Contribution au développement de simulateurs de procédés agroalimentaires multi-produits, multi-opérations : application à la farine de manioc

Léa van der Werf

▶ **To cite this version:**

Léa van der Werf. Contribution au développement de simulateurs de procédés agroalimentaires multi-produits, multi-opérations : application à la farine de manioc. Ingénierie des aliments. Université de Montpellier, 2023. Français. NNT : 2023UMONG008 . tel-04500242

HAL Id: tel-04500242
https://theses.hal.science/tel-04500242

Submitted on 11 Mar 2024

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.

THÈSE POUR OBTENIR LE GRADE DE DOCTEUR DE L'UNIVERSITÉ DE MONTPELLIER

En Génie des Procédés

École doctorale GAIA – Biodiversité, Agriculture, Alimentation, Environnement, Terre, Eau

Unité de recherche Qualisud

Contribution au développement de simulateurs de procédés agroalimentaires multi-produits, multi-opérations. Application à la farine de manioc.

Présentée par Léa van der Werf

Le 15 mars 2023

Sous la direction de Francis Courtois et de Arnaud Chapuis

Devant le jury composé de

Catherine BONAZZI, Directrice de Recherche, INRAE	**Rapporteure**
Patricia ARLABOSSE, Professeure, IMT Mines Albi	**Rapporteure**
Ludovic MONTASTRUC, Professeur, INP-ENSIACET	**Examinateur**
Jean-Philippe STEYER, Directeur de Recherche, INRAE	**Examinateur**
Francis COURTOIS, Professeur, Université de Montpellier	**Directeur de thèse**
Arnaud CHAPUIS, Chercheur, Cirad	**Encadrant de thèse**

UNIVERSITÉ DE MONTPELLIER

Résumé

Les producteurs de farine de manioc expriment un besoin d'aide pour concevoir, régler et conduire des unités plus performantes énergétiquement et ainsi plus rentables. Un simulateur de procédé serait un outil efficace pour répondre à cette demande. Or, aucun outil existant ne permet de simuler ce procédé. Plus généralement, aucun simulateur commercial multi-produits, multi-opérations n'est disponible pour des matrices alimentaires. Ceci est notamment dû au manque de modèles de procédés et de propriétés génériques. Ce travail contribue au développement de simulateurs de procédés agroalimentaires multi-produits, multi-opérations, multi-technologies, en partant d'un cas concret : la farine de manioc. Le simulateur développé tient compte du contexte local dans lequel s'inscrit le procédé simulé.

Les modèles nécessaires pour simuler la transformation du manioc en farine ont d'abord été définis. Des modèles phénoménologiques multi-produits ont été sélectionnés dans la littérature et adaptés au manioc pour les opérations de déshydratation (filtration-consolidation et séchage diffusif-convectif). Ils reposent sur des modèles de propriétés du produit, dont certains, essentiels, sont indisponibles dans la littérature pour le manioc (e.g. diffusivité, résistance spécifique de filtration). Afin d'être aussi génériques que possible, ces modèles de propriétés ont été identifiés sur des mesures effectuées dans un large domaine expérimental et sur de multiples formes du manioc (origine, géométrie, niveau de transformation). Les autres modèles (coûts, opérations manuelles et de fragmentation) ont été déduits de données collectées ou mesurées sur le terrain.

Un simulateur de procédés à l'échelle de l'unité de transformation a été développé. Visant à être accessible à de multiples acteurs, il a été développé en Python, un langage libre. De plus, il se veut être une fondation fonctionnelle, dans laquelle des éléments (opérations, produits, critères) pourront être ajoutés facilement. Pour ce faire, il a été développé selon une approche modulaire utilisée dans des logiciels de génie chimique commerciaux tels que ProSimPlus®, AspenPlus®.

Les modèles choisis, développés et calés durant cette thèse ont été implémentés dans ce simulateur. Les coûts, les consommations énergétiques et l'état des flux (produits, utilités, coproduits) peuvent ainsi être prédits à chaque étape du procédé de production de farine de manioc, selon la conception et les réglages des opérations.

Mots-clés : Modélisation, simulation, séchage, filtration-consolidation, computer-aided engineering (CAE), procédés agroalimentaires, manioc.

