **12**(9), 1639-1646.
- Télez-Pérez, C., Sabah, M.M., Montejano-Gaitán, J.G., Sobolik, V., Martínez, C.A., Allaf, K. 2012. Impact of Instant Controlled Pressure Drop treatment on dehydration and rehydration kinetics of green Moroccan pepper (*Capsicum annuum*). *Procedia Engineering*, **42**, 978-1003.
- Thompson, T.L., Peart, R.M., Foster, G.H. 1968. Mathematical Simulation of Corn Drying — A New Model. in: *Transactions of the ASABE*, 11-(4): 0582-0586.
- Toei, R. 1996. Theoretical Fundamentals of Drying Operation. *Drying Technology*, **14**(1), 1-7.
- Toğrul, İ.T., Pehlivan, D. 2002. Mathematical modelling of solar drying of apricots in thin layers. *Journal of Food Engineering*, **55**(3), 209-216.
- Toğrul, İ.T., Pehlivan, D. 2003. Modelling of drying kinetics of single apricot. *Journal of Food Engineering*, **58**(1), 23-32.
- Toğrul, İ.T., Pehlivan, D. 2004. Modelling of thin layer drying kinetics of some fruits under open-air sun drying process. *Journal of Food Engineering*, **65**(3), 413-425.
- Tunde-Akintunde, T.Y. 2011. Mathematical modeling of sun and solar drying of chilli pepper. *Renewable Energy*, **36**(8), 2139-2145.
- Tong, C.H., Lund, D.B. 1990. Effective moisture diffusivity in porous materials as a function of temperature and water content. *Biotechnology Progress*, **6**(1), 67-75.
- Toujani, M., Hassini, L., Azzouz, S., Belghith, A. 2011. Experimental study and mathematical modeling of apple convective drying. *European Drying Conference—EuroDrying'2011*, Palma de Mallorca, Spain, October 26–28, 3p.
- Vaccarezza, L.M., Chirife, J. 1978. On the application of Fick's law for the kinetic analysis of air drying of foods. *Journal of Food Science*, **43**(1), 236-238.
- Vaccarezza, L.M., Lombardi, J.L., Chirife, J. 1974. Kinetics of moisture movement during air drying of sugar beet root. *International Journal of Food Science & Technology*, **9**(3), 317-327.

- Van Brakel, J. 1980. Mass transfer in convection drying. In: *Advances in Drying*, Hemisphere Publishing Corporation.
- Vega-Gálvez, A., Ah-Hen, K., Chacana, M., Vergara, J., Martínez-Monzó, J., García-Segovia, P., Lemus-Mondaca, R., Di Scala, K. 2012. Effect of temperature and air velocity on drying kinetics, antioxidant capacity, total phenolic content, colour, texture and microstructure of apple (var. Granny Smith) slices. *Food Chemistry*, **132**(1), 51-59.
- Velić, D., Planinić, M., Tomas, S., Bilić, M. 2004. Influence of airflow velocity on kinetics of convection apple drying. *Journal of Food Engineering*, **64**(1), 97-102.
- Verma, L.R., Bucklin, R.A., Endan, J.B., Wratten, F.T. 1985. Effects of drying air parameters on rice drying models. *Transactions of the ASAE*, **28**(1), 296-301.
- Visavale, G.L. 2012. Principles, Classification and Selection of Solar Dryers. In: *Solar Drying: Fundamentals, Applications and Innovations*, (Eds.) C.L Hii, S.V Jangam, S.P Ong and A.S Mujumdar, Singapore, 1-50.
- White, G.M., Bridges, T.C., Loewer, O.J., Ross, I.J. 1980. Seed Coat Damage in Thin-Layer Drying of Soybeans. *Transactions of the ASAE*, **23**(1), 224-227.
- Yaldiz, O., Ertekin, C., Uzun, H.I. 2001. Mathematical modeling of thin layer solar drying of sultana grapes. *Energy*, **26**(5), 457-465.
- Yaldyz, O., Ertekin, C. 2001. Thin Layer Solar Drying of Some Vegetables. *Drying Technology*, **19**(3-4), 583-597.
- Young, J.H. 1969. Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Porous, Hygroscopic Solid. *Transactions of the ASAE*, **12**(5), 720-725.
- Yusheng, Z., Poulsen, K.P. 1988. Diffusion in potato drying. *Journal of Food Engineering*, **7**(4), 249-262.
- Zielinska, M., Markowski, M. 2010. Air drying characteristics and moisture diffusivity of carrots. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **49**(2), 212-218.
- Zlatanović, I., Komatina, M., Antonijević, D. 2013. Low-temperature convective drying of apple cubes. *Applied Thermal Engineering*, **53**(1), 114-123.
- Zogzas, N.P., Maroulis, Z.B. 1996. Effective Moisture Diffusivity Estimation from Drying Data. A Comparison Between Various Methods of Analysis. *Drying Technology*, **14**(7-8), 1543-1573.
- Zogzas, N.P., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 1994. Densities, shrinkage and porosity of some vegetables during air drying. *Drying Technology*, **12**(7), 1653-1666.
- Zogzas, N.P., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. 1996. Moisture diffusivity data compilation in foodstuffs. *Drying Technology*, **14**(10), 2225-2253.

PARTIE VII.

ANNEXES

CHAPITRE VII.1.

PLAN D'EXPERIENCES POUR L'ÉTUDE DE L'EFFET DE LA TEMPÉRATURE ET DE LA VITESSE DE L'AIR

VII.1.1. RÉSULTATS DE LA POMME

VII.1.1.1. Cinétique de séchage pour le plan d'expérience des 2 paramètres (température et vitesse de l'air) de la pomme en cube (5 points traités par DIC et matière première).

Tableau VII.1. Cinétique de séchage à $T = 20\text{ °C}$ et $v = 9\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	14,89%	14,26%	14,53%	14,62%	15,01%	14,83%
10	14,69%	13,53%	14,01%	14,11%	14,69%	14,60%
15	14,57%	12,87%	13,53%	13,72%	14,49%	14,37%
20	14,45%	12,46%	13,09%	13,44%	14,29%	14,18%
25	14,37%	11,97%	12,62%	13,17%	14,17%	14,06%
30	14,21%	11,57%	12,30%	12,97%	13,93%	13,91%
35	14,17%	11,20%	12,02%	12,77%	13,54%	13,83%
40	14,13%	10,87%	11,74%	12,62%	13,70%	13,71%
45	14,05%	10,54%	11,50%	12,42%	13,54%	13,56%
50	13,93%	10,26%	11,22%	12,22%	13,42%	13,48%
55	13,85%	9,97%	11,02%	12,03%	13,30%	13,37%
60	13,77%	9,81%	10,86%	11,91%	13,18%	13,29%
70	13,62%	9,40%	10,38%	11,67%	12,98%	13,14%
80	13,54%	8,99%	10,10%	11,40%	12,82%	12,98%
90	13,42%	8,62%	9,87%	11,16%	12,70%	12,91%
105	13,22%	8,21%	9,59%	10,61%	12,42%	12,71%
120	13,10%	7,72%	9,23%	10,10%	12,26%	12,56%
140	12,94%	7,32%	8,79%	9,71%	11,98%	12,37%
160	12,78%	6,99%	8,39%	9,39%	11,83%	12,17%
180	12,62%	6,66%	8,19%	9,08%	11,67%	11,98%
210	12,42%	6,21%	7,83%	8,69%	11,39%	11,83%
240	12,26%	6,01%	7,43%	8,33%	11,15%	11,56%

Tableau VII.2. Cinétique de séchage à $T = 26\text{ °C}$ et $v = 4,8\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	14,64%	14,07%	14,24%	14,07%	14,51%	14,67%
10	14,44%	13,00%	13,38%	13,32%	14,09%	14,39%
15	14,16%	12,25%	12,91%	12,77%	13,78%	14,10%
20	13,99%	11,74%	12,33%	12,18%	13,47%	13,73%
25	13,87%	11,11%	11,90%	11,91%	13,12%	13,53%
30	13,75%	10,71%	11,59%	11,44%	12,96%	13,45%

35	13,59%	10,32%	11,24%	11,08%	12,73%	13,24%
40	13,47%	9,96%	10,89%	10,77%	12,57%	13,16%
45	13,39%	9,25%	10,65%	10,46%	12,42%	13,00%
50	13,27%	8,98%	10,42%	10,18%	12,30%	12,87%
55	13,19%	8,66%	10,15%	9,94%	12,07%	12,79%
60	13,11%	8,47%	9,95%	9,55%	11,99%	12,67%
70	12,98%	7,99%	9,52%	9,32%	11,72%	12,47%
80	12,86%	7,64%	9,09%	8,92%	11,45%	12,26%
90	12,70%	7,24%	8,86%	8,61%	11,29%	12,06%
105	12,54%	6,77%	8,47%	8,18%	11,02%	11,85%
120	12,46%	6,41%	8,04%	7,82%	10,79%	11,61%
140	12,26%	5,98%	7,58%	7,39%	10,48%	11,36%
160	11,98%	5,43%	7,07%	6,96%	10,21%	11,08%
180	11,81%	5,19%	6,80%	6,60%	10,01%	10,83%
210	11,49%	4,92%	6,64%	6,41%	9,58%	10,63%
240	11,29%	4,68%	6,41%	6,13%	9,23%	10,42%

Tableau VII.3. Cinétique de séchage à $T = 26\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 13,2\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	14,59%	13,73%	13,82%	14,11%	14,49%	14,84%
10	14,32%	12,78%	13,35%	13,61%	14,08%	14,60%
15	14,08%	11,98%	12,62%	13,03%	13,76%	14,31%
20	13,93%	11,27%	12,35%	12,69%	13,52%	14,11%
25	13,85%	10,79%	11,69%	12,27%	13,20%	13,95%
30	13,77%	10,27%	11,57%	11,96%	13,04%	13,70%
35	13,58%	9,83%	11,18%	11,66%	12,80%	13,62%
40	13,50%	9,55%	10,87%	11,43%	12,56%	13,50%
45	13,42%	9,24%	10,68%	11,16%	12,40%	13,34%
50	13,34%	8,84%	10,33%	11,00%	12,20%	13,26%
55	13,27%	8,60%	10,14%	10,78%	12,12%	13,14%
60	13,23%	8,28%	9,94%	10,47%	12,00%	12,97%
70	13,07%	7,84%	9,56%	10,05%	11,68%	12,81%
80	12,95%	7,44%	9,17%	9,78%	11,56%	12,65%
90	12,76%	7,09%	8,82%	9,47%	11,28%	12,49%
105	12,60%	6,81%	8,39%	9,01%	11,08%	12,28%
120	12,41%	6,57%	7,93%	8,71%	10,84%	11,96%
140	12,25%	6,09%	7,47%	8,25%	10,48%	11,84%
160	12,14%	5,93%	7,39%	7,83%	10,28%	11,64%
180	11,94%	5,65%	7,12%	7,48%	10,00%	11,47%
210	11,71%	5,22%	6,65%	6,99%	9,56%	11,19%
240	11,63%	4,82%	6,34%	6,72%	9,28%	11,07%

Tableau VII.4. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 3\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%

5	14,28%	13,26%	13,36%	14,00%	13,98%	14,02%
10	13,73%	11,88%	12,14%	12,94%	13,40%	13,44%
15	13,42%	10,96%	11,38%	12,07%	12,90%	12,94%
20	13,11%	10,00%	10,58%	11,33%	12,60%	12,67%
25	12,84%	9,27%	9,82%	10,66%	12,17%	12,36%
30	12,56%	8,51%	9,33%	10,15%	11,90%	12,05%
35	12,45%	7,85%	8,88%	9,72%	11,63%	11,82%
40	12,25%	7,16%	8,38%	9,21%	11,44%	11,59%
45	12,09%	6,90%	8,04%	8,94%	11,17%	11,47%
50	11,94%	6,59%	7,74%	8,58%	10,94%	11,24%
55	11,82%	6,24%	7,39%	8,31%	10,67%	11,09%
60	11,67%	5,94%	7,13%	8,07%	10,52%	10,97%
70	11,35%	5,40%	6,48%	7,49%	10,25%	10,70%
80	11,20%	4,94%	6,10%	7,05%	9,94%	10,51%
90	11,04%	4,59%	5,84%	6,74%	9,75%	10,32%
105	10,73%	4,10%	5,50%	6,39%	9,32%	9,93%
120	10,46%	3,75%	5,15%	6,00%	9,09%	9,74%
140	10,15%	3,52%	4,85%	5,49%	8,75%	9,39%
160	9,84%	3,18%	4,47%	5,17%	8,48%	9,20%
180	9,60%	2,98%	4,24%	4,90%	8,24%	9,00%
210	9,45%	2,87%	3,98%	4,66%	7,78%	8,73%
240	9,17%	2,68%	3,71%	4,15%	7,59%	8,58%

Tableau VII.5. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 9\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	15,00%	13,32%	13,86%	14,01%	14,13%	14,56%
10	14,64%	11,88%	12,67%	13,40%	13,45%	14,13%
15	14,23%	10,88%	11,67%	12,62%	12,97%	13,75%
20	13,99%	9,95%	11,05%	11,88%	12,65%	13,48%
25	13,75%	9,43%	10,43%	11,56%	12,29%	13,21%
30	13,63%	8,83%	9,93%	11,06%	12,01%	13,01%
35	13,50%	8,19%	9,31%	10,53%	11,85%	12,74%
40	13,34%	7,71%	8,97%	10,24%	11,57%	12,47%
45	13,26%	7,15%	8,50%	9,92%	11,30%	12,36%
50	12,94%	6,83%	8,16%	9,71%	11,10%	12,16%
55	12,90%	6,50%	7,81%	9,43%	10,90%	12,01%
60	12,86%	6,22%	7,66%	9,30%	10,74%	11,89%
70	12,74%	5,74%	7,00%	8,77%	10,38%	11,62%
80	12,53%	5,26%	6,73%	8,48%	10,06%	11,39%
90	12,29%	5,06%	6,23%	8,03%	9,82%	11,24%
105	12,09%	4,54%	5,88%	7,46%	9,50%	10,81%
120	11,89%	4,38%	5,61%	7,09%	9,22%	10,70%
140	11,56%	4,02%	5,03%	6,68%	8,86%	10,31%
160	11,24%	3,78%	4,61%	6,35%	8,62%	10,04%
180	11,16%	3,42%	4,49%	5,94%	8,30%	9,81%
210	10,79%	3,18%	4,38%	5,78%	7,98%	9,58%

240	10,71%	2,98%	4,19%	5,45%	7,70%	9,31%
------------	--------	-------	-------	-------	-------	-------

Tableau VII.6. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 15\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	14,48%	12,88%	13,68%	13,43%	14,01%	14,26%
10	14,02%	11,52%	12,65%	12,44%	13,58%	13,61%
15	13,71%	10,39%	11,50%	11,57%	13,00%	13,23%
20	13,52%	9,52%	10,66%	10,96%	12,72%	13,04%
25	13,33%	8,80%	9,89%	10,32%	12,49%	12,81%
30	13,10%	8,08%	9,16%	10,05%	12,22%	12,50%
35	12,94%	7,59%	8,74%	9,67%	11,87%	12,43%
40	12,79%	7,21%	8,32%	9,29%	11,68%	12,16%
45	12,67%	6,91%	7,90%	8,91%	11,40%	12,08%
50	12,48%	6,61%	7,67%	8,64%	11,29%	11,93%
55	12,41%	6,31%	7,28%	8,34%	11,09%	11,82%
60	12,25%	5,86%	7,09%	8,11%	10,86%	11,63%
70	11,98%	5,36%	6,56%	7,66%	10,51%	11,40%
80	11,87%	5,10%	6,10%	7,43%	10,28%	11,09%
90	11,67%	4,76%	5,71%	7,16%	10,00%	10,86%
105	11,48%	4,27%	5,33%	6,59%	9,73%	10,52%
120	11,14%	3,93%	5,02%	6,10%	9,42%	10,33%
140	10,90%	3,67%	4,56%	5,68%	9,07%	10,10%
160	10,67%	3,29%	4,37%	5,34%	8,84%	9,72%
180	10,44%	2,84%	4,14%	5,00%	8,53%	9,60%
210	10,10%	2,61%	3,80%	4,69%	8,29%	9,45%
240	9,87%	2,46%	3,68%	4,28%	7,90%	9,30%

Tableau VII.7. Cinétique de séchage à $T = 54\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 4,8\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,01%	14,98%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	13,38%	12,31%	13,41%	13,40%	13,78%	13,64%
10	12,78%	10,44%	12,21%	12,13%	12,62%	13,01%
15	12,35%	9,09%	11,13%	10,99%	11,88%	12,34%
20	11,95%	8,17%	10,21%	10,32%	11,30%	11,80%
25	11,59%	7,14%	9,61%	9,57%	10,76%	11,50%
30	11,27%	6,38%	8,81%	8,98%	10,37%	11,12%
35	11,11%	5,86%	8,05%	8,43%	10,06%	10,87%
40	10,92%	5,26%	7,57%	7,99%	9,75%	10,58%
45	10,68%	4,95%	7,09%	7,60%	9,48%	10,29%
50	10,52%	4,47%	6,81%	7,28%	9,25%	9,91%
55	10,32%	4,15%	6,41%	6,93%	8,82%	9,78%
60	10,24%	3,83%	6,05%	6,57%	8,55%	9,57%
70	9,88%	3,51%	5,53%	6,02%	8,20%	9,28%
80	9,60%	3,15%	5,25%	5,47%	7,78%	8,94%
90	9,44%	2,79%	4,81%	5,19%	7,50%	8,61%

105	9,09%	2,36%	4,37%	4,76%	7,16%	8,19%
120	8,77%	2,00%	4,13%	4,24%	6,69%	7,93%
140	8,45%	1,80%	3,85%	3,97%	6,26%	7,68%
160	8,25%	1,72%	3,69%	3,77%	6,03%	7,43%
180	7,82%	1,56%	3,45%	3,57%	5,80%	7,26%
210	7,50%	1,40%	3,21%	3,34%	5,53%	6,80%
240	7,22%	1,24%	2,93%	3,02%	5,33%	6,46%

Tableau VII.8. Cinétique de séchage à $T = 54\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 13,2\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	14,17%	12,27%	12,34%	12,97%	12,42%	14,39%
10	13,55%	10,59%	10,22%	11,54%	11,74%	13,41%
15	13,04%	9,10%	9,27%	10,73%	10,91%	12,75%
20	12,73%	7,97%	8,51%	9,84%	10,27%	12,18%
25	12,30%	6,91%	7,71%	9,10%	9,79%	11,81%
30	11,99%	6,28%	7,35%	8,52%	9,27%	11,45%
35	11,72%	5,73%	6,75%	8,25%	8,87%	11,16%
40	11,45%	5,07%	6,39%	7,67%	8,55%	10,96%
45	11,26%	4,87%	5,56%	7,32%	8,32%	10,71%
50	11,10%	4,52%	5,12%	6,98%	8,12%	10,55%
55	10,79%	4,17%	5,00%	6,74%	7,88%	10,30%
60	10,64%	4,01%	4,84%	6,47%	7,60%	10,02%
70	10,29%	3,58%	4,44%	5,97%	7,28%	9,57%
80	9,98%	3,19%	4,12%	5,51%	6,92%	9,32%
90	9,75%	3,07%	3,96%	5,12%	6,60%	8,59%
105	9,55%	2,88%	3,64%	4,77%	6,28%	8,26%
120	9,16%	2,68%	3,48%	4,23%	5,77%	7,90%
140	8,85%	2,52%	3,36%	4,04%	5,33%	7,45%
160	8,50%	2,37%	3,08%	3,77%	5,13%	7,04%
180	8,31%	2,09%	2,89%	3,38%	4,85%	6,87%
210	8,08%	2,05%	2,65%	3,15%	4,69%	6,63%
240	7,77%	1,97%	2,45%	2,95%	4,45%	6,30%

Tableau VII.9. Cinétique de séchage à $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 9\text{ m/s}$ pour la pomme en cube

Temps	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=10s	P=0,1MPa t=10s
0	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%	15,41%
5	13,52%	12,30%	12,57%	12,43%	13,52%	13,41%
10	12,73%	9,92%	10,42%	10,86%	12,23%	12,68%
15	12,38%	8,29%	9,34%	9,81%	11,06%	12,07%
20	12,10%	7,32%	8,23%	9,18%	10,66%	11,62%
25	11,71%	6,46%	7,46%	8,48%	10,14%	11,05%
30	11,47%	5,84%	6,93%	8,08%	9,69%	10,69%
35	11,16%	5,18%	6,39%	7,54%	9,25%	10,20%
40	11,04%	4,87%	5,89%	7,18%	8,81%	10,08%
45	10,88%	4,60%	5,55%	6,87%	8,32%	9,75%

50	10,57%	4,13%	5,12%	6,48%	8,00%	9,55%
55	10,41%	4,05%	5,05%	6,20%	7,76%	9,26%
60	10,25%	3,78%	4,70%	5,97%	7,60%	9,10%
70	9,78%	3,35%	4,43%	5,46%	7,08%	8,74%
80	9,46%	2,81%	4,24%	5,03%	6,76%	8,45%
90	9,23%	2,46%	3,86%	4,76%	6,51%	8,21%
105	8,75%	2,26%	3,47%	4,29%	6,27%	7,88%
120	8,64%	1,91%	3,32%	4,05%	6,03%	7,52%
140	8,32%	1,64%	2,94%	3,62%	5,59%	7,07%
160	7,89%	1,45%	2,71%	3,31%	5,31%	6,66%
180	7,73%	1,37%	2,21%	2,99%	5,03%	6,50%
210	7,57%	1,14%	2,09%	2,68%	4,82%	6,25%
240	7,26%	0,94%	1,94%	2,41%	4,62%	5,93%