Abstract

Cassava flour producers express a need for assistance in designing and operating more energy-efficient and thus more profitable units. A process simulator would be an effective tool to meet this demand. However, no existing tool allows to simulate this process. More generally, no commercial multi-product, multi-operations simulator is available for food matrices. This is mainly due to the lack of process models and generic properties. This work contributes to the development of multi-products, multi-operations, multi-technologies agri-food process simulators, based on a concrete case : cassava flour. The simulator developed takes into account the local context in which the simulated process takes place.

The models needed to simulate cassava flour processing were first defined. Multi-products first-principal models were selected from the literature and adapted to cassava for the dehydration operations (filtration-consolidation and diffusive-convective drying). They are based on models of product properties, some of which are essential but unavailable in the literature for cassava (e.g. diffusivity, specific filtration resistance). In order to be as generic as possible, these property models were identified on measurements made under multiple experimental conditions and on multiple cassava forms (origin, geometry, level of processing). The other models (costs, manual and fragmentation operations) were deduced from data collected or measured in the field.

A process simulator at the scale of the processing unit was developed. Aiming to be accessible to multiple actors, it was developed in Python, an open source language. In addition, it is intended to be a functional foundation, into which elements (operations, products, criteria) can be easily added. To this end, it has been developed according to a modular approach used in commercial chemical engineering software such as ProSimPlus®, AspenPlus®.

The models chosen, developed and fitted during this thesis have been implemented in this simulator. The costs, energy consumption and the state of the flows (products, utilities, coproducts) can thus be predicted at each stage of the cassava flour production process, depending on the design and settings of the operations.

Keywords : Modeling, simulation, drying, filtration-consolidation, computer-aided engineering (CAE), agri-food processes, cassava.

Remerciements

"Bien qu'assurée de ne pas savoir comment exprimer la reconnaissance que j'éprouve" [1], j'aimerais remercier toutes les personnes qui ont fait de cette thèse une expérience si riche sur les plans scientifique, professionnel et personnel.

Je remercie en premier lieu mon encadrement de thèse pour la confiance accordée et la pédagogie déployée. Arnaud, un merci particulier pour toutes ces connaissances sur les contextes dits "Sud" que tu m'as transmises avec passion. Francis, merci pour les nombreuses connaissances et compétences transmises, notamment en simulation et séchage. Je te remercie également pour ton soutien et appui dans mes réflexions sur mon avenir professionnel et ma recherche d'emploi. Finalement, merci à vous deux de m'avoir choisie comme doctorante, me permettant de réaliser ce petit rêve inavoué qu'était pour moi la thèse.

Je remercie Catherine Bonazzi, Patricia Arlabosse, Ludovic Montastruc et Jean-Philippe Steyer, membres du jury. Merci pour le temps et l'énergie consacrés à l'évaluation de ce travail, pour vos questions et remarques, ainsi que pour votre bienveillance.

Je remercie également Catherie Faur, Patrick Sébastian et Michel Rivier, membres de mon comité de suivi de thèse, d'avoir veillé au bon déroulement de cette thèse.

Je remercie le Cirad et le programme de recherche racines, tubercules et aux bananes du CGIAR d'avoir financé cette thèse.

Je remercie également les nombreuses personnes ayant contribué à la production des résultats présentés.

Ce travail n'aurait pas été le même sans une solide équipe technique. Je tiens donc à remercier Jean-Paul Fleuriot pour ses talents de mécanicien et bricoleur, d'abord mis à contribution pour la construction de la cellule de compression, puis à chaque problème rencontré dans mes expérimentations. Un grand merci également pour tes qualités humaines et ta bonne humeur. Je remercie également Charlotte Delpech pour son appui dans la mise en place des expérimentations. La cellule de compression n'aurait pas vu le jour sans Eric Martin, Charlène Lancement et Patrice Thaunay. Merci à vous. Je remercie également Julien Ricci, Romain Domingo, Jean-Paul Danflous et Emilie Ruiz pour leur aide.

La contribution de plusieurs stagiaires à ce travail est notable. Alisià Durando, Simone Cavalera, Solène Lopez et Constance Lepaumier, je vous remercie sincèrement pour votre implication, la qualité de votre travail, et vos qualités humaines. Travailler avec vous a été un vrai plaisir.

Je suis également reconnaissante aux nombreux chercheurs s'étant impliqués dans ce travail. Un merci particulier à Christelle Wiesniewski et Jean-Michel Méot pour leur précieuse aide et leur expertise. Je remercie également Guillaume Delaplace de m'avoir si bien accompagnée dans le développement d'un modèle par analyse dimensionnelle, bien qu'il n'ait pu aboutir. Mes sincères remerciements aux chercheurs de l'équipe qui ont répondu à mes

1. Les citations commencent déjà ! Difficile pour moi de trouver les mots justes sur cette sensation... J'ai donc emprunté ceux d'Hisham Matar, dans ses remerciements pour *La terre qui nous sépare*.

nombreuses questions, notamment Thierry Tran, Martial Madoumier, Michel Rivier, Michèle Delalonde, Thierry Ruiz, Erica Siguemoto et Dominique Dufour.

Je remercie les personnes qui ont rendu possible mes missions au Bénin, et celles qui les ont rendues si riches. Je remercie ainsi Dominique Dufour, Michel Rivier, Alexandre Bouniol ; Pr. Akissoé et son équipe, particulièrement Laurent Adinsi ; les sociétés Racines et Alitech ; ainsi que les transformatrices de Kétou. Je souhaite appuyer mes remerciements à l'ensemble des personnes d'Alitech, et particulièrement M. et Mme Monteiro, Bérénice, Arnaud, Euphrasie, Marius, Julien et Pacôme pour leur accueil, leur confiance et leur coopération. Mes sincères remerciements également à Emeline Fassinou pour son implication, sa contribution aux analyses, mais également à ma compréhension du fon et de la culture béninoise.

Je remercie également Cathy Méjean, Anaïs Gribonval et Anaïs Novi pour leur aide dans la préparation des missions et dans les bien nombreuses tâches administratives.

Je remercie Léo Maisonneuve d'avoir mis ses compétences en informatique, sa pédagogie, son écoute, sa patience et son temps libre au service du développement du simulateur et de mon apprentissage de python. Un merci infini pour ton amitié aussi, évidemment !

Je remercie l'ensemble de l'équipe 3 de l'UMR Qualisud. Merci pour votre accueil, ces trois années partagées, et tout ce que vous m'avez appris. J'adresse des remerciements particuliers et tout personnel aux Charlène, à Erica, Charlotte et Camille. Charlène et Charlène, les nombreux moments partagés dans mon début de thèse ont été un vrai bonheur. Erica, tu as été une voisine de bureau d'exception ! Merci pour tes qualités humaines rares et ton précieux soutien. Charlotte, Camille, je n'ai pas la place d'exprimer ici toute ma reconnaissance. Alors simplement, merci d'avoir été les meilleures copines de thèse dont j'aurais pu rêver. Vous avez été de vrais rayons de soleil.

Pour finir, je remercie mes proches, famille et amis. Je ne peux pas tous vous citer mais vous vous reconnaîtrez dans ces lignes, je n'en doute pas. Je vous remercie d'être là, toujours, de m'avoir tant appris, tant fait grandir. Comme l'a dit l'un de vous, vous êtes des pépites. Un merci particulier à ma famille, mes parents, de m'avoir toujours encouragée et soutenue.

Valorisation des résultats

Articles scientifiques

van der Werf, L., Chapuis, A., and Courtois, F. (2022). A global sorption equation for raw and processed cassava based on a review and compilation of sorption properties. *Drying Technology*, 40(16) : 3661–3674.

van der Werf, L., Chiadò Rana, A., Chapuis, A., Delpech, C., Wisniewski, C., and Courtois, F. (2023). Experimental study and modelling of a filtration–consolidation step : Towards the development of a design tool for cassava dewatering. *Journal of Food Engineering*, 342 :1-12.

Communication orale dans un congrès

van der Werf, L., Chiadò Rana, A., Chapuis, A., Delpech, C., Wisniewski, C., and Courtois, F. (2022). Caractérisation et modélisation du comportement du manioc en filtration-compression en vue d'améliorer sa déshydratation. In *18ème congrès de la Société Française de Génie des Procédés*, Toulouse, France. SFGP.