Tableau VII.10. Résultats de calcul pour la pomme en cube 1 cm x 1 cm x 1 cm

Paramètres	Conditions		Contrôle	DIC 1 P=0,5MPa t=15s	DIC 2 P=0,35MPa t=15s	DIC 3 P=0,2MPa t=15s	DIC 4 P=0,15MPa t=10s	DIC 5 P=0,1MPa t=10s
	T °C	V ms ⁻¹						
$D_{eff} (x10^{-10} m^2 \cdot s^{-1})$	40	9,0	1,56	20,41	15,18	9,79	4,09	2,17
	60	9,0	2,60	32,79	24,60	16,02	6,65	4,30
	40	15,0	1,60	19,47	16,88	10,45	2,90	2,27
	40	9,0	1,51	19,27	15,51	9,33	3,19	2,28
	54	13,2	2,76	30,01	21,15	15,14	6,28	3,91
	54	4,8	2,61	27,99	19,30	15,03	5,25	3,65
	40	9,0	1,58	21,55	15,42	11,50	3,78	1,77
	26	4,8	1,13	11,71	8,79	7,51	2,44	1,70
	26	13,2	0,98	12,49	8,11	6,23	2,37	1,35
	20	9,0	0,67	10,02	7,69	4,07	1,61	1,19
	40	3,0	2,03	20,79	15,84	10,42	3,10	2,63
	40	9,0	1,55	20,38	15,38	10,20	3,69	2,07
$\delta W_s (%)$	40	9,0	0,74%	1,71%	0,91%	1,14%	0,67%	0,71%
	60	9,0	1,51%	1,40%	1,46%	2,00%	1,09%	1,42%
	40	15,0	0,68%	1,41%	0,70%	1,27%	1,04%	0,84%
	40	9,0	0,66%	1,04%	0,67%	0,74%	0,89%	0,54%
	54	13,2	0,81%	1,50%	1,92%	1,46%	2,30%	0,47%
	54	4,8	1,24%	1,14%	0,86%	1,00%	0,95%	1,26%
	40	9,0	0,62%	1,31%	0,96%	1,40%	0,95%	0,72%
	26	4,8	0,59%	0,65%	0,63%	0,80%	0,59%	0,50%
	26	13,2	0,66%	0,94%	1,11%	0,87%	0,63%	0,36%
	20	9,0	0,41%	0,59%	0,42%	0,48%	0,19%	0,41%
	40	3,0	0,82%	0,96%	1,15%	0,56%	1,02%	1,01%
	40	9,0	0,67%	1,36%	0,85%	1,10%	0,83%	0,66%
$k x10^{-3} (m/s)$	40	9,0	1,54	1,85	0,99	1,53	1,95	1,55
	60	9,0	1,18	0,56	0,62	0,94	1,18	0,99
	40	15,0	1,42	1,63	0,76	1,68	3,02	1,8
	40	9,0	1,18	1,02	0,7	0,93	2,59	0,98
	54	13,2	0,85	0,76	0,98	0,83	3,29	0,53
	54	4,8	1,25	0,59	0,45	0,63	1,37	1,13
	40	9,0	1,25	1,34	1,02	1,58	2,78	1,3

	26	4,8	2,25	1,37	1,48	2	3,79	1,76
	26	13,2	2,65	2,08	2,48	1,98	4,05	1,22
	20	9,0	2,39	1,69	1,29	1,44	1,72	2,67
	40	3,0	1,59	1,05	1,18	0,74	2,98	2,19
	40	9,0	1,54	1,85	0,99	1,53	1,95	1,55
td3% (min)	40	9,0	459,62	93,95	123,85	147,11	224,79	397,32
	60	9,0	275,47	59,33	73,86	99,42	135,74	184,59
	40	15,0	470,38	92,85	109,77	150,73	306,10	377,96
	40	9,0	505,12	103,39	130,46	174,62	289,85	377,10
	54	13,2	266,34	61,31	84,60	105,54	136,42	212,41
	54	4,8	276,52	68,40	96,91	107,75	164,80	216,09
	40	9,0	467,17	91,12	129,27	140,01	240,95	445,31
	26	4,8	684,03	166,31	215,43	211,53	390,04	505,69
	26	13,2	759,19	151,80	228,09	261,18	403,73	590,22
	20	9,0	1083,5	209,33	261,60	392,45	580,54	731,58
	40	3,0	373,04	91,57	119,15	136,11	275,79	297,93
	40	9,0	476,19	96,04	127,79	152,86	248,73	404,35

VII.1.1.2. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective

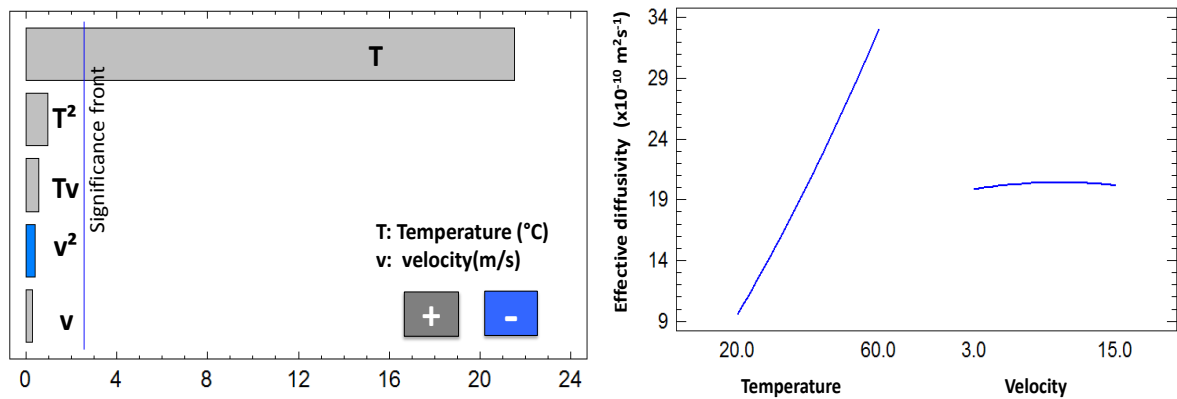


Figure VII.1. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC1

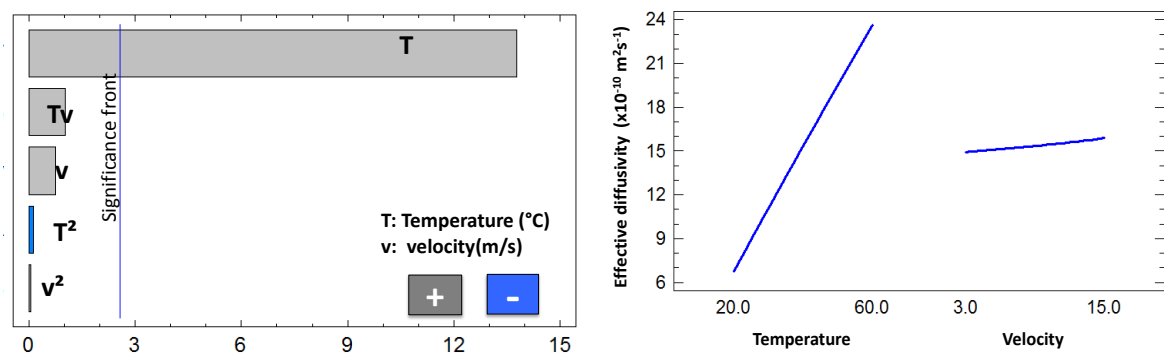


Figure VII.2. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC2

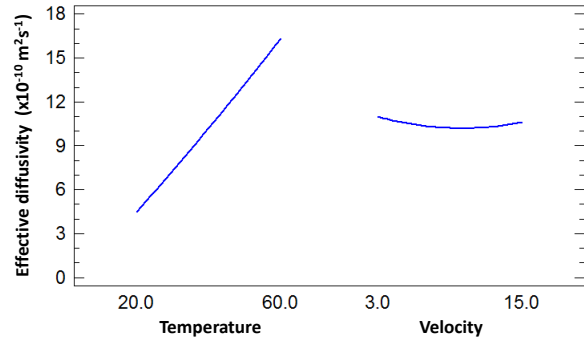
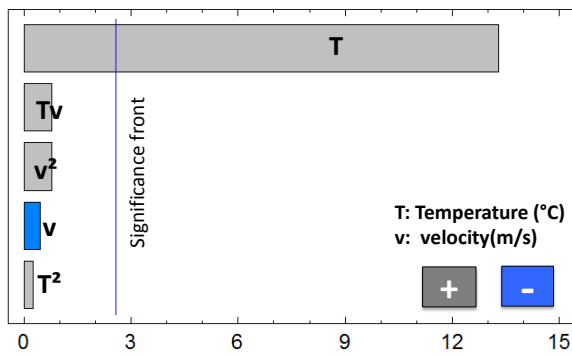


Figure VII.3. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC3

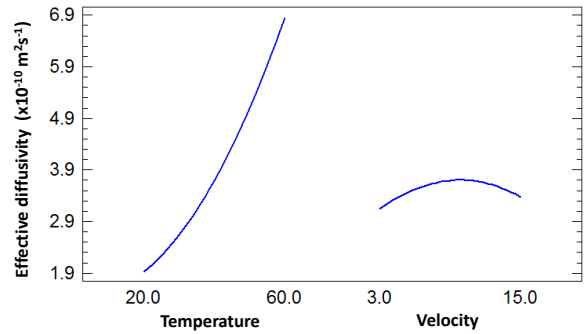
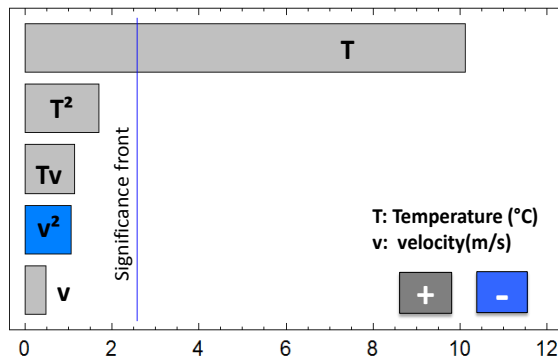


Figure VII.4. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC4

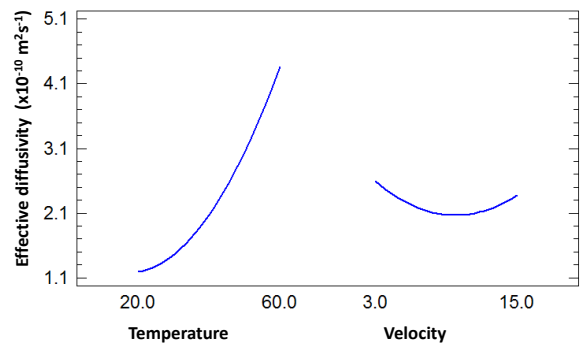
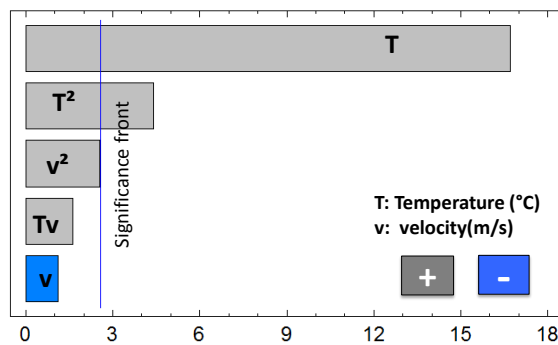


Figure VII.5. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC5

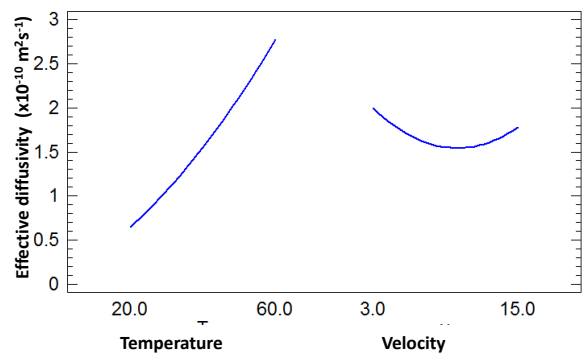
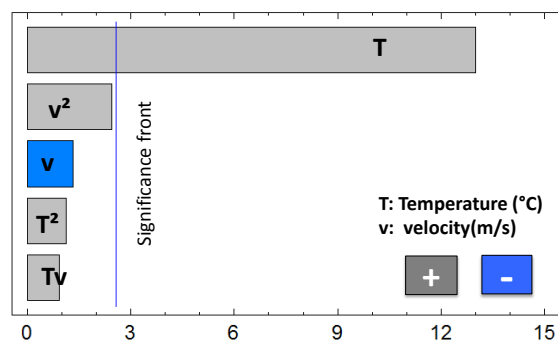


Figure VII.6. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement MP

VII.1.1.3. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale

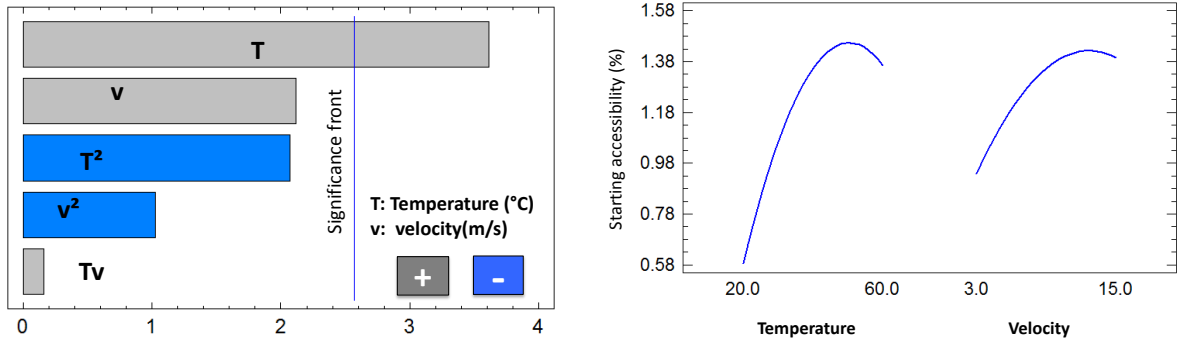


Figure VII.7. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC1

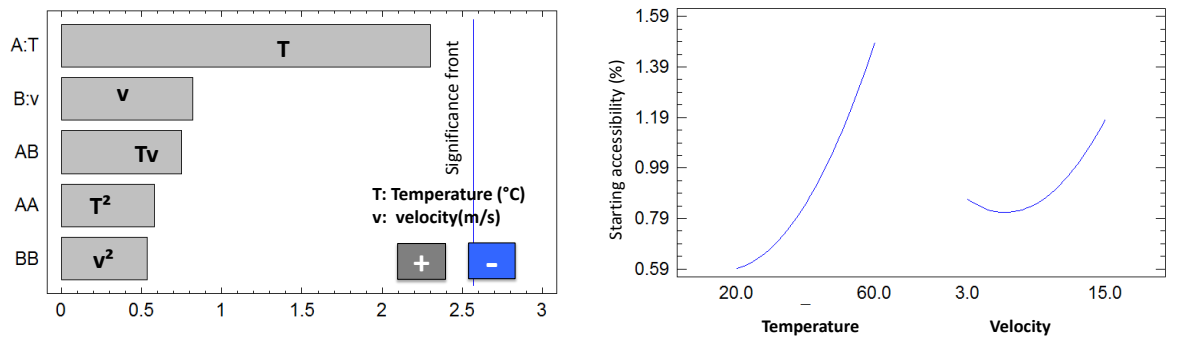


Figure VII.8. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC2

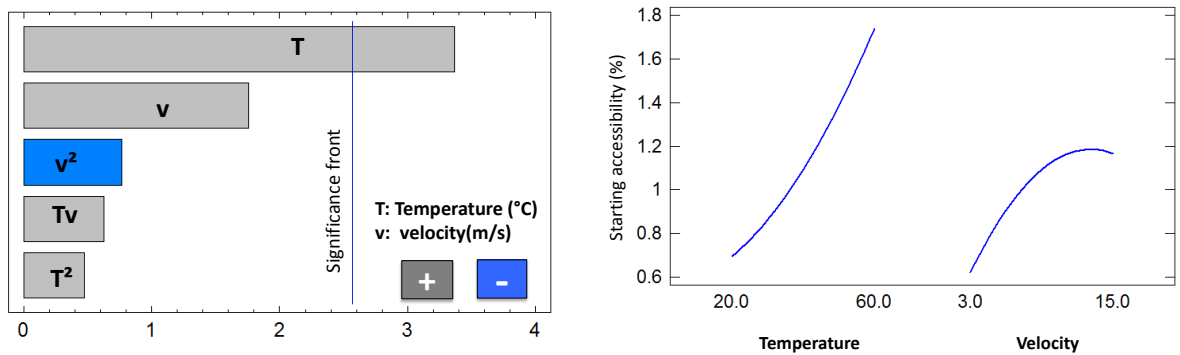


Figure VII.9. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC3

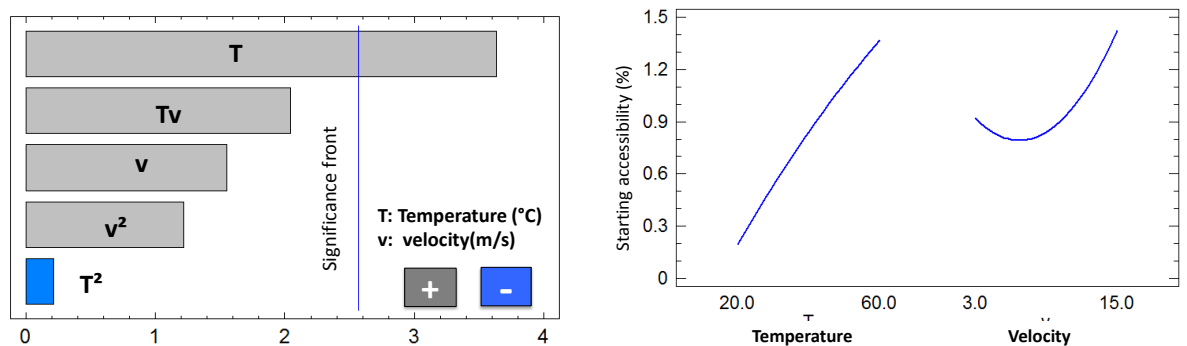


Figure VII.10. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour DIC4

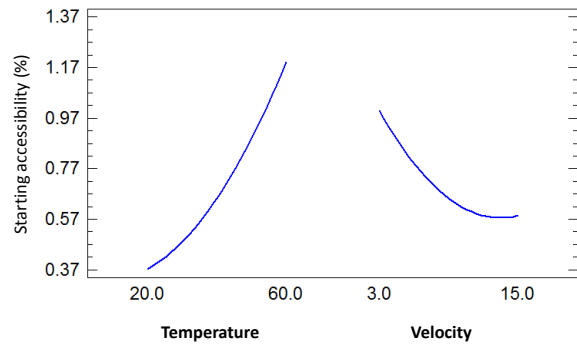
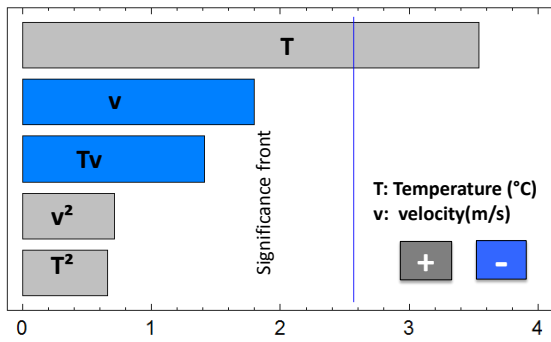


Figure VII.11. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour DIC5

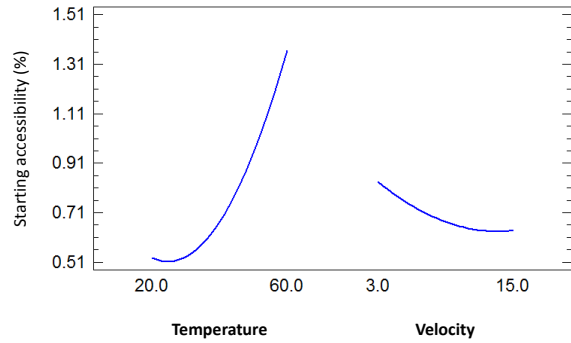
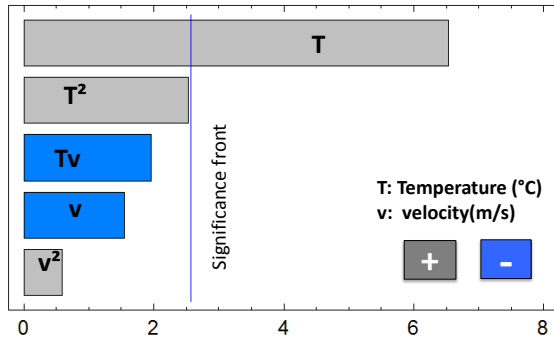


Figure VII.12. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour MP

VII.1.1.4. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse

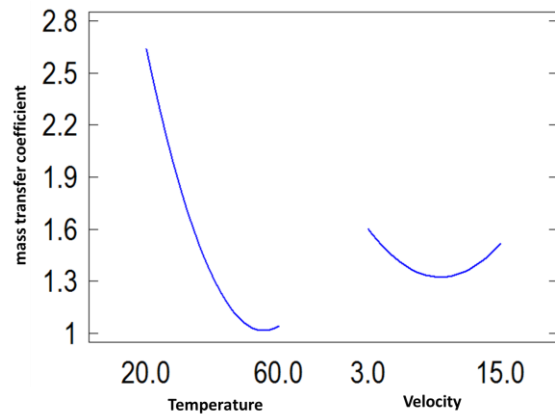
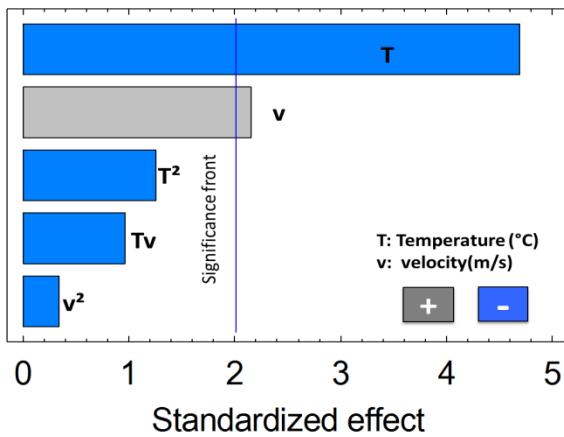


Figure VII.13. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC1

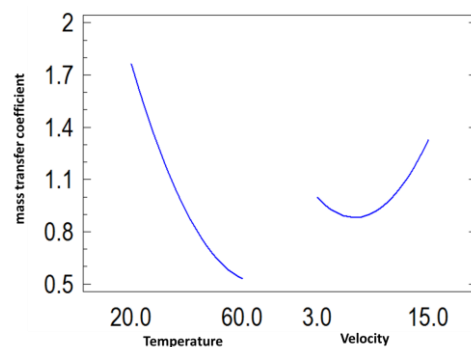
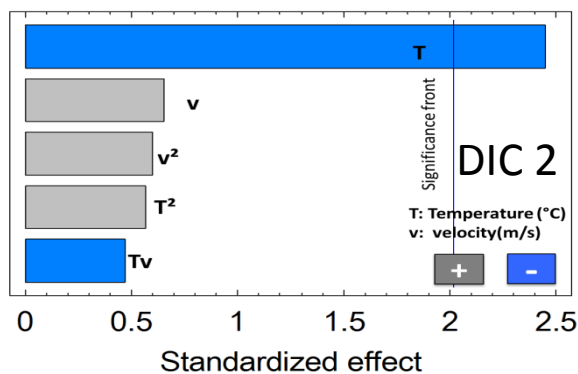


Figure VII.14. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC2

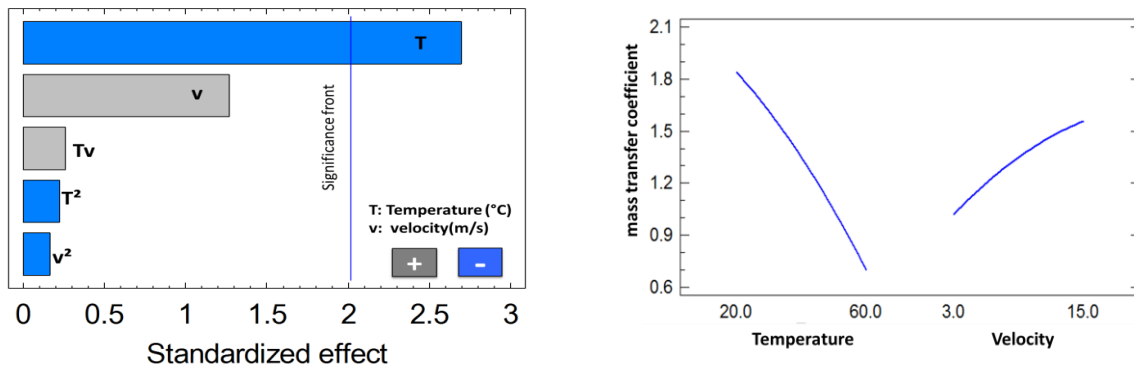


Figure VII.15. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC3

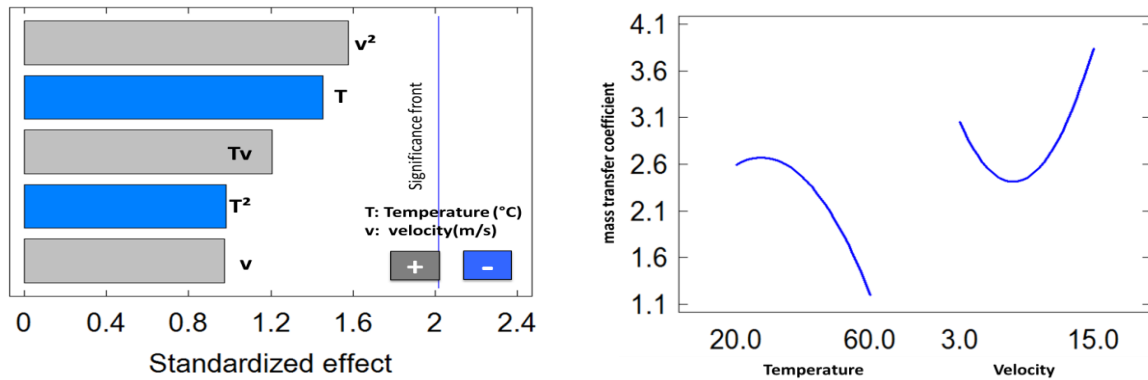


Figure VII.16. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC4

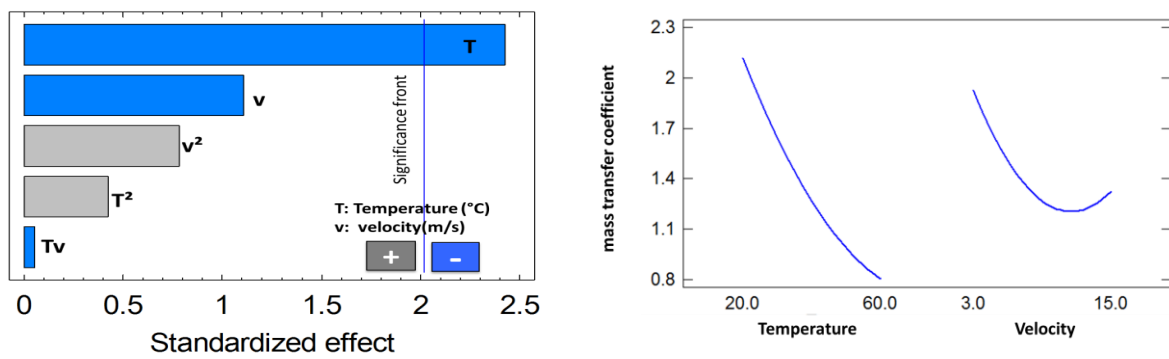


Figure VII.17. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC5

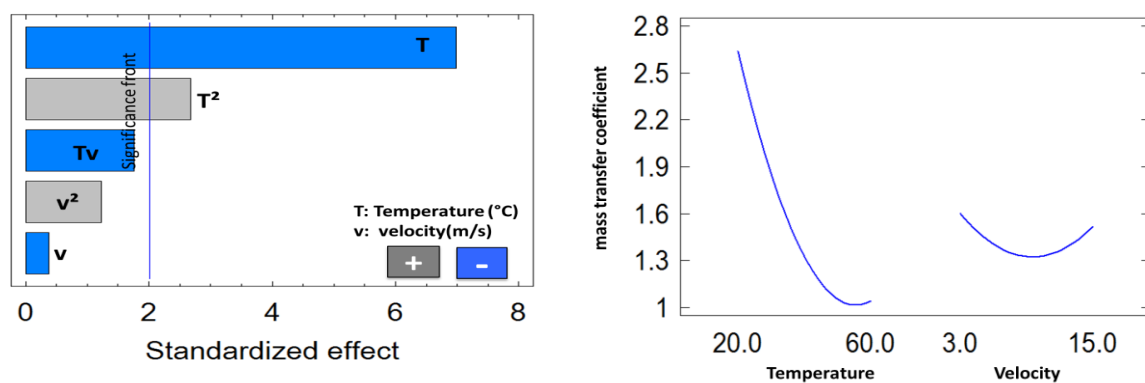


Figure VII.18. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour MP

VII.1.1.5. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage atteint 3%db

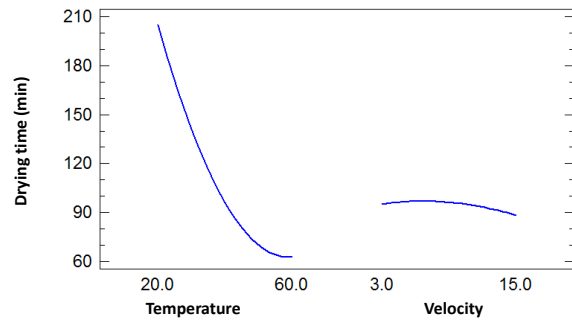
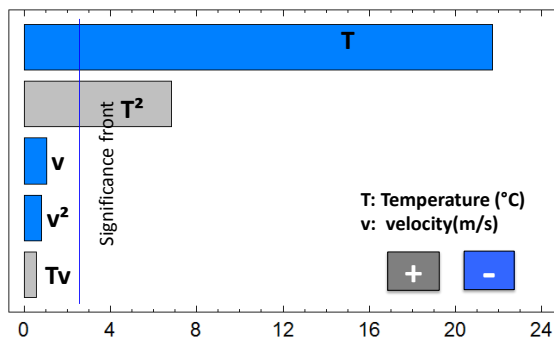


Figure VII.19. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC1

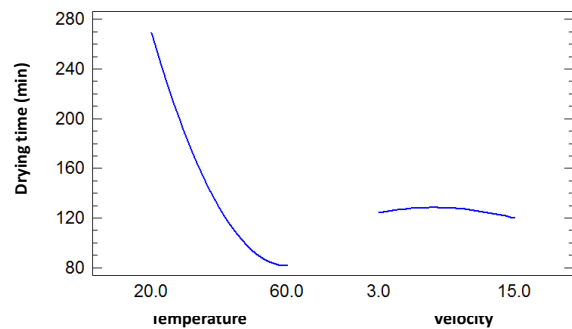
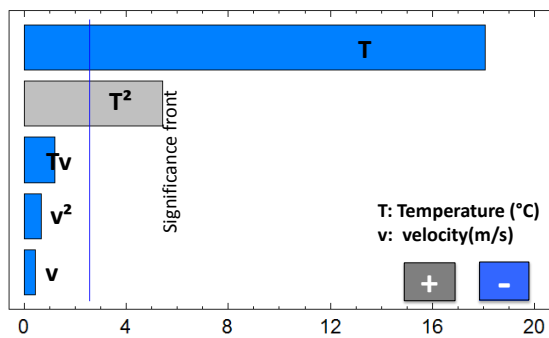


Figure VII.20. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC2

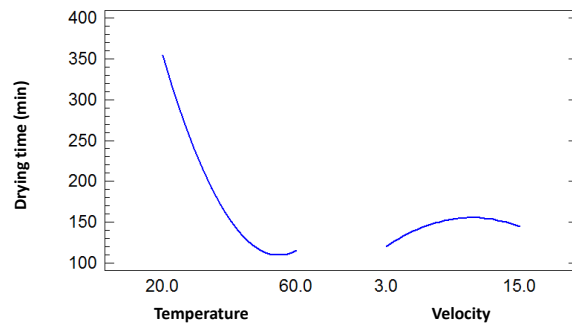
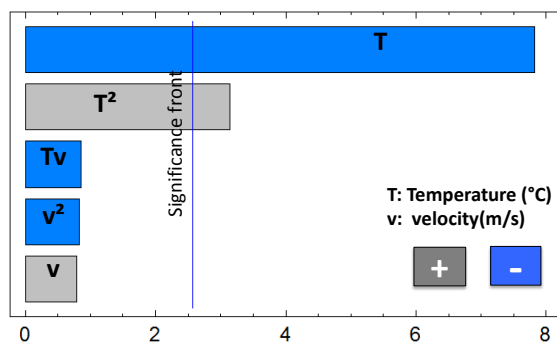


Figure VII.21. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC3

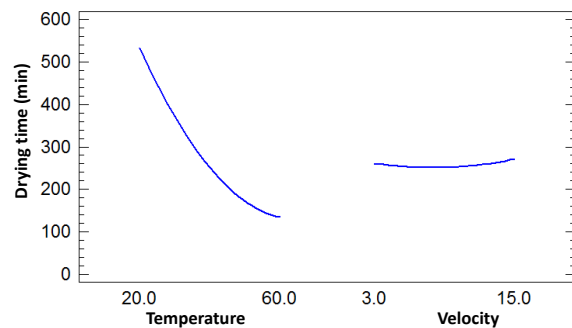
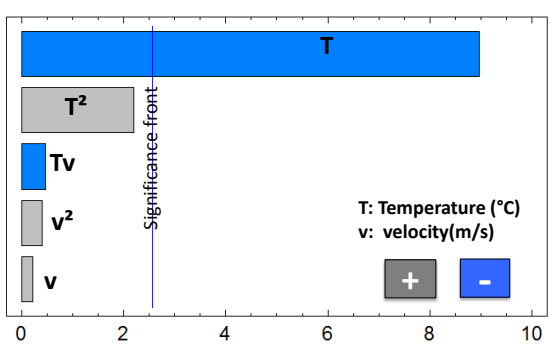


Figure VII.22. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC4

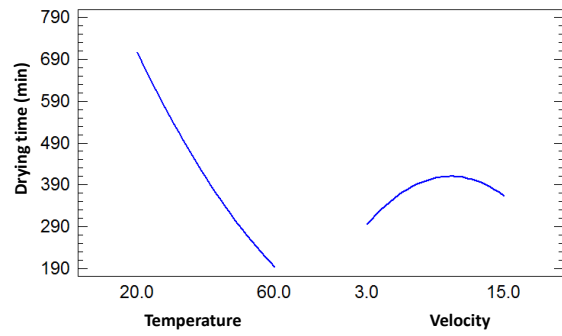
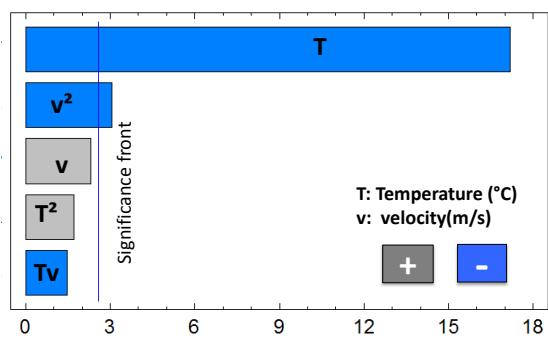


Figure VII.23. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC5

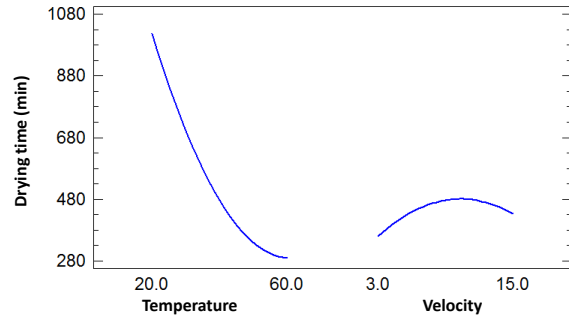
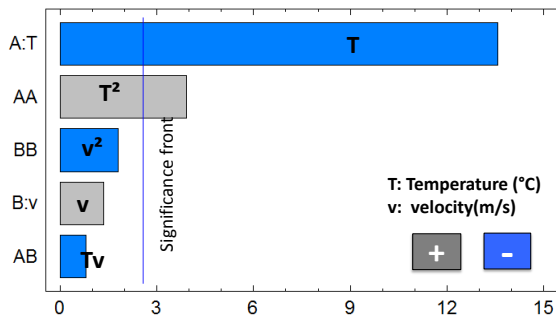
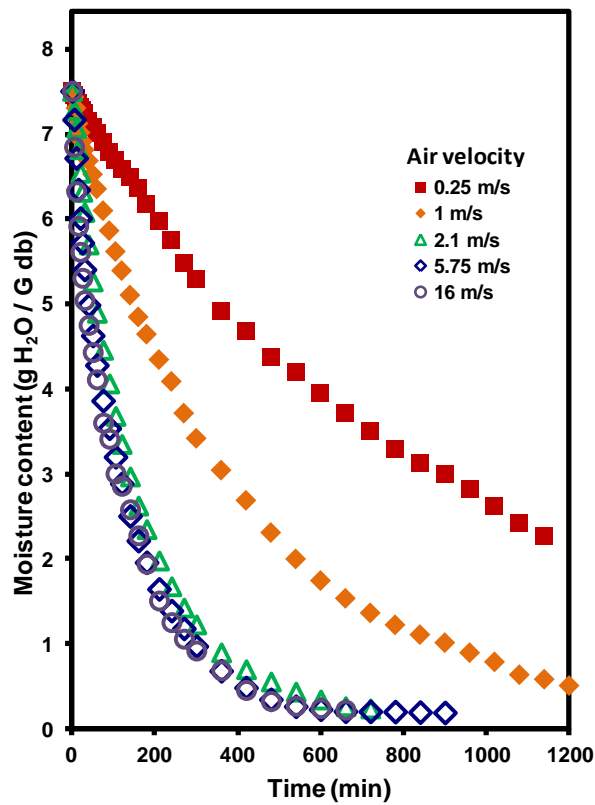


Figure VII.24. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour MP

VII.1.1.6. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 0.25; 1; 2.1; 5.75; 16\text{ m/s}$ de la pomme en cube (matière première).



VII.1.1.7. Cinétique de séchage à T = 40 °C et v = 2.1;3;6;9;12;15 m/s de la pomme en cube (5 points traités par DIC et matière première).

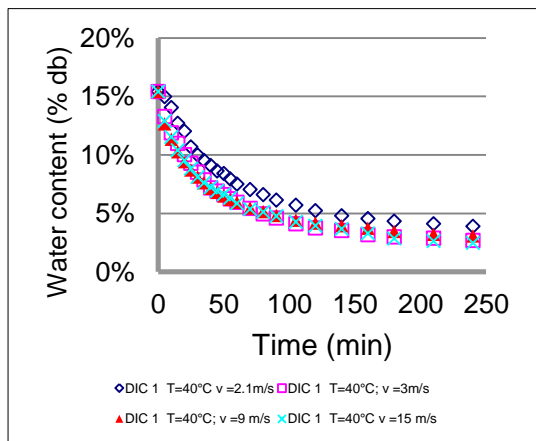


Figure VII.25. Cinétique de séchage pour DIC1

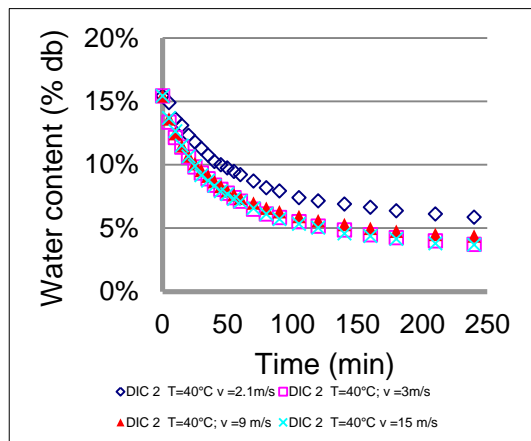


Figure VII.26. Cinétique de séchage pour DIC2

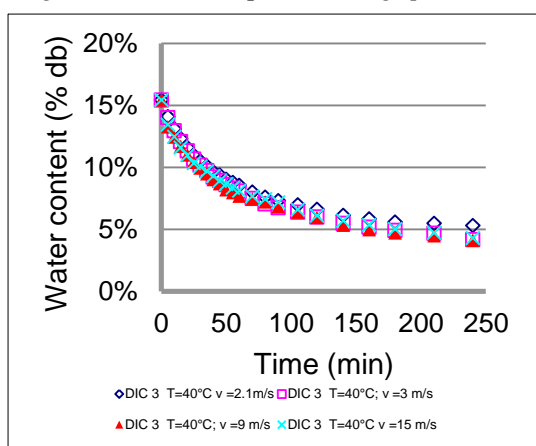


Figure VII.27. Cinétique de séchage pour DIC3

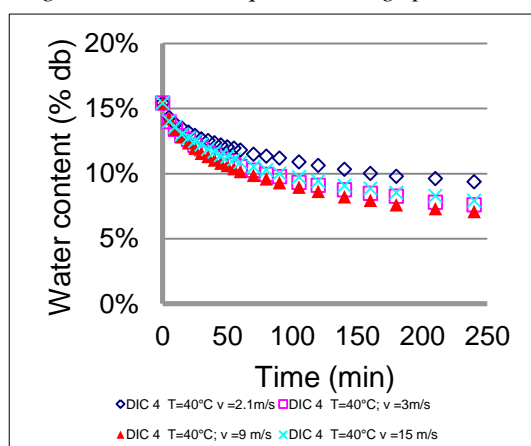


Figure VII.28. Cinétique de séchage pour DIC4

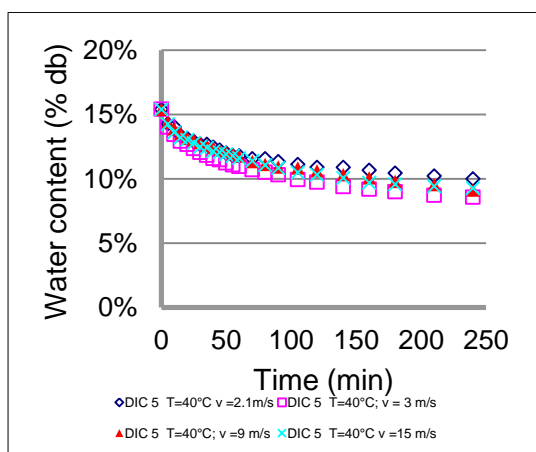


Figure VII.29. Cinétique de séchage pour DIC5

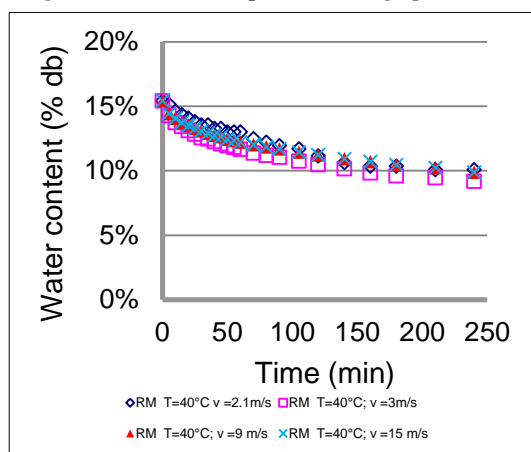


Figure VII.30. Cinétique de séchage pour MP

VII.1.2. RÉSULTATS DE LA CAROTTE

VII.1.2.1. Cinétique de séchage pour le plan d'expérience des 2 paramètres (température et vitesse de l'air) de la carotte en rondelle (5 points traités par DIC et matière première).