Communication par poster dans un congrès

van der Werf, L., Chapuis, A., and Courtois, F. (2022). Vers un outil de simulation de procédés pour l'aide à la conception. Application à la farine de manioc. In *18ème congrès de la Société Française de Génie des Procédés*, Toulouse, France. SFGP.

Clés de lecture

Cette thèse est articulée en 6 chapitres. Un premier chapitre introduit le contexte scientifique et de terrain dans lequel s'inscrit ce travail. 4 chapitres présentent ensuite les principaux résultats. Ils peuvent être lus indépendamment. Les trois premiers contiennent des articles, publiés et rédigés en anglais ou voués à être publiés. Le quatrième rassemble et complète les résultats de ces premiers chapitres. Finalement, un dernier chapitre conclut ce travail et présente les principales perspectives.

Table des matières

1 Introduction générale **15**

1.1 Enjeux autours de la conception d'unités de production de farine de manioc . 15

1.1.1 Les racines de manioc : un produit stratégique, majoritairement transformé . . . 15

1.1.2 Analyse d'unités de production de farine : une déshydratation critique 17

1.2 Aide à la conception basée sur des simulateurs de procédé : intérêt, outils existants et verrous scientifiques . . . 21

1.2.1 Concevoir un procédé, un processus complexe . . . 21

1.2.2 Modélisation en génie des procédés . . . 22

1.2.3 Des outils de simulation peu développés en agroalimentaire . . . 26

1.3 Stratégie et objectifs . . . 27

2 Propriétés du manioc **30**

2.1 Introduction . . . 30

2.2 Propriétés thermiques . . . 30

2.2.1 Capacité calorifique massique . . . 31

2.2.2 Conductivité . . . 32

2.3 Diffusivité de l'eau dans le manioc . . . 33

2.4 A global sorption equation for raw and processed cassava based on a review and compilation of sorption properties . . . 35

2.4.1 Introduction . . . 37

2.4.2 Review of the literature . . . 38

2.4.3 Discussion . . . 41

2.4.4 Conclusion . . . 51

3 Filtration-consolidation **54**

3.1 Introduction . . . 56

3.2 Materials and methods . . . 57

3.2.1 Cassava mash . . . 57

3.2.2 Compression dewatering experiments . . . 59

3.2.3 Modelling of compression dewatering . . . 60

3.3 Results and discussion . . . 64

3.3.1 Overall performance . . . 64

3.3.2 Modelling . . . 68
3.4 Conclusion . . . 74
3.5 Résultats complémentaires . . . 77

4 Séchage **79**
4.1 Introduction . . . 81
4.2 Modèle de séchage diffusif-convectif . . . 83
4.3 Matériels et méthodes . . . 84
4.3.1 Produits étudiés . . . 84
4.3.2 Mesure des cinétiques de séchage . . . 85
4.3.3 Mesure de la géométrie des produits étudiés . . . 88
4.3.4 Propriétés et paramètres nécessaires à la modélisation . . . 90
4.3.5 Simulation et identification de la diffusivité effective . . . 92
4.4 Résultats et discussion . . . 92
4.4.1 Analyse des cinétiques expérimentales . . . 94
4.4.2 Modélisation . . . 96
4.4.3 Discussion générale . . . 102
4.5 Conclusion . . . 104

5 Simulation à l'échelle de l'unité de transformation **107**
5.1 Introduction . . . 108
5.2 Structure du simulateur . . . 110
5.2.1 Modularité . . . 110
5.2.2 Accessibilité . . . 111
5.3 Stratégie de choix, de calage et de développement des modèles . . . 113
5.3.1 Modèles d'opérations unitaires . . . 113
5.3.2 Modèles de propriétés . . . 115
5.3.3 Modèles de coûts . . . 116
5.4 Cas applicatif : farine de manioc en Afrique subsaharienne . . . 117
5.4.1 Objectifs du simulateur . . . 118
5.4.2 Modèles implémentés . . . 118
5.4.3 Simulation de scénarios de conception . . . 126
5.5 Discussion : modularité et généricité du simulateur développé . . . 129
5.5.1 Ajout d'un produit . . . 129
5.5.2 Ajout d'une opération unitaire . . . 130
5.5.3 Ajout d'une technologie . . . 130
5.5.4 Modification de la chaîne d'opérations unitaires . . . 131
5.5.5 Passage d'une simulation en continu à batch . . . 131
5.5.6 Ajout d'un indicateur . . . 132
5.5.7 Changement de contexte local . . . 132
5.6 Conclusion . . . 133