Tableau VII.11. Cinétique de séchage à T = 20 °C et v = 9 m/s pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,98%	23,92%	24,31%	24,40%	24,31%	24,34%
10	23,19%	22,99%	23,69%	23,64%	23,56%	24,00%
15	22,60%	22,44%	23,27%	23,21%	23,18%	23,66%
20	22,06%	21,85%	23,01%	22,93%	22,59%	23,42%
25	21,62%	21,46%	22,70%	22,64%	22,37%	23,13%
30	21,13%	20,97%	22,34%	22,35%	22,10%	22,84%
35	20,73%	20,65%	22,18%	22,16%	21,94%	22,74%
40	20,34%	20,27%	22,03%	21,83%	21,57%	22,50%
45	19,85%	19,83%	21,77%	21,69%	21,35%	22,30%
50	19,50%	19,50%	21,56%	21,50%	21,19%	22,16%
55	19,31%	19,18%	21,36%	21,31%	21,03%	22,01%
60	18,96%	18,90%	21,15%	21,16%	20,87%	21,87%
70	18,42%	18,47%	20,94%	20,97%	20,60%	21,58%
80	17,83%	17,76%	20,53%	20,49%	20,22%	21,29%
90	17,39%	17,43%	20,22%	20,26%	19,95%	21,14%
105	16,75%	16,78%	19,91%	19,92%	19,63%	20,75%
120	16,26%	16,34%	19,54%	19,64%	19,25%	20,51%
140	15,62%	15,64%	19,34%	19,21%	18,77%	20,22%
160	14,98%	15,15%	18,92%	18,92%	18,55%	19,93%
180	14,44%	14,76%	18,72%	18,73%	18,34%	19,59%
210	13,80%	14,06%	18,25%	18,25%	17,85%	19,25%
240	13,16%	13,51%	17,89%	17,92%	17,47%	18,91%

Tableau VII.12. Cinétique de séchage à $T = 26\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 4,8\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,78%	23,74%	24,05%	23,83%	23,93%	24,06%
10	23,08%	23,00%	23,68%	23,35%	23,49%	23,64%
15	22,48%	22,38%	23,30%	22,87%	23,10%	23,31%
20	21,83%	21,82%	22,89%	22,49%	22,82%	22,98%
25	21,41%	21,19%	22,59%	22,12%	22,43%	22,66%
30	20,85%	20,63%	22,30%	21,74%	22,04%	22,24%
35	20,34%	20,23%	22,05%	21,42%	21,76%	22,05%
40	19,96%	19,78%	21,85%	21,20%	21,48%	21,77%
45	19,50%	19,27%	21,60%	20,94%	21,26%	21,58%
50	19,13%	18,99%	21,39%	20,77%	20,98%	21,35%
55	18,89%	18,71%	21,22%	20,51%	20,87%	21,21%
60	18,57%	18,37%	21,01%	20,34%	20,65%	21,07%
70	18,15%	18,03%	20,85%	20,08%	20,42%	20,79%
80	17,73%	17,63%	20,64%	19,81%	20,15%	20,56%
90	17,31%	17,18%	20,35%	19,65%	19,98%	20,37%
105	16,66%	16,67%	20,06%	19,33%	19,70%	20,14%
120	16,10%	16,16%	19,76%	18,95%	19,42%	19,86%

140	15,35%	15,43%	19,43%	18,52%	19,03%	19,44%
160	14,80%	14,86%	19,14%	18,20%	18,64%	19,06%
180	13,86%	13,84%	18,52%	17,66%	18,03%	18,50%
210	13,45%	13,56%	18,31%	17,39%	17,86%	18,32%
240	12,84%	12,94%	17,98%	16,96%	17,36%	17,89%

Tableau VII.13. Cinétique de séchage à $T = 26\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 13,2\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,98%	23,97%	23,91%	23,84%	24,10%	24,32%
10	23,09%	23,35%	23,21%	23,14%	23,64%	23,88%
15	22,45%	22,77%	22,79%	22,79%	23,27%	23,54%
20	21,90%	22,23%	22,36%	22,44%	22,98%	23,24%
25	21,39%	21,85%	22,04%	22,04%	22,64%	23,00%
30	20,92%	21,50%	21,80%	21,79%	22,52%	22,85%
35	20,49%	21,15%	21,52%	21,49%	22,35%	22,65%
40	19,98%	20,73%	21,24%	21,19%	22,06%	22,36%
45	19,69%	20,54%	20,96%	20,98%	21,82%	22,21%
50	19,35%	20,27%	20,73%	20,78%	21,65%	22,07%
55	19,05%	20,11%	20,63%	20,58%	21,52%	21,92%
60	18,75%	19,88%	20,40%	20,43%	21,40%	21,72%
70	18,28%	19,42%	19,93%	20,13%	21,19%	21,62%
80	17,77%	19,07%	19,70%	19,78%	20,90%	21,53%
90	17,18%	18,72%	19,41%	19,63%	20,65%	21,23%
105	16,71%	18,18%	19,13%	19,18%	20,36%	20,84%
120	16,07%	17,76%	18,76%	18,88%	20,07%	20,50%
140	15,44%	17,22%	18,34%	18,48%	19,78%	20,35%
160	14,72%	16,83%	17,96%	18,08%	19,37%	19,96%
180	14,12%	16,26%	17,54%	17,67%	19,12%	19,51%
210	13,36%	15,64%	17,03%	17,12%	18,66%	19,22%
240	12,76%	15,06%	16,51%	16,57%	18,04%	18,93%

Tableau VII.14. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 3\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,56%	23,70%	23,74%	23,85%	23,87%	24,32%
10	22,34%	22,53%	22,71%	22,89%	22,89%	23,65%
15	21,41%	21,67%	22,07%	22,20%	22,32%	23,17%
20	20,43%	20,68%	21,44%	21,56%	21,71%	22,70%
25	19,74%	20,04%	20,95%	21,10%	21,34%	22,38%
30	19,38%	19,69%	20,65%	20,88%	21,13%	22,26%
35	18,73%	19,13%	20,41%	20,55%	20,81%	21,94%
40	18,20%	18,61%	20,07%	20,23%	20,52%	21,78%
45	17,67%	18,14%	19,77%	19,91%	20,19%	21,59%
50	17,22%	17,67%	19,48%	19,64%	19,99%	21,35%
55	16,65%	17,19%	19,24%	19,32%	19,70%	21,11%

60	16,09%	16,72%	18,89%	19,04%	19,41%	20,91%
70	15,31%	16,16%	18,70%	18,81%	19,09%	20,67%
80	14,58%	15,38%	18,06%	18,26%	18,68%	20,32%
90	13,97%	14,91%	17,72%	17,94%	18,31%	20,04%
105	13,04%	14,05%	17,38%	17,39%	17,86%	19,64%
120	12,31%	13,40%	16,93%	16,93%	17,45%	19,33%
140	11,25%	12,46%	16,35%	16,43%	16,92%	18,89%
160	10,44%	11,68%	15,86%	15,97%	16,51%	18,50%
180	9,79%	10,95%	15,52%	15,47%	16,06%	18,18%
210	8,73%	10,04%	14,88%	14,78%	15,53%	17,58%
240	7,92%	9,27%	14,54%	14,37%	15,12%	17,31%

Tableau VII.15. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 9\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,18%	22,66%	22,97%	23,40%	23,78%	24,12%
10	22,21%	21,81%	22,23%	22,95%	23,35%	23,61%
15	21,29%	20,84%	21,77%	22,41%	22,96%	23,20%
20	20,47%	20,42%	21,27%	22,01%	22,57%	22,83%
25	19,70%	19,67%	20,90%	21,61%	22,33%	22,51%
30	19,12%	19,24%	20,53%	21,36%	22,02%	22,23%
35	18,59%	18,65%	20,21%	21,01%	21,74%	22,04%
40	17,91%	18,06%	19,75%	20,76%	21,59%	21,81%
45	17,57%	17,64%	19,47%	20,51%	21,35%	21,54%
50	17,13%	17,15%	19,06%	20,16%	21,04%	21,40%
55	16,75%	16,73%	18,96%	19,86%	20,92%	21,26%
60	16,22%	16,41%	18,69%	19,76%	20,68%	20,98%
70	15,63%	15,76%	18,27%	19,36%	20,29%	20,75%
80	14,86%	15,23%	18,00%	18,91%	20,02%	20,38%
90	14,38%	14,59%	17,63%	18,66%	19,66%	20,06%
105	13,41%	13,79%	17,12%	18,11%	19,31%	19,69%
120	12,73%	13,09%	16,66%	17,71%	18,88%	19,46%
140	11,72%	12,34%	16,15%	17,27%	18,49%	18,95%
160	11,09%	11,49%	15,60%	16,47%	17,82%	18,63%
180	10,22%	10,95%	15,09%	16,32%	17,62%	18,17%
210	9,44%	10,42%	14,77%	15,97%	17,23%	17,71%
240	8,57%	9,88%	14,17%	15,52%	16,72%	17,43%

Tableau VII.16. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 15\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,07%	23,23%	23,19%	22,77%	23,16%	23,77%
10	21,81%	22,16%	22,61%	22,11%	22,70%	23,43%
15	20,64%	21,09%	21,83%	21,49%	22,37%	23,08%
20	19,95%	20,62%	21,29%	21,18%	21,92%	22,74%
25	19,13%	19,92%	20,87%	20,74%	21,71%	22,43%

30	18,48%	19,27%	20,54%	20,43%	21,30%	22,16%
35	17,88%	18,86%	20,21%	20,13%	21,05%	21,89%
40	17,27%	18,25%	19,88%	19,77%	20,80%	21,71%
45	16,66%	17,79%	19,59%	19,55%	20,68%	21,58%
50	16,05%	17,32%	19,22%	19,24%	20,35%	21,37%
55	15,64%	16,90%	18,97%	18,98%	20,14%	21,17%
60	15,15%	16,58%	18,77%	18,80%	19,94%	20,96%
70	14,30%	15,88%	18,39%	18,32%	19,61%	20,48%
80	13,45%	15,23%	17,98%	17,83%	19,32%	20,38%
90	12,80%	14,67%	17,61%	17,66%	18,90%	20,14%
105	12,03%	13,98%	17,15%	17,17%	18,41%	19,83%
120	11,18%	13,37%	16,74%	16,77%	18,04%	19,45%
140	10,20%	12,53%	16,24%	16,24%	17,79%	19,11%
160	9,47%	11,98%	15,83%	15,76%	17,34%	18,67%
180	8,62%	11,23%	15,37%	15,36%	16,92%	18,26%
210	7,72%	10,49%	14,84%	14,88%	16,26%	17,85%
240	6,95%	9,65%	14,21%	14,44%	15,93%	17,50%

Tableau VII.17. Cinétique de séchage à $T = 54\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 4,8\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	23,07%	22,38%	22,87%	22,25%	23,49%	23,65%
10	21,59%	20,75%	21,72%	21,19%	22,84%	23,07%
15	20,15%	19,27%	20,58%	20,13%	22,16%	22,53%
20	19,02%	18,27%	20,08%	19,48%	21,43%	22,12%
25	18,30%	17,37%	19,37%	18,78%	21,25%	21,53%
30	17,54%	16,42%	18,83%	18,01%	20,70%	20,86%
35	16,59%	15,63%	18,50%	17,60%	20,40%	20,59%
40	15,69%	14,94%	18,06%	17,13%	20,01%	20,27%
45	15,33%	14,36%	17,51%	16,72%	19,58%	20,00%
50	14,75%	13,83%	17,13%	16,48%	19,41%	19,68%
55	14,25%	13,36%	16,86%	16,24%	19,11%	19,46%
60	13,85%	12,83%	15,98%	15,71%	18,76%	19,19%
70	12,81%	11,78%	15,77%	15,07%	18,29%	18,65%
80	12,23%	11,14%	15,16%	14,42%	17,86%	18,47%
90	11,60%	10,46%	14,78%	14,24%	17,35%	17,93%
105	10,47%	9,72%	14,13%	13,42%	16,96%	17,61%
120	9,93%	8,77%	13,63%	13,07%	16,62%	17,02%
140	9,08%	7,87%	13,20%	12,59%	16,01%	16,62%
160	8,54%	7,24%	12,27%	11,95%	15,50%	16,12%
180	7,41%	6,34%	11,88%	11,24%	15,03%	15,62%
210	6,42%	5,65%	11,39%	10,71%	14,30%	14,99%
240	5,61%	5,18%	10,90%	10,30%	13,91%	14,41%

Tableau VII.18. Cinétique de séchage à $T = 54\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 13,2\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	

0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	22,50%	23,19%	23,34%	23,54%	23,50%	23,81%
10	21,02%	21,70%	22,04%	22,53%	22,95%	22,56%
15	19,60%	20,79%	21,42%	21,66%	21,86%	21,85%
20	18,17%	19,67%	20,63%	20,91%	21,17%	21,20%
25	17,26%	18,68%	19,95%	20,30%	20,49%	20,60%
30	16,39%	18,02%	19,55%	19,86%	20,08%	20,28%
35	15,53%	17,40%	19,04%	19,43%	19,71%	19,79%
40	14,66%	16,61%	18,53%	18,90%	19,39%	19,41%
45	14,26%	16,16%	18,25%	18,68%	19,07%	19,13%
50	13,44%	15,66%	17,91%	18,46%	18,85%	18,86%
55	12,83%	15,12%	17,63%	18,07%	18,48%	18,54%
60	12,37%	14,67%	17,35%	17,94%	18,21%	18,32%
70	11,41%	13,84%	16,78%	17,28%	17,89%	17,83%
80	10,64%	13,18%	16,50%	16,98%	17,39%	17,56%
90	9,68%	12,51%	16,10%	16,23%	16,98%	17,07%
105	8,86%	11,52%	15,59%	15,71%	16,43%	16,80%
120	7,95%	11,02%	15,48%	15,54%	16,25%	16,52%
140	7,49%	10,78%	15,25%	15,45%	16,11%	16,25%
160	7,08%	10,40%	15,03%	15,19%	15,93%	16,09%
180	6,27%	9,78%	14,91%	14,66%	15,79%	15,87%
210	5,66%	9,58%	14,69%	14,44%	15,52%	15,60%
240	5,10%	9,20%	14,52%	14,22%	15,24%	15,33%

Tableau VII.19. Cinétique de séchage à $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 9\text{ m/s}$ pour la carotte en rondelle

Temps	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	Control
	P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s	
0	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%
5	22,49%	22,98%	22,92%	23,12%	23,52%	23,37%
10	20,66%	21,26%	21,75%	21,82%	22,56%	22,58%
15	19,42%	19,93%	20,69%	21,08%	21,85%	21,86%
20	17,94%	19,19%	20,13%	20,17%	21,25%	21,30%
25	16,96%	18,15%	19,58%	19,56%	20,77%	20,92%
30	15,77%	17,16%	18,77%	18,74%	20,18%	20,36%
35	14,49%	16,32%	18,11%	18,30%	19,82%	20,09%
40	13,79%	15,83%	17,81%	17,74%	19,46%	19,68%
45	13,15%	15,44%	17,60%	17,52%	19,18%	19,38%
50	12,61%	14,94%	17,25%	17,30%	19,02%	19,11%
55	11,72%	14,35%	16,64%	16,91%	18,62%	18,81%
60	10,44%	13,22%	15,88%	15,96%	18,07%	18,10%
70	9,55%	12,58%	15,33%	15,57%	17,55%	17,65%
80	8,76%	11,84%	14,82%	14,87%	17,23%	17,38%
90	7,72%	11,05%	14,52%	14,53%	16,79%	16,63%
105	6,63%	10,60%	13,96%	13,96%	16,43%	16,18%
120	5,55%	9,57%	13,15%	13,14%	15,68%	15,58%
140	5,05%	8,73%	12,49%	12,62%	15,20%	15,12%
160	4,61%	8,33%	12,09%	12,10%	14,84%	14,56%
180	4,02%	7,89%	11,68%	11,84%	14,52%	14,30%

210	3,23%	7,20%	11,18%	11,36%	14,01%	13,77%
240	2,39%	6,46%	10,82%	10,84%	13,53%	13,17%

Tableau VII.20. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm

Paramètres	Conditions		Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5
	T °C	V ms ⁻¹		P=0,5MPa t=15s	P=0,35MPa t=15s	P=0,2MPa t=15s	P=0,15MPa t=20s	P=0,1MPa t=20s
D_{eff} (x10⁻¹⁰ m².s⁻¹)	40	9,0	0,84	4,29	3,31	1,54	1,18	0,99
	60	9,0	1,78	8,33	5,72	2,94	2,88	2,04
	40	15,0	0,79	4,76	3,50	1,64	1,34	1,08
	40	9,0	0,92	3,76	3,59	1,78	1,69	1,33
	54	13,2	1,98	7,45	4,13	2,72	2,36	2,15
	54	4,8	1,66	6,32	5,71	3,14	3,01	1,72
	40	9,0	1,05	4,43	2,49	1,74	1,87	1,71
	26	4,8	1,10	3,16	2,58	1,22	1,26	1,32
	26	13,2	0,72	3,04	2,24	1,43	1,19	0,92
	20	9,0	0,83	2,65	2,51	1,24	1,17	1,21
	40	3,0	1,07	4,21	3,26	1,87	1,80	1,58
	40	9,0	0,93	4,16	3,02	1,68	1,57	1,30
	δW_s (%)	40	9,0	1,09%	1,51%	2,16%	2,10%	1,74%
60		9,0	1,61%	1,43%	1,32%	1,80%	1,56%	1,40%
40		15,0	1,46%	1,52%	1,54%	1,84%	2,33%	2,04%
40		9,0	1,01%	1,44%	1,52%	1,38%	1,55%	1,37%
54		13,2	1,07%	1,64%	1,25%	1,46%	1,28%	1,37%
54		4,8	1,35%	1,21%	1,86%	1,91%	2,45%	1,52%
40		9,0	1,27%	1,22%	1,02%	1,49%	1,51%	1,50%
26		4,8	1,15%	1,17%	1,18%	1,16%	1,31%	1,24%
26		13,2	0,95%	0,96%	1,09%	1,25%	1,32%	1,16%
20		9,0	0,94%	1,01%	1,08%	0,91%	0,78%	0,85%
40		3,0	0,86%	1,13%	1,04%	1,26%	1,15%	1,18%
40		9,0	1,11%	1,40%	1,51%	1,67%	1,60%	1,43%
k x10⁻³ (m/s)		40	9,0	2,53	1,57	1,88	2,44	2,91
	60	9,0	1,40	1,17	0,68	0,62	0,89	0,9
	40	15,0	3,41	2,72	2,29	1,93	2,82	3,29
	40	9,0	2,35	1,5	1,93	1,45	2,24	2,25
	54	13,2	1,22	0,75	1,01	0,85	0,89	0,96
	54	4,8	1,55	0,98	1,07	1,55	1,01	1,72
	40	9,0	2,97	1,86	1,42	1,56	2,52	2,27
	26	4,8	5,86	3,27	4,2	2,59	4,24	4,13
	26	13,2	4,85	2,58	2,92	4,06	4,3	3,43
	20	9,0	6,89	3,63	3,76	3,35	3,27	3,02
	40	3,0	1,99	1,47	1,69	1,19	1,62	1,56
	40	9,0	2,59	1,57	1,88	2,44	2,91	2,13
	td3% (min)	40	9,0	741,80	285,94	326,20	499,55	602,92
60		9,0	432,80	149,06	198,07	289,59	280,38	391,96
40		15,0	789,53	257,46	312,56	472,31	527,38	673,92
40		9,0	766,42	318,77	309,92	527,83	468,13	556,89
54		13,2	377,00	171,12	224,20	330,08	342,56	366,77
54		4,8	460,14	196,93	181,88	314,53	274,02	459,93

	40	9,0	596,40	288,11	485,09	498,33	460,27	460,39
	26	4,8	732,79	418,78	401,64	751,33	619,27	678,69
	26	13,2	929,22	419,89	518,75	650,05	649,73	873,00
	20	9,0	942,13	456,63	460,20	768,18	722,10	658,35
	40	3,0	692,67	291,54	312,28	454,98	464,46	512,49
	40	9,0	701,93	296,67	375,25	508,51	501,48	583,20

VII.1.2.2. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective

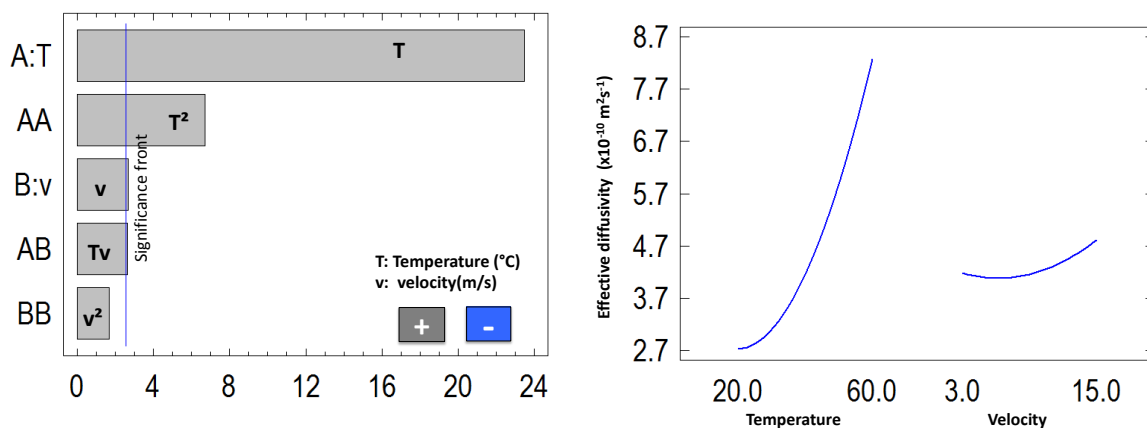


Figure VII.31. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC1

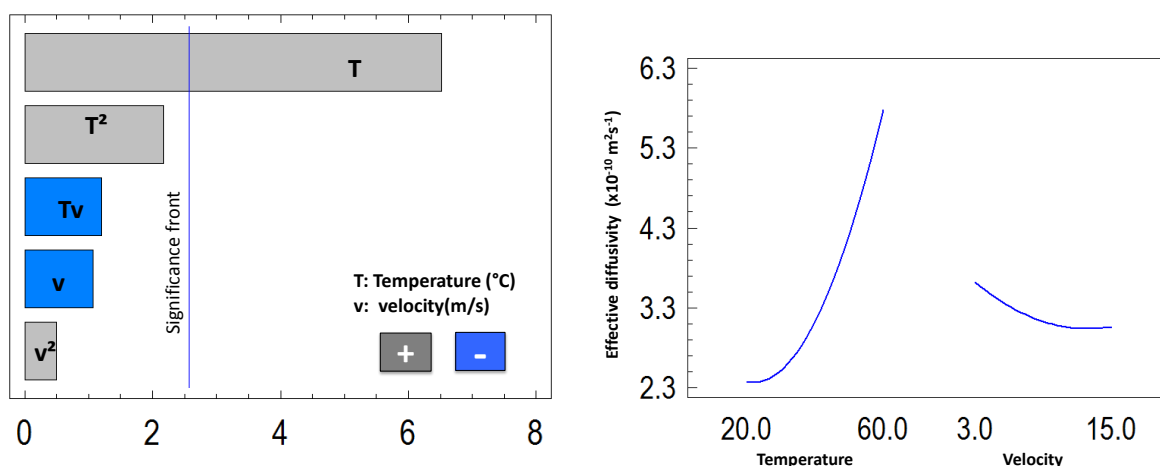


Figure VII.32. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC2

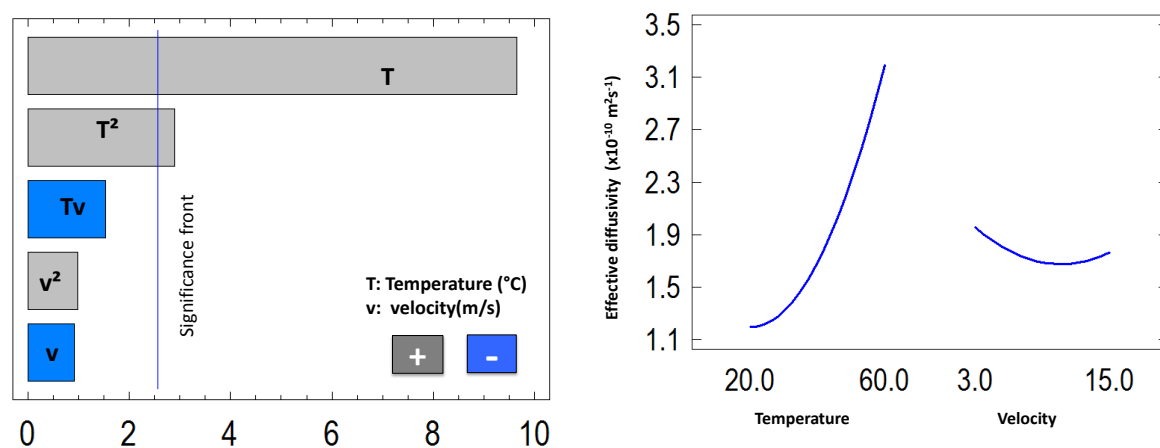


Figure VII.33. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC3

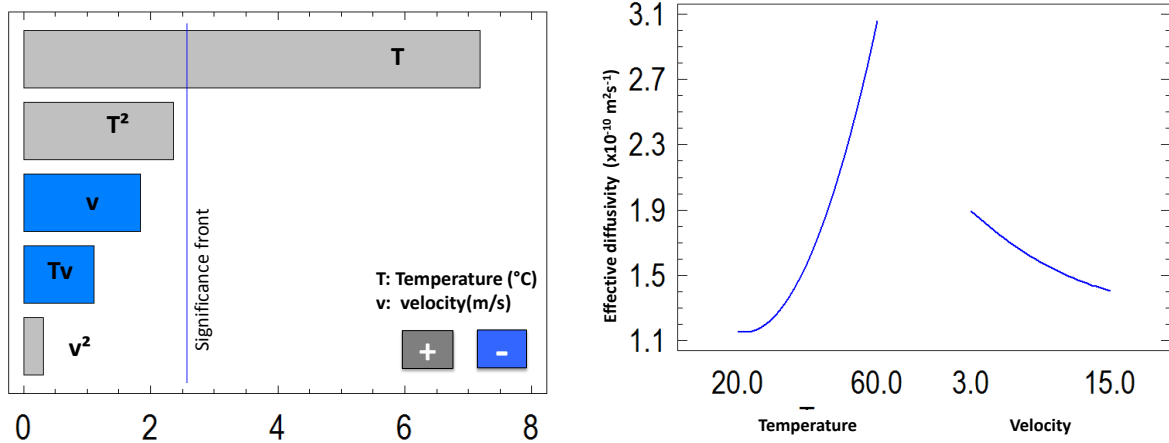


Figure VII.34. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC4

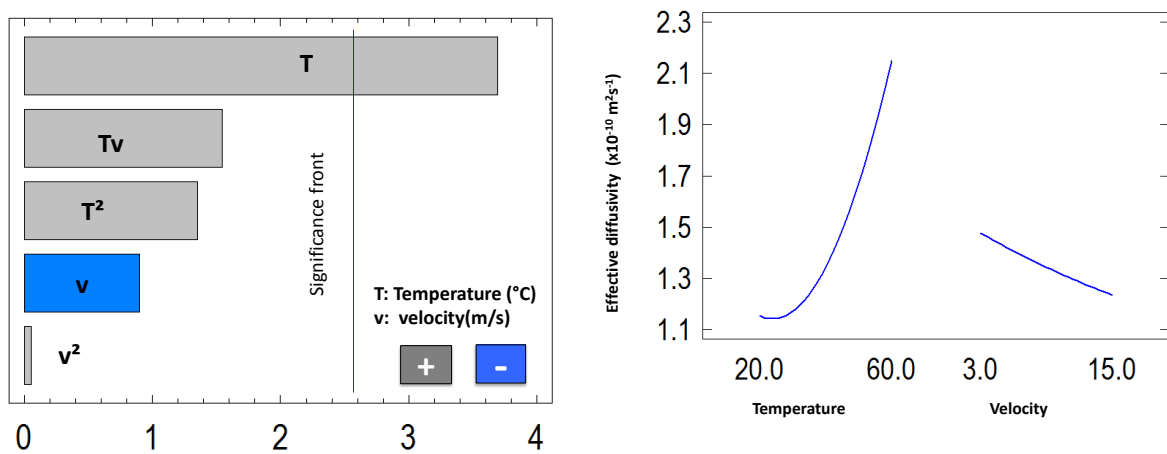


Figure VII.35. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour le traitement DIC5

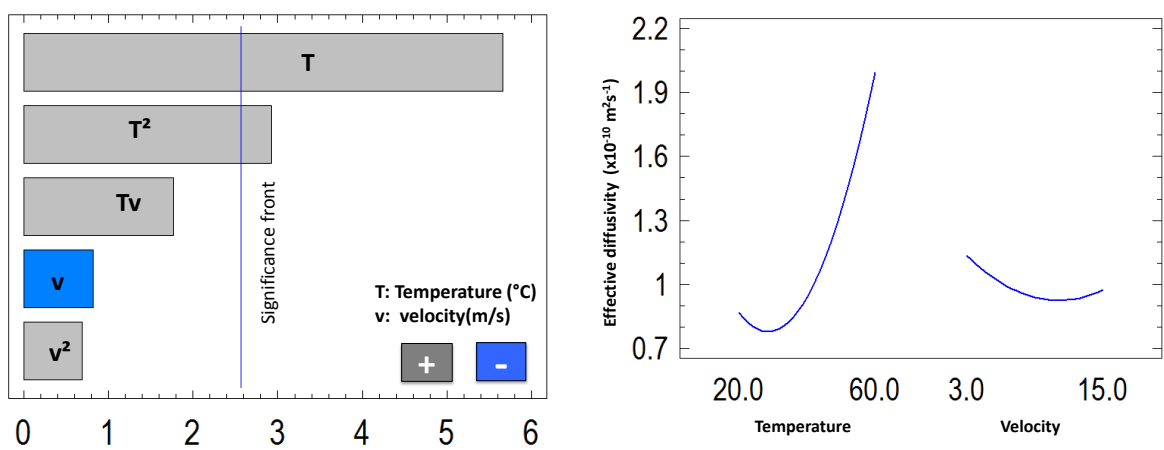


Figure VII.36. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur la diffusivité effective pour la matière première

VII.1.2.3. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale

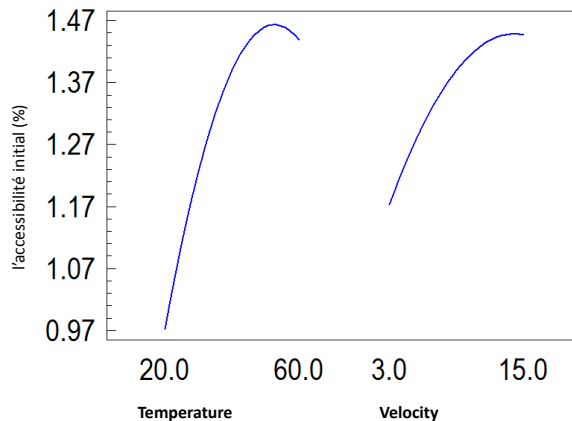
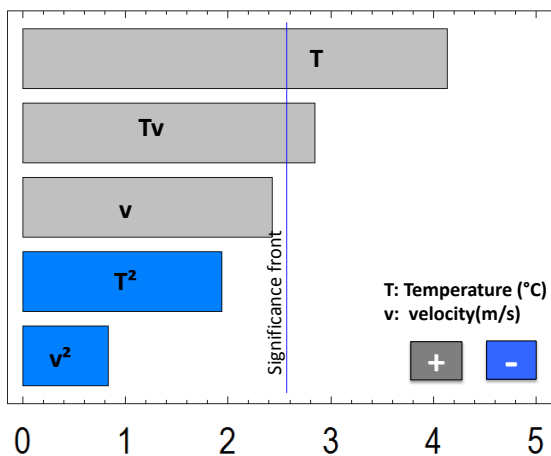


Figure VII.37. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC1

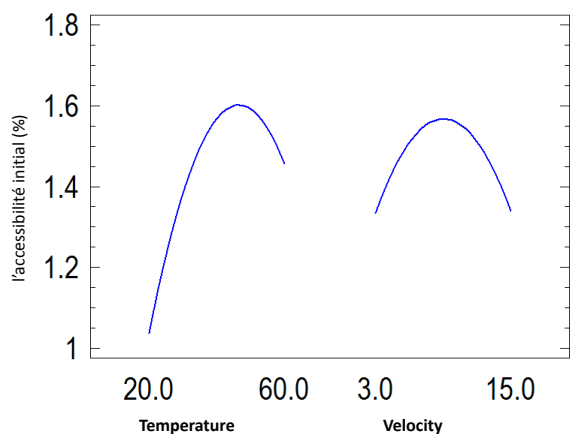
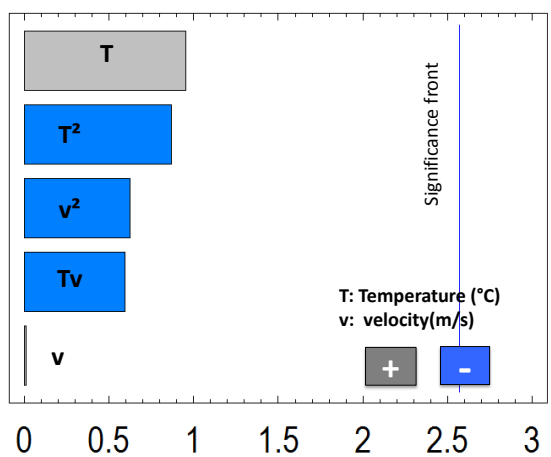


Figure VII.38. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC2

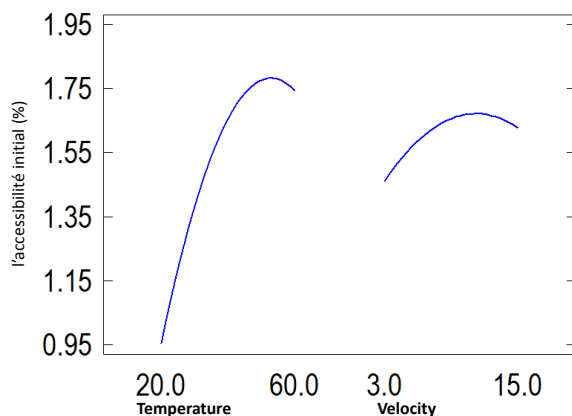
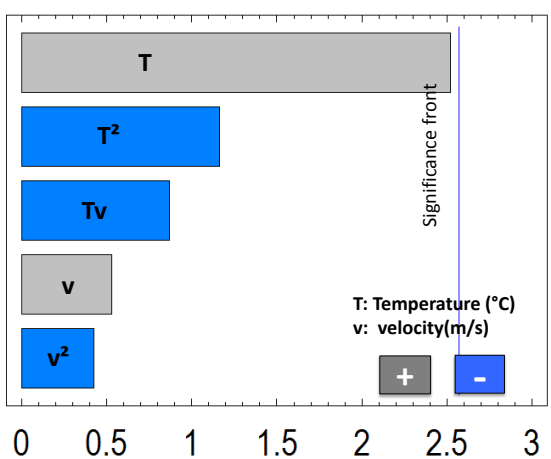


Figure VII.39. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initial pour le traitement DIC3

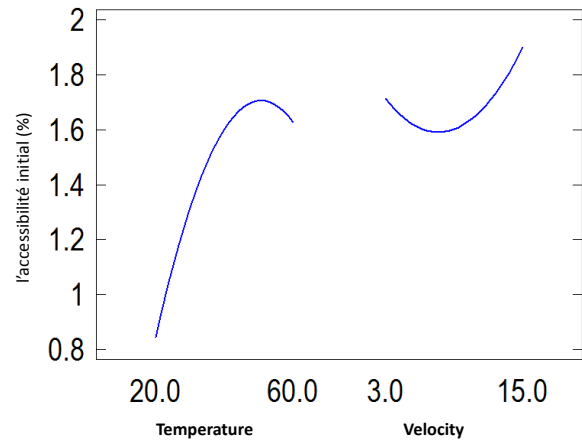
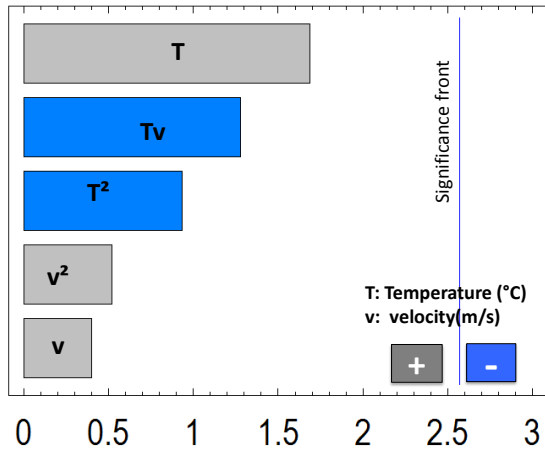


Figure VII.40. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC4

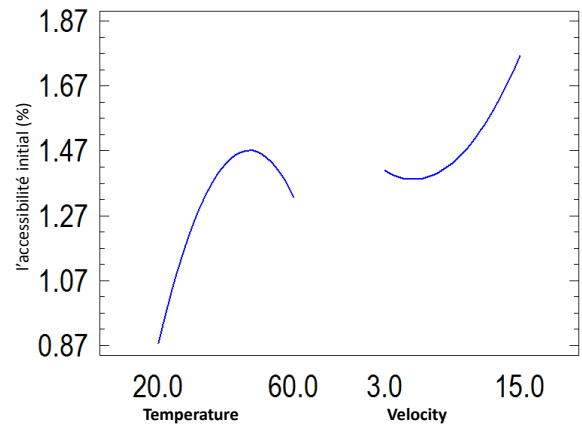
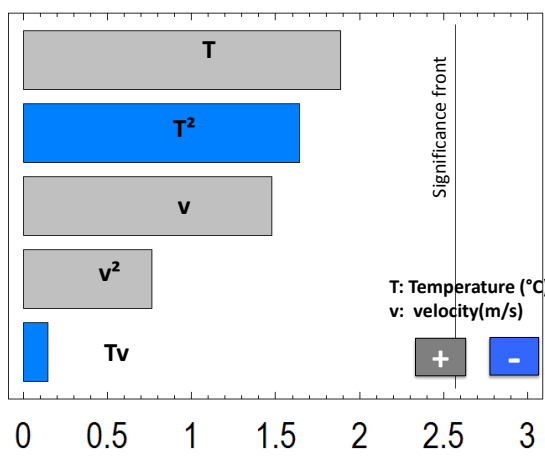


Figure VII.41. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour le traitement DIC5

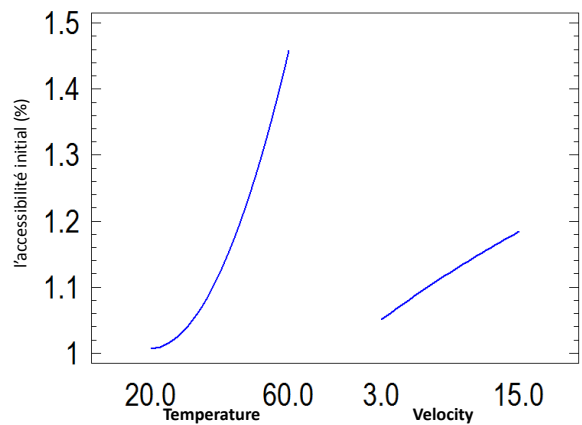
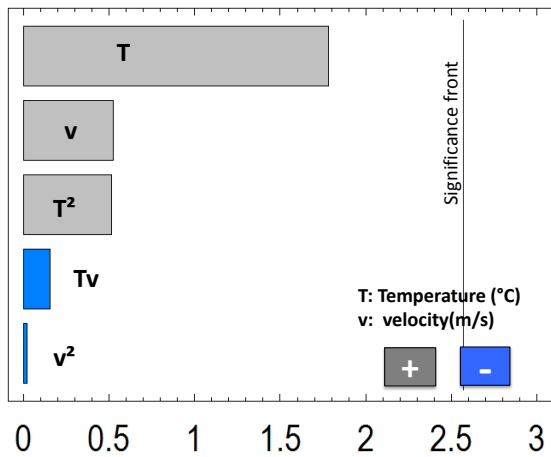


Figure VII.42. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur l'accessibilité initiale pour la matière première

VII.1.2.4. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse

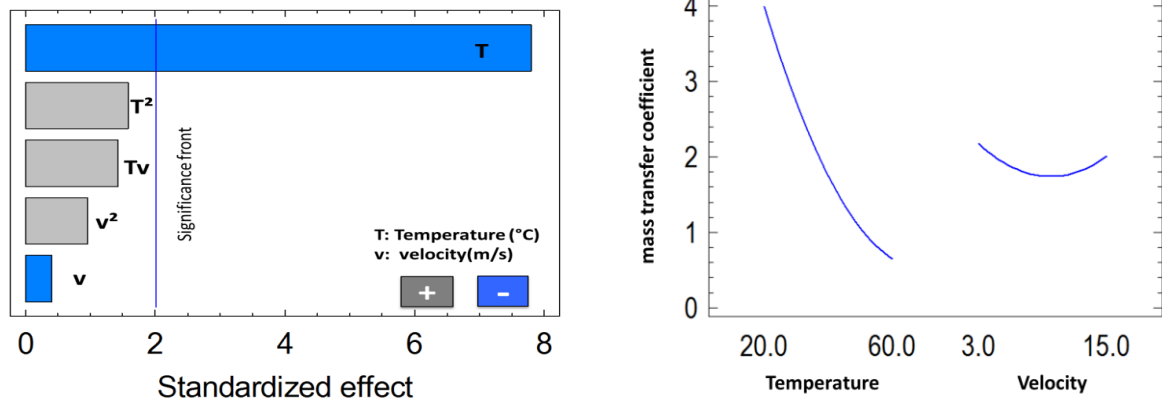


Figure VII.43. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC1

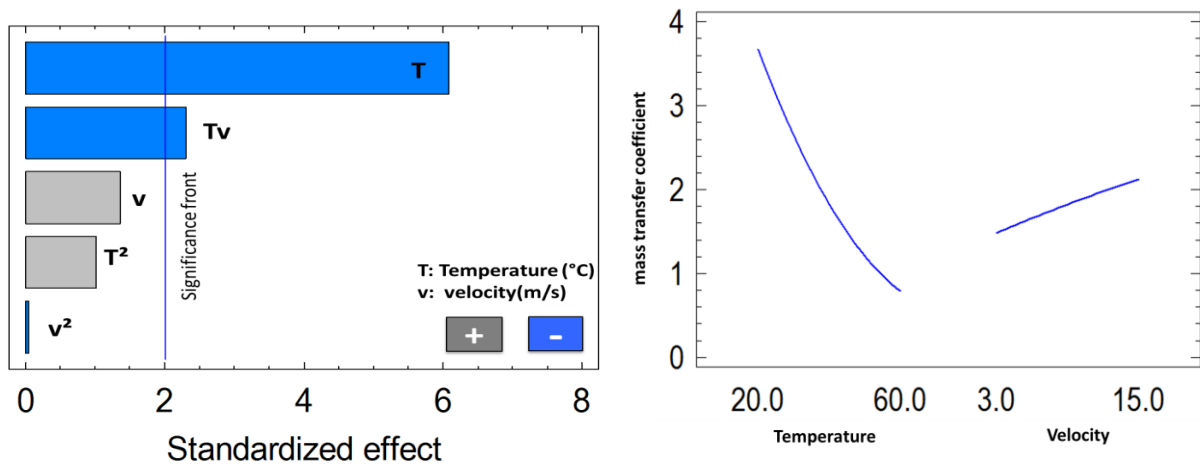


Figure VII.44. Effet de la température et la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC2