6 Conclusion et perspectives **136**

Bibliographie **139**

Annexes **155**

Table des figures

1.1 Diagramme des 3 voies de transformation des racines en farines non toastées effectuées dans des unités béninoises. 18
1.2 Photographies des étapes de production de farine de manioc dans deux unités béninoises. 19
1.3 Illustration de la multitude de conceptions possibles pour une opération unitaire, une unité de transformation ou une filière. 22
1.4 Échelles considérées en génie des procédés. Schéma adapté de Truong-Meyer (2009). 23

2.1 Starch adsorption (Ad> : full triangles) and desorption (<De : empty triangles) isotherms at 25 – 30°C. 42
2.2 Cassava desorption (<De) isotherms at 25 – 30°C and reference sorption isotherms for starch. 42
2.3 Comparison of adsorption (Ad>) and desorption (<De) isotherms of cassava products at 40°C. 44
2.4 Heat of adsorption (Ad>) and desorption (<De) for cassava products. With SD, CD, RD respectively sun dried, cabinet dried, and rotary dried fermented flour. 46
2.5 Desorption and adsorption isotherms of cassava products with whole (solid lines) and partially destructured cells (dotted lines) at 30°C. With SD, CD, RD fermented flour respectively sun dried, cabinet dried and rotary dried. . . 49
2.6 Generic ad- and desorption isotherms of cassava products (obtained by fitting measurements made by 17 authors). 51
2.7 Generic heat of sorption of cassava products compared to the latent heat of vaporization of free water. 52

3.1 Schematics of the filtration-consolidation lab scale pilot. 60
3.2 Mash moisture content at the end of the consolidation (X_{cake_∞}) as a function of the applied pressure P. 65
3.3 Effect of the operating conditions on the dewatering kinetics. 66
3.4 Particle size distribution of rasped cassava mash before dewatering. 67
3.5 Comparison of an experimental data set with selected consolidation models. . 69
3.6 Compression dewatering kinetics. 70

3.7 Focus on the first part of cassava mash dewatering kinetics. 71
3.8 Characteristics of cassava mash in filtration and consolidation : relation to pressure. 76
3.9 Cinétique de déshydratation obtenue dans une seconde cellule de filtration-consolidation. 77

4.1 Photographies des produits étudiés. 85
4.2 Schémas des séchoirs pilotes. 87
4.3 Granulométrie de racines râpées, pressées, désagglomérée (#G) après séchage. 90
4.4 Effet du niveau de transformation sur les cinétiques de séchage du manioc. . . 94
4.5 Effet de la direction de l'air sur le séchage des racines râpées, pressées, désagglomérées (#G). 97
4.6 Diffusivités effectives équationnelles identifiées sur les cinétiques des lots #B, #G//, considérés respectivement comme un cylindre infini et une plaque infinie ; et sur l'amidon, composé majoritaire du manioc (Aryee et al. (2006)), définie par Karathanos (1990). 99
4.7 Simulation de la cinétique de séchage des particules de #G⊥ entre le début du séchage et le premier point de la cinétique expérimentale. 99
4.8 Validation du modèle dans l'ensemble des conditions expérimentales considérées, avec la diffusivité effective identifiée sur les cylindres de racines brutes #B. 101

5.1 Illustration de la multitude de conceptions possibles pour une opération unitaire, une unité de transformation ou une filière. 108
5.2 Schéma bloc du simulateur développé. 111
5.3 Schéma de la structure du code du simulateur. 112
5.4 Captures d'écran de l'interface du simulateur. 113
5.5 Schéma bloc d'un modèle d'opération unitaire. 114
5.6 Diagramme des procédés de production de farine simulés, présentant le type de modèle utilisé pour chaque opération. 118
5.7 Fonction de coût : exemple de l'équipement de râpage. 125

A.1 Validation du modèle sur l'ensemble des cinétiques de séchage mesurées sur les lots #B, #G⊥, #G//, utilisant les diffusivités effectives identifiées. 157

B.1 Schéma du séchoir à claies simulé. 158
B.2 Schéma bloc du séchoir à claie simulé. 161
B.3 Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 0,9\ kg; \tau = 50\%; v_a = 1,8\ m/s$. 168
B.4 Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 0,9\ kg; \tau = 90\%; v_a = 1,8\ m/s$. 169
B.5 Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 3,4\ kg; \tau = 90\%; v_a = 1,8\ m/s$. 170

C.1 Schéma du générateur d'air chaud. 171
C.2 Schéma du modèle du générateur d'air chaud. 174

C.3 Schéma de la structure du simulateur du générateur d'air chaud. 176
C.4 Schéma de l'arrangement en quinconces du faisceau de tubes (Rivier et al. (2015)). 181

Liste des tableaux

2.1 Capacité calorifique du manioc anhydre. 32
2.2 Conductivité thermique du manioc. 33
2.3 Diffusivité effective de l'eau dans le manioc (D_{eff}). 33
2.4 Sorption isotherm equations for cassava. 39
2.5 Data used for the cassava heat of sorption model ($J.kg^{-1}$). 41
2.6 Importance of net heat of sorption of cassava products. 47
2.7 Parameters of a generic model of the cassava sorption isotherm. 50

3.1 Preparation and use of the three batches of cassava roots. 59
3.2 Correlations between the intrinsic characteristics of the product in filtration-consolidation and the applied pressure (Tarleton and Wakeman (2006)). . . . 63
3.3 Product properties and parameters used in the filtration and consolidation models - origin and values. 64
3.4 Errors between model and experiments. 69
3.5 Summary of all experiments. 72

4.1 Résumé des cinétiques de séchage effectuées. 88
4.2 Propriétés du produit et coefficients de convection. 93
4.3 Paramètres de l'équation de diffusivité effective 98
4.4 Validation du modèle : erreur sur X entre les cinétiques expérimentales et simulées. 100

5.1 Contexte local défini pour les simulations présentées en section 5.4.3 : un cas béninois. 116
5.2 Variables de conception (C) et de réglage (R) des opérations unitaires 119
5.3 Perte de matière sèche (MS) à chaque opération unitaire. 120
5.4 Equipements de fragmentation disponibles dans le simulateur. 121
5.5 Propriétés physiques du manioc implémentées. 123
5.6 Productivité de la main d'œuvre (kg/h/opérateur) utilisée pour le calcul des OPEX, mesurée dans une unité de transformation au Bénin. 124
5.7 Fonctions de coût estimées à partir de données collectées auprès d'équipementiers béninois, nigérians et congolais. 125

5.8 Principales variables associées aux flux prédites par le simulateur pour un scénario de conception utilisant les variables présentées en table 5.2, dans le contexte local décrit en table 5.1. 128
5.9 Coûts, performances, nombre d'équipements et d'opérateurs calculés par le simulateur pour un scénario de conception utilisant les variables présentées en table 5.2, dans le contexte local décrit en table 5.1. 129

A.1 Data for sorption isotherm models of starches. 155
A.2 Data for sorption isotherm models of cassava products. 156

B.1 Propriétés physiques du manioc utilisées dans le modèle. 161

C.1 Caractéristiques des flux pour lesquelles le modèle est valide. 173

Chapitre 1

Introduction générale

1.1 Enjeux autours de la conception d'unités de production de farine de manioc

1.1.1 Les racines de manioc : un produit stratégique, majoritairement transformé

Atouts et importance de la culture de manioc

Le manioc est un arbuste vivace cultivé dans les régions tropicales et subtropicales. Il présente de nombreuses qualités : un rendement agronomique élevé, une bonne résistance au stress hydrique, et une capacité à pousser dans des sols pauvres (Cock (1985)). De plus, ses racines, composées principalement de 93% base sèche (b.s.) d'amidon, 2% b.s. de fibres, et 3% b.s. de protéines Aryee et al. (2006), constituent une source nutritionnelle essentielle dans certaines régions (Trèche (1995)).