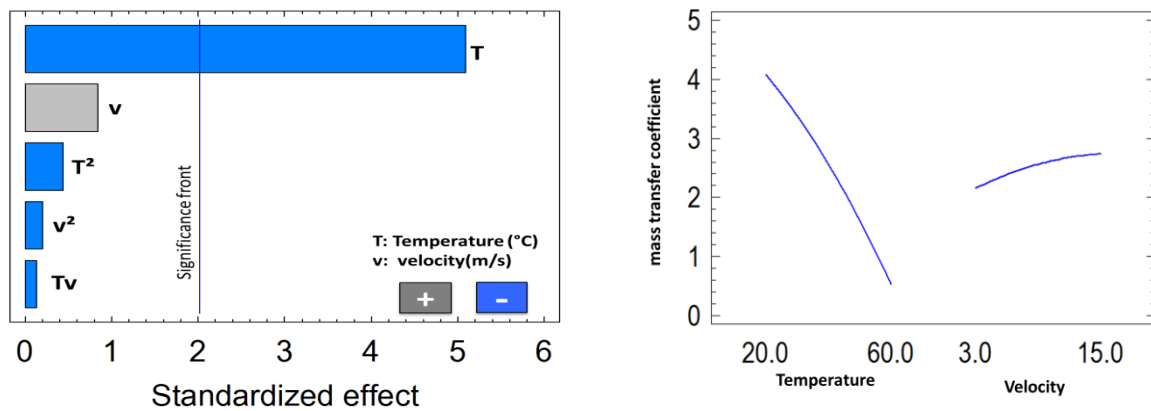


Figure VII.45. Effet de la température et la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse DIC3

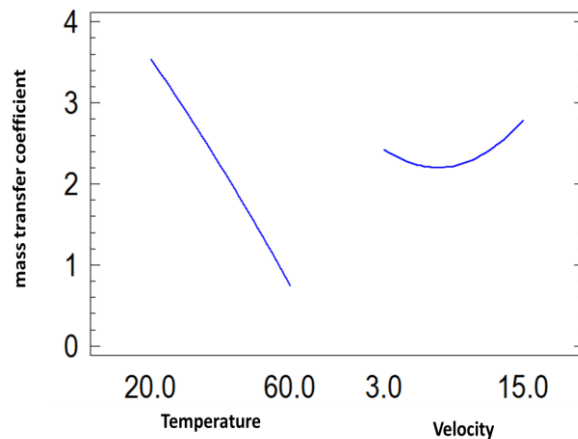
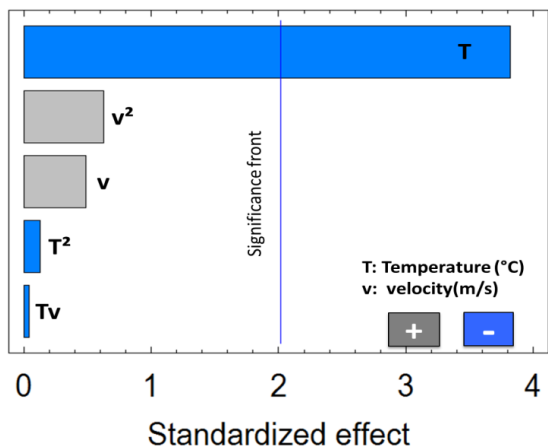


Figure VII.46. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour DIC4

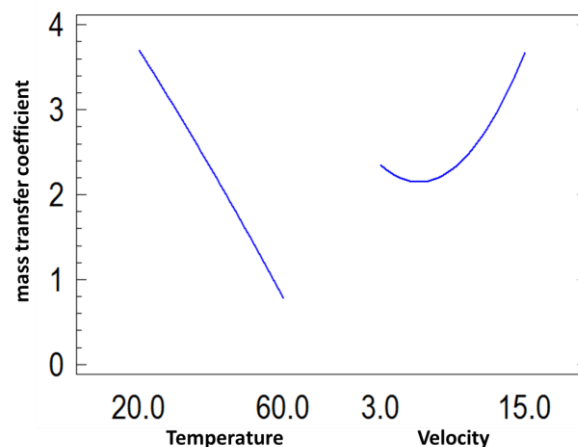
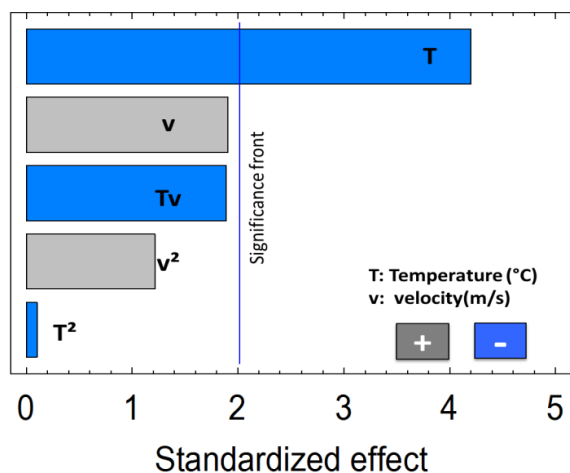


Figure VII.47. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse DIC5

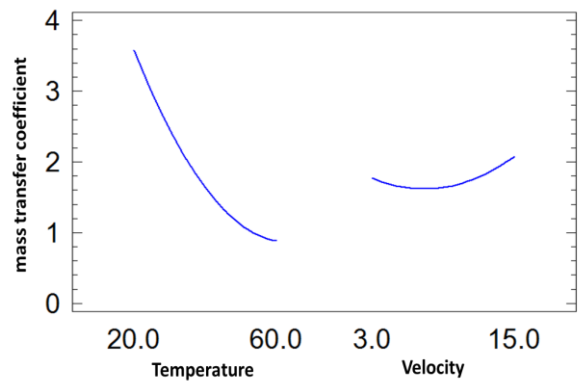
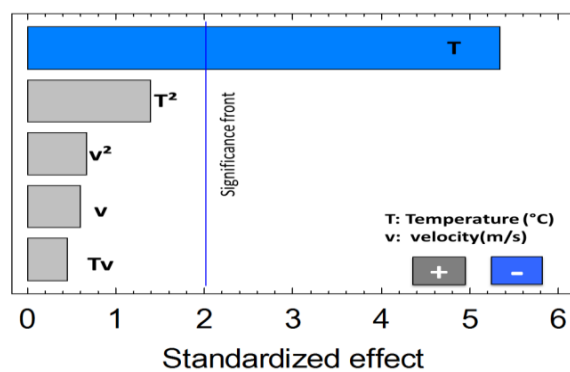


Figure VII.48. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le coefficient de transfert de masse pour MP

VII.1.2.5. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage (teneur en eau finale 3%db)

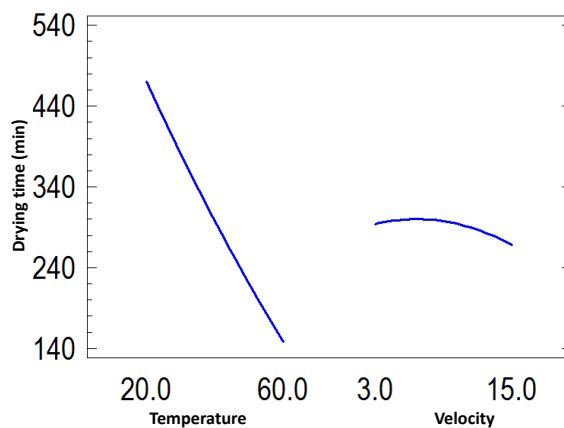
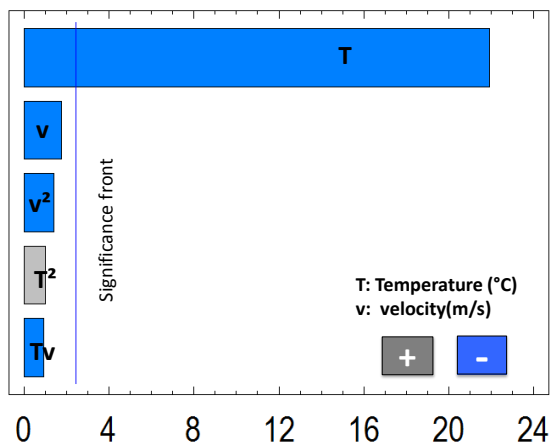


Figure VII.49. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC1

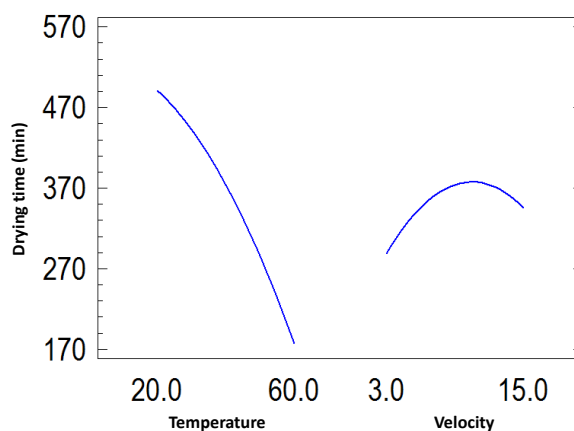
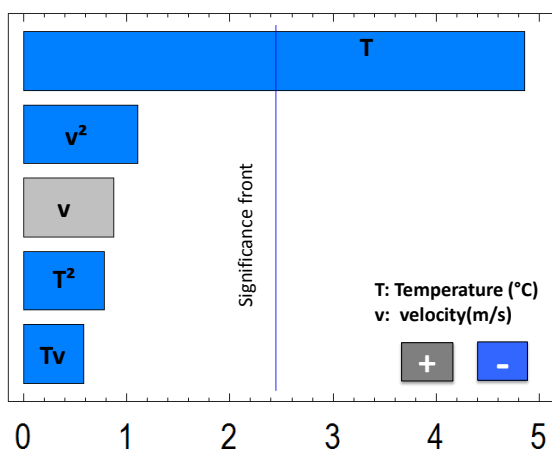


Figure VII.50. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC2

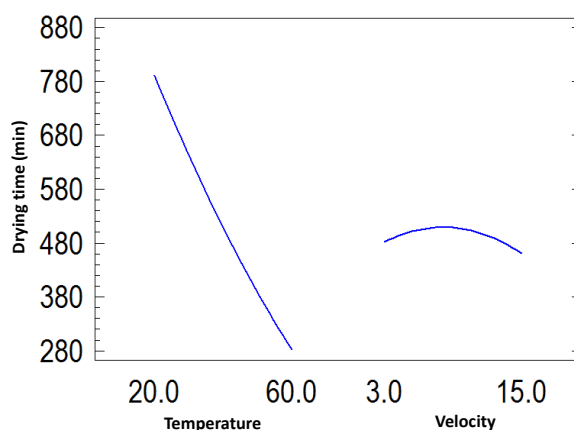
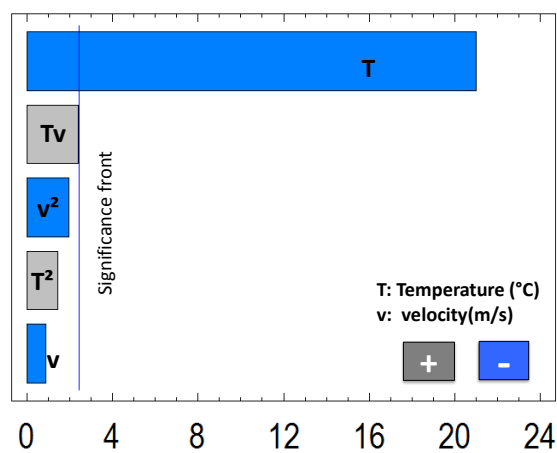


Figure VII.51. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC3

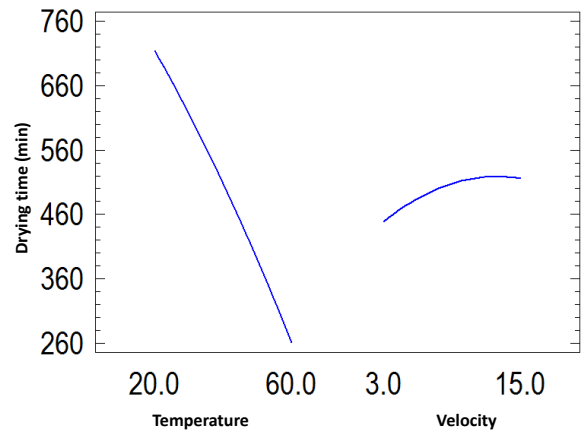
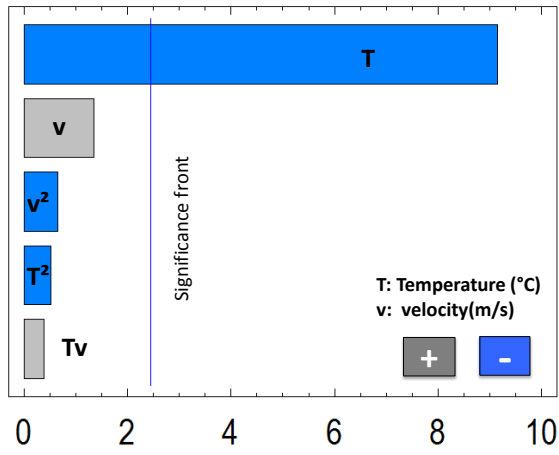


Figure VII.52. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC4

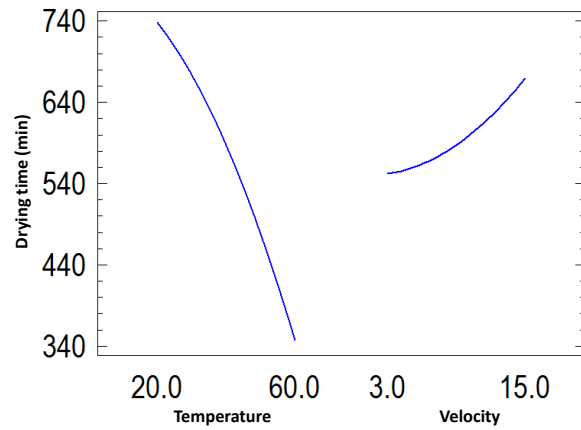
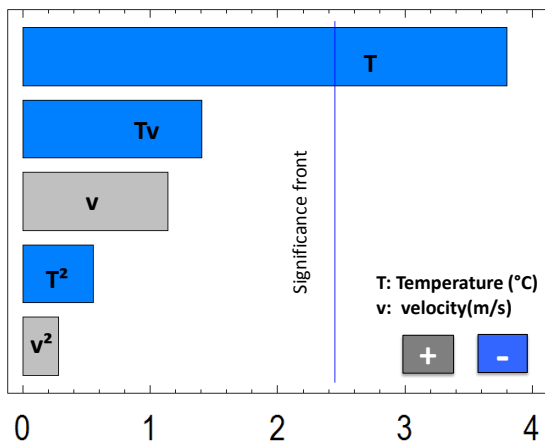


Figure VII.53. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour le traitement DIC5

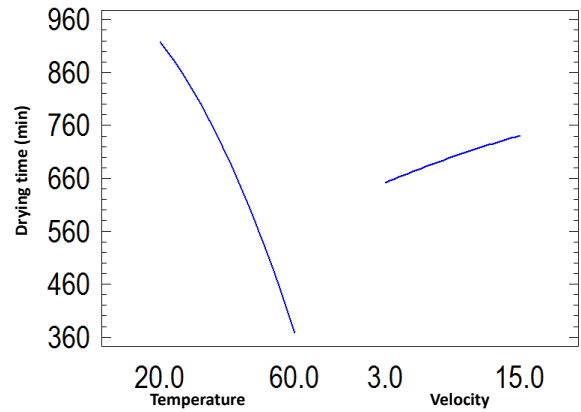
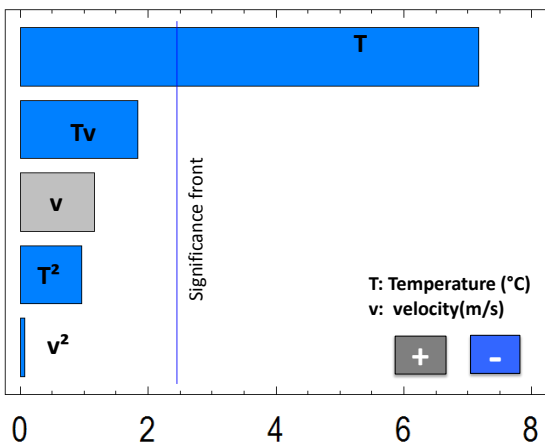


Figure VII.54. Effet de la température et de la vitesse de l'air sur le temps de séchage pour la matière première

VII.1.2.6. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ et $v = 1;2,1;3;6;9;12;15\text{ m/s}$ de la carotte en rondelle (5 points traités par DIC et matière première).

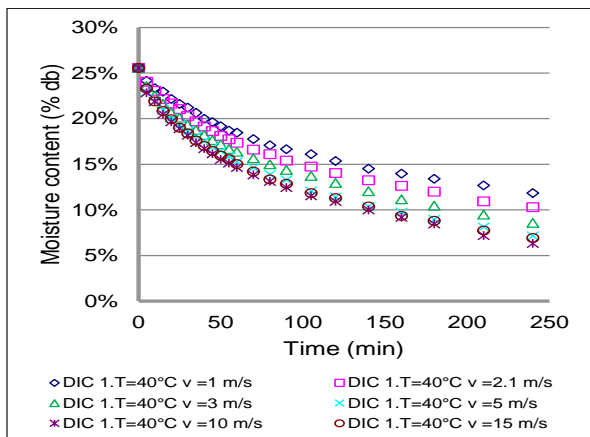


Figure VII.55. Cinétique de séchage pour DIC1

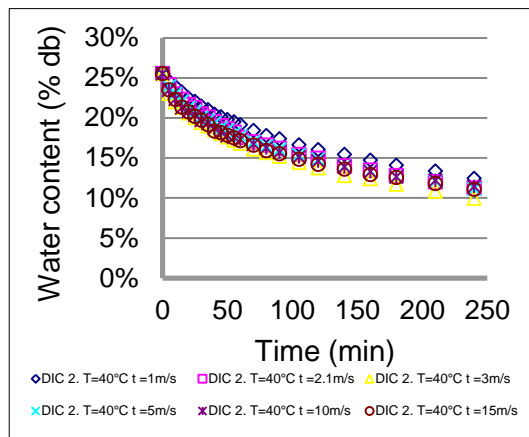


Figure VII.56. Cinétique de séchage pour DIC2

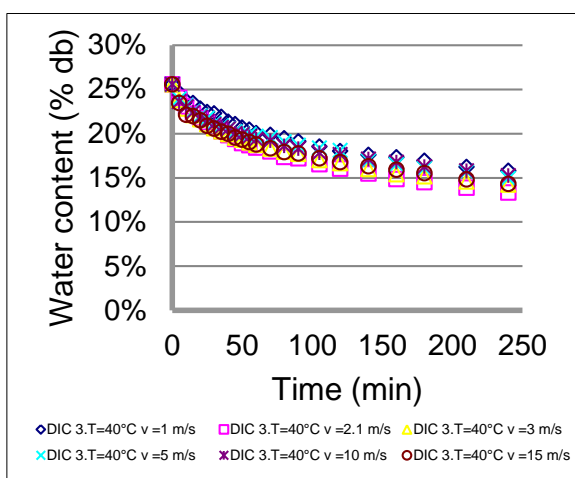


Figure VII.57. Cinétique de séchage pour DIC3

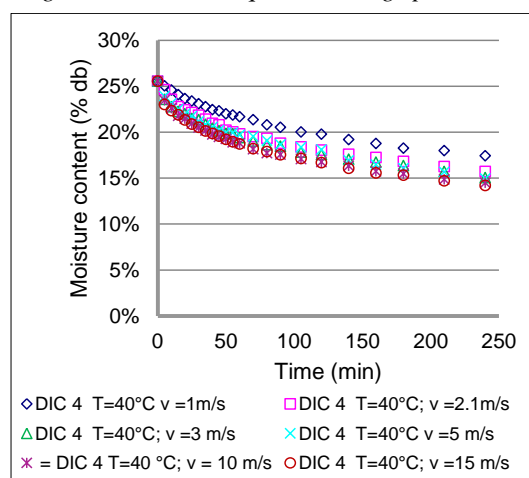


Figure VII.58 Cinétique de séchage pour DIC4

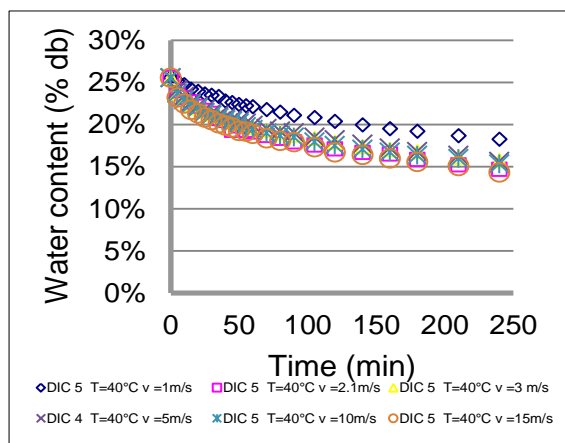


Figure VII.59 Cinétique de séchage pour DIC5

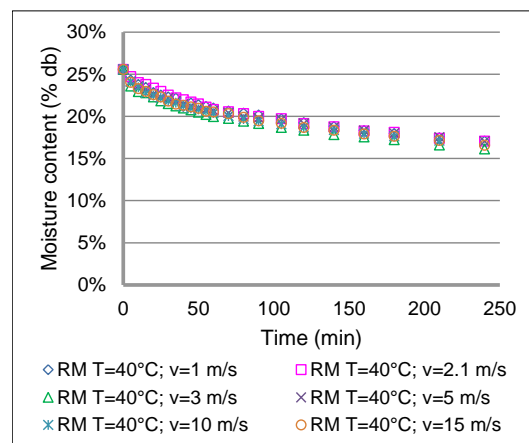


Figure VII.60 Cinétique de séchage pour MP

VII.1.3. RÉSULTATS DU PRODUIT SPÉCIFIQUE CONTRÔLÉ

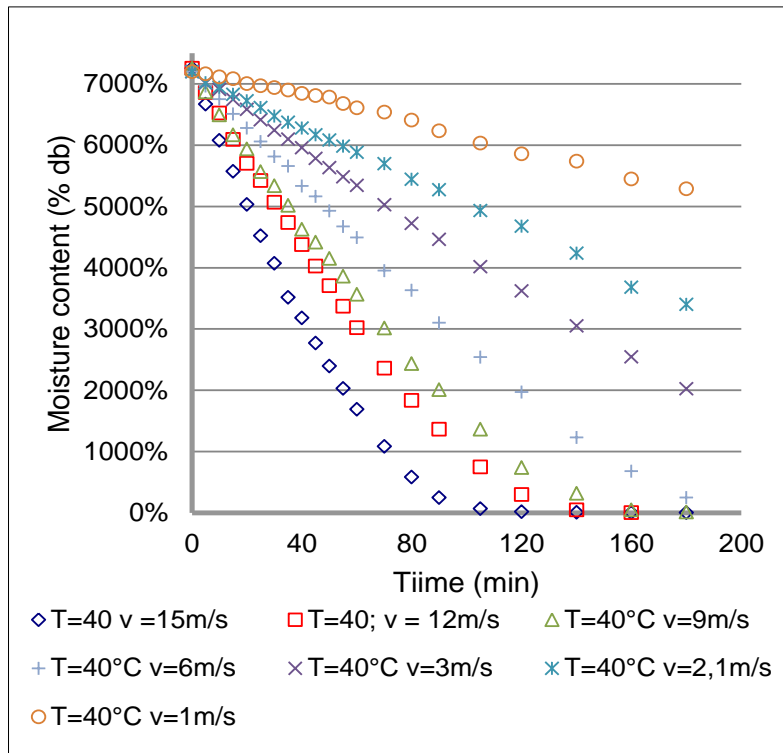


Figure VII.61. Cinétique de séchage à $T = 40\text{ °C}$ et $v = 1;2,1;3;6;9;12;15\text{ m/s}$ pour le produit spécifique contrôlé

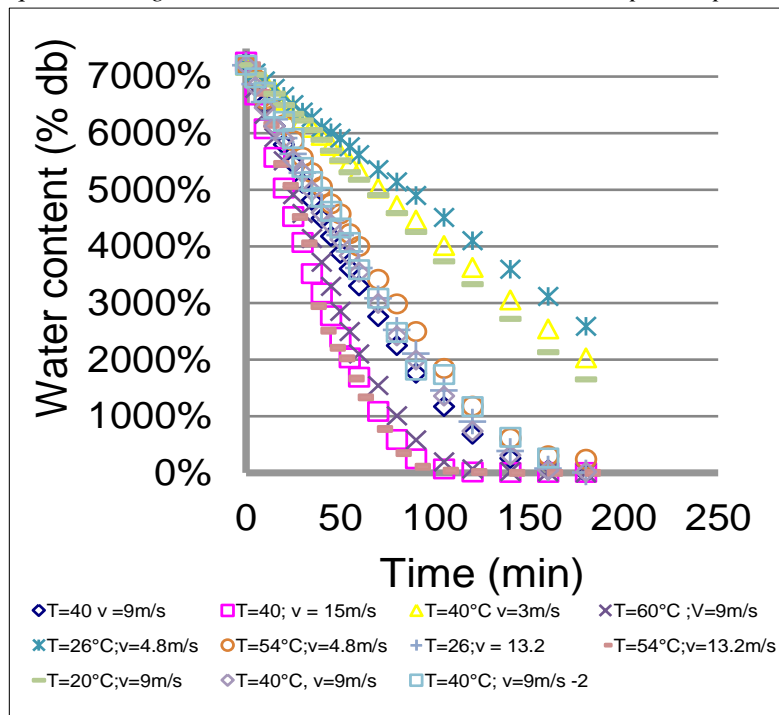


Figure VII.62. Cinétique de séchage pour le plan d'expérience des 2 paramètres: la température et la vitesse de l'air pour le produit spécifique contrôlé

CHAPITRE VII.2.

PLAN D'EXPÉRIENCES DANS LE TRAITEMENT DIC

VII.2.1. RÉSULTATS DE LA POMME

VII.2.1.1. Cinétique de séchage pour la pomme en cube

Tableau VII.21. Cinétique de séchage à 40 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)

Temps (min)	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	DIC 6
0	10,39%	18,81%	19,93%	18,68%	21,98%	19,09%	21,70%
5	10,17%	17,01%	17,97%	17,25%	19,57%	17,60%	19,87%
10	9,95%	15,21%	16,75%	16,54%	18,36%	16,11%	18,57%
15	9,73%	14,44%	15,28%	15,82%	15,95%	15,11%	17,00%
20	9,51%	13,41%	14,55%	14,87%	14,99%	13,87%	16,48%
25	9,29%	12,38%	13,81%	13,68%	14,27%	13,12%	15,43%
30	9,29%	11,86%	13,32%	12,48%	13,54%	12,63%	14,91%
35	9,07%	11,61%	12,83%	11,77%	13,06%	11,88%	13,86%
40	9,07%	11,09%	12,35%	11,29%	12,58%	10,89%	13,34%
45	8,85%	10,84%	11,86%	10,58%	11,86%	10,14%	12,56%
50	8,63%	10,32%	11,37%	10,10%	11,37%	9,39%	12,30%
55	8,63%	9,81%	10,88%	9,86%	10,89%	8,90%	12,04%
60	8,41%	9,29%	10,39%	9,39%	10,65%	8,40%	11,77%
70	8,41%	8,78%	9,65%	9,15%	9,45%	7,90%	10,99%
80	8,19%	8,52%	8,92%	8,19%	8,48%	7,40%	9,95%
90	8,19%	8,01%	8,43%	7,96%	7,28%	7,16%	9,42%
105	7,97%	7,24%	7,69%	7,48%	7,03%	6,91%	8,90%
120	7,97%	6,98%	7,21%	6,76%	6,07%	6,41%	8,38%
140	7,75%	6,46%	6,72%	6,05%	5,59%	5,91%	7,86%
160	7,53%	6,21%	6,23%	5,81%	4,87%	5,42%	6,81%
180	7,53%	5,95%	5,98%	5,57%	4,62%	4,67%	6,29%

Tableau VII.22. Cinétique de séchage à 40 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)

Temps (min)	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	22,67%	14,61%	16,01%	19,77%	15,41%	18,86%	22,28%
5	19,76%	13,92%	14,63%	17,76%	14,24%	17,24%	20,88%
10	18,06%	13,23%	14,17%	16,63%	13,77%	16,77%	19,47%
15	16,85%	12,30%	13,25%	15,96%	13,30%	15,61%	18,30%
20	16,12%	11,84%	12,56%	15,06%	13,07%	15,15%	17,60%
25	15,40%	11,38%	12,10%	14,17%	12,60%	14,22%	16,20%
30	14,43%	10,68%	11,64%	13,49%	12,37%	13,99%	15,27%
35	13,46%	10,45%	11,18%	12,82%	11,90%	13,52%	14,80%
40	13,21%	10,22%	10,72%	11,92%	11,67%	12,83%	14,33%
45	12,49%	9,99%	10,49%	11,48%	11,20%	12,36%	13,86%
50	12,24%	9,76%	10,25%	11,03%	10,97%	11,67%	13,39%
55	11,52%	9,30%	9,79%	9,46%	10,50%	11,43%	12,93%
60	11,03%	8,84%	9,33%	9,01%	10,03%	11,20%	11,99%
70	10,55%	8,14%	8,41%	8,34%	9,57%	10,51%	11,52%
80	9,82%	7,68%	8,18%	7,66%	9,10%	9,81%	11,29%
90	9,09%	7,22%	7,95%	6,77%	8,40%	9,11%	10,59%

105	8,61%	6,99%	7,26%	6,09%	7,93%	8,18%	9,65%
120	7,88%	6,29%	7,03%	5,64%	7,23%	7,95%	9,42%
140	6,67%	6,06%	6,80%	5,42%	6,76%	7,72%	8,95%
160	6,18%	5,60%	6,57%	4,75%	6,53%	7,49%	8,48%
180	6,18%	5,14%	5,88%	4,75%	5,59%	7,02%	8,25%

Tableau VII.23. Cinétique de séchage à 50 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)

Temps (min)	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	DIC 6
0	10,39%	18,81%	19,93%	18,68%	21,98%	19,09%	21,70%
5	9,76%	16,60%	17,01%	16,36%	19,09%	17,36%	19,42%
10	9,13%	15,13%	15,55%	15,43%	16,92%	15,38%	17,82%
15	9,13%	13,90%	14,34%	13,80%	15,23%	14,14%	16,23%
20	8,51%	12,92%	12,88%	13,11%	13,78%	12,90%	15,32%
25	8,51%	12,42%	11,66%	11,94%	12,58%	12,16%	14,41%
30	8,30%	11,20%	11,18%	11,25%	12,34%	11,41%	13,49%
35	8,09%	10,95%	10,45%	10,55%	11,37%	10,92%	12,81%
40	7,88%	10,22%	9,96%	9,85%	10,65%	10,18%	12,35%
45	7,67%	9,72%	9,47%	9,62%	10,17%	9,68%	11,67%
50	7,46%	9,48%	8,99%	9,16%	9,45%	8,94%	11,22%
55	7,25%	9,23%	8,50%	8,69%	8,96%	8,44%	10,76%
60	7,04%	8,74%	8,26%	8,23%	8,00%	8,20%	10,08%
70	7,04%	8,01%	7,77%	7,53%	7,52%	7,45%	9,62%
80	6,83%	7,76%	7,04%	7,07%	6,79%	6,96%	9,16%
90	6,83%	7,27%	6,80%	6,84%	6,31%	6,71%	8,48%
105	6,62%	6,53%	6,31%	6,14%	5,35%	6,22%	8,02%
120	6,62%	6,29%	6,07%	5,91%	5,11%	5,47%	7,80%
140	6,42%	5,80%	5,58%	5,44%	4,62%	5,23%	7,11%
160	6,21%	5,55%	5,09%	4,98%	4,14%	4,73%	6,20%
180	6,21%	5,06%	4,85%	4,75%	3,66%	4,48%	5,75%

Tableau VII.24. Cinétique de séchage à 50 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)

Temps (min)	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	22,67%	14,61%	16,01%	19,77%	15,41%	18,86%	22,28%
5	18,99%	12,75%	14,27%	17,10%	13,35%	15,96%	18,36%
10	16,54%	11,58%	13,03%	15,39%	12,89%	14,27%	17,67%
15	15,55%	11,12%	12,53%	14,18%	12,20%	13,31%	16,52%
20	14,57%	10,42%	11,54%	12,96%	11,51%	12,34%	15,60%
25	13,35%	9,72%	10,79%	11,98%	11,29%	11,37%	14,45%
30	12,61%	9,02%	10,54%	11,25%	10,83%	10,65%	13,76%
35	11,87%	8,79%	10,05%	10,52%	10,37%	10,17%	12,61%
40	10,65%	7,86%	9,55%	9,79%	9,91%	9,68%	11,92%
45	10,40%	7,62%	9,05%	9,06%	9,45%	8,96%	11,46%
50	9,91%	7,39%	8,81%	8,58%	9,00%	8,72%	11,00%
55	9,67%	7,16%	8,56%	8,09%	8,77%	8,48%	10,77%
60	9,18%	6,46%	8,31%	7,85%	8,54%	7,99%	10,53%
70	8,19%	5,76%	7,56%	7,12%	8,08%	7,51%	10,30%
80	7,70%	5,53%	7,31%	6,63%	7,39%	7,27%	9,61%
90	7,21%	4,83%	6,82%	5,90%	6,71%	7,03%	8,69%
105	6,48%	4,36%	6,32%	5,66%	6,25%	6,78%	8,46%
120	5,99%	4,13%	5,82%	4,92%	5,79%	6,30%	7,77%
140	5,25%	3,90%	5,58%	4,44%	5,56%	6,06%	7,08%

160	4,76%	3,66%	5,08%	4,19%	4,87%	5,82%	6,85%
180	4,27%	2,97%	4,83%	3,95%	4,64%	5,09%	6,62%

Tableau VII.25. Cinétique de séchage à 60 °C pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)

Temps (min)	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	DIC 6
0	10,39%	18,81%	19,93%	18,68%	21,98%	19,09%	21,70%
5	9,16%	16,10%	15,66%	15,66%	17,95%	16,41%	18,64%
10	8,75%	14,38%	13,33%	14,04%	15,57%	13,98%	15,57%
15	8,34%	13,40%	11,39%	12,18%	13,91%	12,03%	13,90%
20	7,93%	12,41%	10,23%	10,55%	13,20%	10,81%	13,07%
25	7,52%	11,67%	9,45%	9,39%	11,54%	9,59%	11,67%
30	7,32%	10,69%	8,68%	8,69%	10,12%	8,62%	10,84%
35	7,11%	9,46%	7,90%	8,00%	9,64%	7,89%	9,72%
40	7,11%	8,72%	7,51%	7,30%	8,93%	7,16%	8,89%
45	6,91%	7,74%	7,12%	7,07%	8,45%	6,67%	8,61%
50	6,91%	7,25%	6,93%	6,37%	7,74%	6,18%	8,33%
55	6,70%	6,75%	6,35%	6,14%	7,27%	5,70%	8,05%
60	6,50%	6,26%	5,96%	5,44%	7,03%	5,21%	7,50%
70	6,29%	5,77%	5,77%	5,21%	6,32%	4,23%	7,22%
80	6,09%	5,52%	5,57%	4,98%	6,08%	3,99%	6,66%
90	5,88%	5,03%	5,18%	4,75%	5,13%	3,50%	6,38%
105	5,68%	4,79%	4,80%	4,51%	4,89%	3,02%	5,55%
120	5,47%	4,29%	4,41%	4,28%	4,42%	2,53%	5,27%
140	5,47%	4,05%	4,02%	4,05%	4,18%	2,29%	5,13%
160	5,27%	3,80%	3,83%	3,82%	3,71%	2,29%	4,99%
180	5,27%	3,80%	3,24%	3,35%	3,47%	2,29%	4,88%

Tableau VII.26. Cinétique de séchage à 60 °C pour la pomme (de DIC 7 à 13)

Temps (min)	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	22,67%	14,61%	16,01%	19,77%	15,41%	18,86%	22,28%
5	17,45%	12,19%	13,47%	16,09%	12,91%	15,55%	17,83%
10	15,47%	10,65%	12,55%	13,87%	11,77%	14,36%	16,60%
15	13,73%	9,76%	11,40%	12,40%	10,64%	12,71%	14,87%
20	11,74%	9,10%	10,24%	11,41%	9,95%	11,29%	13,63%
25	10,75%	8,00%	9,55%	10,18%	9,05%	10,58%	12,15%
30	9,76%	7,34%	8,86%	8,95%	8,82%	9,63%	11,66%
35	9,01%	6,68%	8,40%	8,22%	8,36%	9,16%	10,67%
40	8,76%	6,24%	7,94%	7,72%	7,91%	8,45%	10,42%
45	7,77%	5,58%	7,25%	6,99%	7,68%	7,50%	9,68%
50	7,27%	5,36%	7,01%	6,49%	7,46%	7,26%	9,19%
55	7,03%	5,14%	6,78%	6,25%	7,00%	7,02%	8,69%
60	6,53%	4,69%	6,55%	5,76%	6,77%	6,79%	8,20%
70	6,03%	4,25%	6,09%	5,26%	6,32%	6,55%	7,46%
80	5,78%	4,03%	5,63%	4,53%	5,87%	6,08%	6,72%
90	5,29%	3,81%	5,40%	4,28%	5,41%	5,84%	6,22%
105	4,29%	3,37%	5,17%	3,30%	4,96%	5,13%	5,73%
120	4,05%	2,93%	4,71%	3,05%	4,73%	4,89%	5,48%
140	3,80%	2,49%	4,25%	2,80%	4,05%	4,66%	4,49%
160	3,55%	2,27%	4,02%	2,56%	3,82%	4,42%	4,25%
180	3,30%	2,05%	3,56%	2,31%	3,59%	3,95%	4,00%

Tableau VII.27. Résultats de calcul pour la pomme en cube

DIC	P	t	ρ_a	ρ_{int}	ψ	ϵ_{abs}	Eo	Do
	MPa	s	kg.m ⁻³	kg.m ⁻³	(-)		KJ.mol ⁻¹	
DIC1	0,25	25	235	1383	0,828	5,83	31,9	1,267E-05
DIC2	0,40	25,0	205	1378	0,851	6,69		
DIC3	0,30	40,0	220	1441	0,839	6,23		
DIC4	0,25	25,0	234	1329	0,829	5,86		
DIC5	0,36	35,6	227	1319	0,834	6,04		
DIC6	0,36	14,4	214	1398	0,844	6,41		
DIC7	0,25	25,0	236	1279	0,828	5,81		
DIC8	0,14	14,4	251	1386	0,817	5,46		
DIC9	0,14	35,6	266	1440	0,806	5,15		
DIC10	0,25	25,0	234	1425	0,829	5,86		
DIC11	0,10	25,0	291	1345	0,788	4,71		
DIC12	0,25	10,0	266	1362	0,806	5,15		
DIC13	0,25	25,0	242	1333	0,824	5,67		
DIC Moyen			240	1371	0,825	5,71		
SD			24	49	0,017	0,55		
RM	-	-	610	1449	0,616	2,60		

Tableau VII.28. Résultats de calcul pour la pomme en cube

DIC	δW_s (% db)			S	k (10 ⁻³ m/s)			WHC	
	60 °C	50 °C	40 °C	10 ⁻³ m ²	60 °C	50 °C	40 °C	tr=5 min	tr= 60 min
	DIC1	1,23	1,20	0,91	2,179	0,59	0,91	1,06	3,338
DIC2	2,88	1,71	1,08	2,179	0,88	1,31	1,33	2,778	4,403
DIC3	1,47	1,24	0,81	2,487	0,66	0,87	0,90	3,784	3,176
DIC4	2,37	1,46	1,28	2,079	1,24	1,18	1,67	3,686	3,809
DIC5	0,90	0,61	0,40	2,423	0,39	0,41	0,43	3,508	3,585
DIC6	1,46	1,13	0,82	2,129	0,63	0,94	0,96	3,616	3,811
DIC7	3,55	2,36	1,86	2,086	1,76	1,87	2,40	2,140	2,503
DIC8	1,30	1,09	0,72	2,210	0,69	0,86	0,91	2,632	2,883
DIC9	1,55	1,00	0,78	2,138	0,81	0,76	1,04	2,375	3,043
DIC10	2,08	1,37	0,96	2,334	0,93	0,97	1,20	2,371	2,787
DIC11	1,73	1,48	0,95	1,903	1,03	1,37	1,40	2,892	2,656
DIC12	1,99	1,86	1,12	1,954	1,11	1,59	1,61	2,301	2,899
DIC13	3,12	2,82	1,79	2,189	1,48	2,27	2,29	2,497	2,559
DIC M	1,97	1,48	1,04	2,176	0,94	1,18	1,32	2,917	3,273
	±0,8	±0,6	±0,46	±0,166	±0,39	±0,50	±0,56	±0,59	±0,67
RM	0,95	0,36	0,25	1,006	0,74	0,75	0,83	2,589	3,144

VII.2.1.2. Cinétique de réhydratation pour la pomme en cube

Tableau VII.29. Cinétique de réhydratation pour la pomme (de DIC 1 à 6+MP)

Temps	Control	DIC1	DIC2	DIC3	DIC4	DIC5	DIC6
0	5,26%	3,15%	3,26%	3,34%	3,46%	2,29%	4,87%
0,5	53,31%	115,82%	183,27%	173,21%	100,03%	133,68%	123,48%
1,0	83,98%	149,17%	215,06%	198,87%	155,74%	171,23%	176,55%
2,0	106,68%	182,64%	253,11%	252,11%	180,78%	188,69%	199,42%
4,0	120,74%	134,57%	298,93%	288,24%	229,72%	218,41%	231,05%
6,0	167,88%	239,40%	328,34%	307,91%	231,63%	237,21%	260,38%

8,0	181,94%	267,82%	384,28%	344,70%	286,00%	254,08%	279,13%
10,0	194,19%	276,60%	404,48%	362,33%	302,65%	275,27%	289,04%
15,0	227,81%	319,00%	439,60%	398,18%	319,62%	316,34%	316,37%
30,0	264,12%	339,79%	480,26%	436,29%	377,68%	342,16%	376,39%
45,0	297,27%	369,32%	500,03%	449,26%	396,22%	362,71%	382,55%
60,0	313,32%	390,99%	516,41%	473,21%	421,55%	389,12%	420,17%
90,0	360,93%	433,60%	556,12%	522,75%	474,63%	391,29%	463,24%
120,0	378,45%	465,01%	612,78%	534,07%	477,01%	391,81%	467,43%
150,0	391,64%	490,10%	620,24%	561,52%	492,97%	393,00%	476,19%
180,0	411,64%	498,26%	653,76%	582,77%	517,40%	414,18%	510,12%

Tableau VII.30. Cinétique de réhydratation pour la pomme (de DIC 7 à 13)

Temps	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	3,30%	2,05%	3,55%	2,31%	3,59%	3,95%	4,00%
0,5	83,83%	108,92%	108,00%	125,04%	120,13%	75,10%	77,22%
1,0	129,29%	130,26%	135,31%	168,21%	151,60%	110,97%	114,58%
2,0	159,03%	145,21%	168,12%	192,80%	165,26%	131,65%	141,00%
4,0	191,33%	183,49%	177,44%	237,49%	207,78%	169,54%	187,71%
6,0	211,00%	188,45%	213,82%	252,42%	226,02%	184,01%	235,26%
8,0	226,67%	210,66%	212,18%	273,58%	251,67%	206,63%	266,15%
10,0	247,42%	235,01%	255,94%	292,35%	279,56%	216,75%	268,73%
15,0	280,40%	258,82%	275,51%	333,58%	293,89%	241,16%	315,79%
30,0	337,03%	293,21%	314,00%	366,08%	339,38%	291,66%	326,74%
45,0	360,48%	340,05%	372,58%	391,36%	372,27%	319,31%	366,09%
60,0	379,55%	361,60%	388,91%	410,63%	403,61%	334,58%	379,69%
90,0	426,88%	398,05%	486,99%	443,55%	439,79%	376,24%	419,86%
120,0	455,54%	424,71%	523,09%	523,25%	498,42%	391,78%	426,57%
150,0	485,98%	481,82%	565,86%	519,86%	530,85%	406,02%	462,18%
180,0	498,22%	511,31%	587,12%	520,26%	544,30%	426,35%	485,49%

VII.2.2. RÉSULTATS DE LA CAROTTE

VII.2.2.1. Cinétique de séchage pour la carotte en rondelle

Tableau VII.31. Cinétique de séchage à 40 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)

Temps (min)	Contrôle	DIC 1	DIC 2	DIC 3	DIC 4	DIC 5	DIC 6
0	15,23%	21,83%	23,05%	23,33%	23,15%	22,91%	22,09%
5	14,19%	20,10%	20,49%	22,11%	21,94%	21,39%	20,96%
10	13,93%	19,35%	19,98%	20,65%	21,21%	20,13%	20,06%
15	13,67%	18,61%	18,95%	19,67%	19,51%	19,37%	19,61%
20	13,15%	18,11%	18,44%	19,18%	19,02%	18,61%	18,71%
25	12,63%	17,61%	17,67%	18,45%	18,54%	18,36%	18,04%
30	11,85%	17,12%	16,91%	17,72%	18,29%	17,85%	17,59%
35	11,59%	16,87%	16,40%	17,47%	18,05%	17,35%	16,91%
40	11,33%	16,62%	15,88%	17,23%	17,81%	16,84%	16,69%
45	11,33%	16,13%	15,37%	16,74%	17,32%	16,59%	16,46%
50	11,07%	15,88%	14,60%	16,25%	17,08%	16,34%	16,01%
55	11,07%	15,63%	14,35%	15,76%	16,84%	16,08%	15,79%
60	10,81%	15,13%	13,58%	15,52%	16,59%	15,58%	15,57%

70	10,81%	14,88%	12,81%	15,28%	15,87%	15,07%	15,12%
80	10,55%	14,39%	12,05%	14,79%	15,14%	14,31%	14,44%
90	10,55%	13,89%	11,28%	14,30%	14,89%	14,06%	13,77%
105	10,29%	13,64%	10,26%	13,57%	14,17%	13,55%	13,09%
120	10,29%	12,90%	9,74%	12,83%	13,92%	12,54%	12,87%
140	10,03%	11,91%	8,98%	12,10%	13,19%	11,78%	11,97%
160	9,77%	11,66%	8,47%	11,61%	12,22%	11,53%	11,29%
180	9,77%	11,41%	8,21%	10,88%	11,49%	11,02%	10,84%

Tableau VII.32. Cinétique de séchage à 40 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13)

Temps (min)	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	23,33%	17,51%	17,34%	20,95%	18,41%	18,41%	22,49%
5	21,31%	16,46%	15,93%	19,65%	17,48%	17,08%	21,54%
10	20,30%	16,25%	15,23%	19,21%	16,56%	16,63%	20,36%
15	19,79%	15,41%	14,99%	18,99%	16,32%	15,74%	19,41%
20	19,03%	15,20%	14,76%	18,34%	16,09%	15,07%	18,94%
25	18,27%	14,99%	14,29%	18,13%	15,86%	14,85%	18,00%
30	17,76%	14,57%	14,05%	17,47%	15,63%	14,62%	17,52%
35	17,26%	14,36%	13,82%	17,26%	15,16%	14,40%	17,29%
40	17,00%	14,15%	13,58%	17,04%	15,39%	14,18%	16,58%
45	16,50%	13,94%	13,35%	15,95%	15,16%	13,95%	16,34%
50	16,24%	13,51%	13,11%	15,74%	14,70%	13,73%	16,10%
55	15,99%	13,30%	12,88%	15,09%	14,47%	13,51%	15,87%
60	15,74%	13,09%	12,64%	14,43%	14,00%	13,28%	15,40%
70	15,23%	12,67%	12,41%	14,22%	13,77%	12,62%	15,16%
80	14,72%	12,25%	12,17%	14,00%	13,54%	12,17%	14,92%
90	13,96%	12,04%	11,93%	13,57%	13,07%	11,72%	14,21%
105	13,46%	11,83%	11,70%	12,91%	12,61%	11,28%	13,03%
120	12,95%	11,41%	11,46%	12,48%	12,14%	10,83%	12,79%
140	11,94%	11,20%	11,23%	11,61%	11,91%	10,61%	12,56%
160	11,43%	10,36%	10,99%	11,39%	11,68%	10,39%	12,32%
180	11,18%	9,94%	10,52%	11,18%	11,45%	10,16%	12,08%

Tableau VII.33. Cinétique de séchage à 50 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)

Temps	Control	DIC1	DIC2	DIC3	DIC4	DIC5	DIC6
0	15,23%	21,83%	23,05%	23,33%	23,15%	22,91%	22,09%
5	14,19%	19,69%	20,05%	21,17%	21,35%	20,96%	20,25%
10	13,77%	18,88%	18,55%	20,45%	20,23%	19,25%	19,10%
15	12,72%	18,08%	17,31%	19,25%	19,33%	18,28%	18,41%
20	12,31%	17,54%	15,81%	18,53%	18,65%	17,30%	17,27%
25	12,10%	16,73%	14,56%	18,05%	18,20%	16,81%	17,04%
30	11,68%	16,47%	14,06%	17,32%	17,75%	16,08%	16,58%
35	11,47%	16,20%	13,31%	16,84%	17,30%	15,11%	16,35%
40	11,26%	15,93%	12,81%	16,36%	16,85%	14,86%	15,66%
45	11,05%	15,66%	12,31%	15,88%	16,40%	14,13%	15,20%
50	10,84%	15,12%	11,82%	15,40%	15,95%	13,64%	14,97%
55	10,42%	14,86%	11,32%	15,16%	15,72%	13,16%	14,51%
60	10,21%	14,59%	11,07%	14,92%	15,27%	12,67%	14,28%
70	10,01%	14,32%	10,32%	14,20%	14,82%	11,94%	13,82%
80	9,80%	13,78%	9,82%	13,48%	14,15%	11,45%	13,59%
90	9,59%	13,25%	9,57%	13,00%	13,70%	10,72%	12,91%

105	9,38%	12,71%	9,07%	12,52%	13,25%	9,74%	12,45%
120	9,17%	11,63%	8,82%	12,04%	12,57%	9,25%	11,07%
140	8,96%	11,10%	8,32%	10,59%	11,67%	8,28%	10,61%
160	8,75%	10,56%	7,82%	10,11%	11,00%	7,79%	10,15%
180	8,54%	10,02%	7,57%	9,39%	10,77%	7,30%	9,69%

Tableau VII.34. Cinétique de séchage à 50 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13)

Temps	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	23,33%	17,51%	17,34%	20,95%	18,41%	18,41%	22,49%
5	19,79%	15,53%	15,68%	19,65%	16,44%	16,18%	21,26%
10	18,52%	14,87%	15,21%	18,36%	15,94%	15,29%	19,79%
15	18,49%	14,21%	14,73%	17,58%	15,20%	14,84%	19,06%
20	17,73%	13,55%	14,02%	17,32%	14,95%	14,62%	18,57%
25	17,22%	13,11%	13,78%	17,06%	14,71%	13,94%	17,83%
30	16,45%	12,67%	13,78%	16,29%	14,46%	13,72%	17,34%
35	15,95%	12,45%	13,54%	16,03%	13,72%	13,50%	16,85%
40	15,69%	12,23%	13,31%	15,77%	13,47%	13,27%	16,36%
45	15,18%	12,01%	13,07%	15,51%	13,22%	13,05%	15,87%
50	14,67%	11,79%	12,83%	14,99%	12,97%	12,83%	15,63%
55	14,42%	11,57%	12,59%	14,73%	12,73%	12,60%	14,65%
60	13,91%	10,91%	12,36%	14,47%	12,48%	12,38%	14,16%
70	13,14%	10,47%	12,12%	13,70%	11,99%	12,16%	13,91%
80	12,89%	10,25%	11,88%	13,18%	11,74%	11,93%	13,42%
90	12,63%	9,81%	11,64%	12,92%	11,24%	11,49%	12,44%
105	12,12%	9,59%	11,17%	12,66%	11,00%	11,26%	12,20%
120	10,59%	9,37%	10,69%	11,88%	10,50%	10,82%	11,95%
140	10,34%	9,15%	10,45%	11,37%	10,01%	10,59%	11,46%
160	9,83%	8,71%	10,22%	11,11%	9,51%	10,37%	11,22%
180	8,81%	8,27%	9,98%	10,85%	9,27%	10,15%	10,98%

Tableau VII.35. Cinétique de séchage à 60 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)

Temps	Control	DIC1	DIC2	DIC3	DIC4	DIC5	DIC6
0	15,23%	21,83%	23,05%	23,33%	23,15%	22,91%	22,09%
5	13,75%	19,03%	18,67%	20,82%	20,29%	20,67%	20,13%
10	12,77%	18,46%	16,28%	19,45%	19,10%	19,33%	18,90%
15	12,52%	17,90%	14,29%	18,31%	17,67%	17,99%	17,68%
20	12,03%	17,06%	13,09%	17,17%	16,72%	16,87%	16,70%
25	11,29%	16,50%	12,29%	16,48%	16,01%	15,97%	15,97%
30	11,04%	15,94%	11,50%	16,03%	15,53%	15,07%	15,23%
35	10,79%	14,81%	10,70%	15,34%	15,05%	14,36%	14,50%
40	10,79%	13,97%	10,30%	14,66%	14,82%	13,64%	13,52%
45	10,55%	13,41%	9,91%	14,20%	14,10%	13,19%	12,79%
50	10,05%	12,85%	9,71%	13,74%	13,62%	12,63%	12,30%
55	9,81%	12,29%	9,11%	13,29%	13,15%	12,12%	11,81%
60	9,56%	12,01%	8,71%	13,06%	12,91%	11,04%	11,32%
70	9,56%	11,17%	8,51%	12,14%	11,96%	10,37%	10,83%
80	9,31%	10,60%	8,31%	11,69%	11,48%	9,70%	10,10%
90	9,07%	10,32%	7,91%	11,23%	10,77%	8,81%	9,85%
105	8,82%	9,48%	7,52%	10,77%	10,53%	7,91%	9,61%

120	8,32%	9,20%	7,12%	9,86%	9,81%	7,24%	8,87%
140	8,08%	8,92%	6,72%	9,40%	9,34%	6,57%	8,38%
160	7,83%	8,08%	6,52%	8,95%	8,86%	6,12%	7,89%
180	7,83%	7,80%	6,32%	8,49%	8,15%	5,45%	7,41%

Tableau VII.36. Cinétique de séchage à 60 °C pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13)

Temps	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	23,33%	17,51%	17,34%	20,95%	18,41%	18,41%	22,49%
5	19,79%	15,27%	15,41%	18,61%	15,98%	15,66%	20,48%
10	18,52%	14,37%	14,98%	17,68%	15,32%	15,24%	18,72%
15	17,26%	13,92%	14,13%	16,98%	14,66%	14,82%	17,97%
20	16,50%	13,25%	13,91%	16,28%	14,22%	13,76%	17,47%
25	15,74%	12,80%	13,48%	15,81%	13,77%	13,55%	16,72%
30	14,98%	12,35%	13,05%	15,11%	13,33%	13,34%	16,46%
35	14,47%	12,13%	12,62%	14,88%	12,89%	13,13%	15,71%
40	13,96%	11,90%	12,62%	14,41%	12,67%	12,92%	15,21%
45	13,71%	11,45%	12,41%	13,94%	12,45%	12,70%	14,96%
50	13,20%	11,23%	12,41%	13,71%	12,23%	12,49%	14,71%
55	12,70%	10,78%	12,19%	13,48%	12,01%	12,28%	14,21%
60	12,45%	10,56%	11,77%	13,24%	11,34%	12,07%	13,95%
70	12,19%	9,88%	11,55%	12,54%	11,12%	11,86%	13,45%
80	11,94%	9,66%	11,34%	12,31%	10,90%	11,65%	12,95%
90	11,18%	9,21%	11,12%	12,08%	10,46%	11,22%	11,70%
105	10,67%	8,99%	10,91%	11,84%	9,80%	10,59%	11,44%
120	10,42%	8,76%	10,48%	11,61%	9,58%	10,38%	11,19%
140	9,41%	8,54%	10,05%	11,38%	9,13%	9,74%	10,94%
160	8,90%	8,31%	9,84%	10,91%	8,91%	9,53%	10,69%
180	8,39%	8,09%	9,19%	10,44%	8,47%	9,32%	10,19%

Tableau VII.37. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm

DIC	P	t	ρ_a	ρ_{int}	ψ	ϵ_{abs}	E_o	D_o
	Mpa	s	kg.m ⁻³	kg.m ⁻³	(-)		KJ.mol ⁻¹	
DIC1	0,25	25	820	1359	0,412	1,700	24,62	2,86E-07
DIC2	0,40	25,0	448	1326	0,679	3,111		
DIC3	0,30	40,0	510	1302	0,634	2,732		
DIC4	0,25	25,0	789	1341	0,434	1,767		
DIC5	0,36	35,6	480	1401	0,656	2,907		
DIC6	0,36	14,4	739	1310	0,470	1,886		
DIC7	0,25	25,0	732	1386	0,475	1,906		
DIC8	0,14	14,4	1190	1457	0,146	1,171		
DIC9	0,14	35,6	1229	1467	0,118	1,134		
DIC10	0,25	25,0	830	1381	0,405	1,680		
DIC11	0,10	25,0	1273	1480	0,087	1,096		
DIC12	0,25	10,0	1263	1446	0,094	1,104		
DIC13	0,25	25,0	714	1377	0,488	1,953		
DIC Moyen			848	1387	0,392	1,857		
SD			298,96	60,41	0,21	0,686		
RM	-	-	1281,00	1491	0,08	1,089		

Tableau VII.38. Résultats de calcul pour la carotte en rondelle avec épaisseur 8 mm

DIC	δW_s (% db)			S 10^{-3} m^2	k (10^{-3} m/s)			WHC	
	60 °C	50 °C	40 °C		60 °C	50 °C	40 °C	tr=5 min	tr= 60 min
DIC1	1,92	1,61	1,24	1.890	0,93	1,28	1,73	3,338	4,436
DIC2	3,09	1,83	1,79	2.130	0,94	1,39	2,15	2,778	4,403
DIC3	1,59	1,44	1,01	2.000	0,89	1,21	1,35	3,784	3,176
DIC4	2,01	1,28	0,77	1.479	1,47	1,55	1,40	3,686	3,809
DIC5	1,11	1,00	0,93	2.165	0,59	0,76	1,11	3,508	3,585
DIC6	0,85	0,74	0,52	1.917	0,47	0,68	0,78	3,616	3,811
DIC7	2,69	1,82	1,41	1.845	1,48	1,56	1,96	2,140	2,503
DIC8	1,74	1,53	0,71	1.843	1,08	1,52	1,19	2,632	2,883
DIC9	1,57	1,34	1,09	1.849	1,02	1,23	1,63	2,375	3,043
DIC10	1,73	1,28	0,79	1.883	1,01	1,06	1,26	2,371	2,787
DIC11	1,97	1,55	0,87	1.930	1,19	1,32	1,27	2,892	2,656
DIC12	2,37	1,85	0,95	1.908	1,52	1,76	1,47	2,301	2,899
DIC13	1,31	0,75	0,53	1.901	0,71	0,65	0,76	2,497	2,559
DIC M	1,84	1,39	0,97	1.903	1,02	1,23	1,39	2,917	3,273
	$\pm 0,62$	$\pm 0,38$	$\pm 0,35$	± 0.163	$\pm 0,33$	$\pm 0,35$	$\pm 0,41$	$\pm 0,59$	$\pm 0,67$
RM	1,05	0,84	0,63	1.945	0,56	0,81	0,82	2,589	3,144

VII.2.2.2. Cinétique de réhydratation pour la carotte en rondelle

Tableau VII.39. Cinétique de réhydratation pour la carotte en rondelle (de DIC 1 à 6+MP)

Temps	Control	DIC1	DIC2	DIC3	DIC4	DIC5	DIC6
0	7,49%	7,87%	6,37%	8,50%	8,15%	5,46%	7,41%
0,5	67,46%	59,65%	64,24%	88,91%	66,13%	66,45%	92,53%
1,0	75,93%	78,24%	88,73%	114,31%	87,41%	97,86%	118,54%
2,0	103,67%	97,29%	103,89%	135,76%	97,59%	112,31%	131,87%
4,0	126,28%	108,99%	125,18%	150,36%	116,85%	130,49%	159,83%
6,0	141,46%	123,50%	132,30%	158,70%	128,01%	146,17%	165,45%
8,0	149,74%	134,92%	142,08%	163,42%	135,82%	161,01%	177,00%
10,0	158,73%	144,84%	150,08%	177,83%	146,70%	167,07%	194,83%
15,0	173,14%	152,84%	162,64%	187,88%	163,43%	178,30%	226,67%
30,0	205,06%	170,48%	179,35%	214,09%	181,51%	193,76%	247,11%
45,0	233,91%	185,42%	190,21%	225,71%	200,52%	214,87%	273,85%
60,0	262,24%	204,82%	208,69%	256,37%	220,59%	228,40%	293,61%
90,0	302,80%	239,29%	237,83%	293,03%	252,59%	263,06%	341,29%
120,0	337,98%	263,84%	259,30%	313,74%	284,28%	279,55%	364,95%
150,0	369,14%	287,01%	278,83%	346,90%	306,64%	303,70%	385,00%
180,0	379,56%	314,19%	300,35%	365,95%	326,48%	323,56%	410,91%

Tableau VII.40. Cinétique de réhydratation pour la carotte en rondelle (de DIC 7 à 13)

Temps	DIC 7	DIC 8	DIC 9	DIC 10	DIC 11	DIC 12	DIC 13
0	8,41%	8,12%	9,18%	5,51%	8,48%	9,30%	7,90%
0,5	72,25%	63,04%	54,21%	79,64%	60,83%	65,17%	46,26%
1,0	95,48%	77,55%	74,79%	100,47%	75,46%	80,35%	65,98%
2,0	120,37%	99,06%	98,99%	117,87%	103,89%	103,40%	81,26%
4,0	141,25%	116,56%	116,28%	127,17%	126,41%	118,26%	104,69%
6,0	155,87%	133,54%	136,55%	146,15%	147,53%	133,64%	106,86%
8,0	164,00%	144,88%	152,49%	158,81%	163,54%	152,79%	115,34%

10,0	175,09%	159,98%	159,01%	163,15%	178,84%	154,02%	125,13%
15,0	190,40%	172,24%	179,63%	172,54%	191,39%	171,52%	136,26%
30,0	216,65%	205,67%	204,39%	206,24%	230,54%	204,87%	169,81%
45,0	240,49%	241,24%	231,55%	231,10%	253,42%	235,84%	192,95%
60,0	269,06%	255,57%	251,80%	242,30%	283,77%	262,13%	207,75%
90,0	321,66%	312,24%	296,69%	307,11%	329,51%	311,74%	251,87%
120,0	341,01%	329,09%	319,57%	324,61%	352,44%	340,90%	277,60%
150,0	364,60%	356,61%	340,19%	354,64%	381,24%	358,87%	290,68%
180,0	385,82%	386,77%	362,35%	379,67%	405,04%	383,26%	317,54%