Ces qualités agronomiques et nutritionnelles en font une culture importante (9ème culture mondiale (FAOstat (2021))), ainsi qu'un vecteur de sécurité et de souveraineté alimentaire. Accompagnant l'accroissement de la population et la quête de souveraineté alimentaire, la production mondiale de racines de manioc est croissante (FAOstat (2021)). Ainsi, en Afrique, qui produit 63% de la production mondiale, elle a augmenté de 61% entre 2009 et 2019 (FAOstat (2021)). De plus, dans le contexte actuel de crise climatique et politique fragilisant la sécurité alimentaire de certaines régions, une volonté d'accroître d'avantage cette production semble présente (Mouillaud (2022)).

Néanmoins, les racines de manioc présentent deux inconvénients majeurs : leur faible durée de conservation et la toxicité de certaines racines.

Inconvénients des racines palliés par leur transformation

Certaines racines contiennent des composés cyanogéniques dans des proportions les rendant toxiques et généralement amères (Chiwona-Karltun et al. (2004)). Ces composés peuvent être dégradés par un processus enzymatique déclenché et favorisé par des opérations telles que la fragmentation, la fermentation, le toastage ou le séchage (Padmaja (1995); Montagnac

et al. (2009); Panghal et al. (2019)). Leur taux de dégradation dépend du type d'opération effectué et de leur mise en œuvre (e.g. temps de fermentation, Panghal et al. (2019)). Les transformateurs se basent généralement sur leur goût, à travers leur reconnaissance de l'amertume des produits toxiques, pour choisir les opérations à mettre en œuvre. Leur expertise semble généralement suffisante pour conduire une transformation menant à un produit détoxifié (Chiwona-Karltun et al. (2004)). Ainsi, la toxicité des racines semble maîtrisée dans les populations les consommant régulièrement.

Par ailleurs, la durée de conservation des racines est faible. Or, la récolte des racines est souvent saisonnière et éloignée des agglomérations où se trouve une part importante et croissante des consommateurs. La fermentation et/ou la déshydratation des racines, allongeant leur durée de conservation, semble alors souvent nécessaire.

Finalement, la transformation des racines de manioc peut allonger leur durée de conservation et limiter leur toxicité. Elles est donc souvent nécessaire à leur consommation. L'augmentation de la production de racines de manioc (section 1.1.1) devrait ainsi être accompagnée d'une augmentation des capacités de transformation. Par ailleurs, un point de vocabulaire s'impose ici : dans la suite de ce texte, comme dans la littérature, le terme manioc peut désigner la plante entière comme sa racine.

Voies de transformation courantes

Les racines de manioc suivent de multiples voies de transformation. Elles mènent principalement à des produits destinés à l'industrie, l'alimentation humaine ou animale. Comme Howeler (2012), nous différencions ces produits en 4 catégories : (1) l'amidon extrait des racines, (2) les racines entières transformées pour l'alimentation humaine, (3) les cossettes séchées destinées à l'alimentation animale et (4) les résidus de ces transformations destinés à l'alimentation animale.

L'amidon, principal composé du manioc (Aryee et al. (2006)), est extrait, séché, puis utilisé dans l'industrie (e.g. colles, extraction d'alcool, etc) ou l'alimentation humaine (Howeler (2012)). Cette production est majoritairement effectuée dans des usines de taille importante en Asie et en Amérique latine (e.g. Sriroth et al. (2000); Demiate and Kotovicz (2011)). En Amérique latine, il peut également être fermenté (Chuzel et al. (1995)). Actuellement peu produit en Afrique, la production d'amidon semble néanmoins présenter une voie de valorisation pertinente dans certains contextes (Tonukari (2004)).

Les racines sont majoritairement transformées pour l'alimentation humaine (Karim et al. (2009)). La majeure partie de ces transformations est effectuée en Afrique dans des unités artisanales (Westby (2002); Vernier et al. (2018)). Dans ces unités de faible capacité, la transformation est principalement manuelle. Les noms des produits et quelques spécificités de la transformation diffèrent selon les zones (Westby (2002); Howeler (2012)). Néanmoins, ils semblent pouvoir être différenciés en trois catégories : les pâtes fermentées, les produits roulés et les farines. Les pâtes fermentées ne sont pas séchées. Les produits roulés et farines peuvent être fermentés ou natifs, séchés ou frais.

Des cossettes séchées sont également produites pour l'alimentation animale, principale-

ment en Chine et en Thaïlande (FAOstat (2021)).

Une partie des résidus de ces transformations (e.g. fibres dans la production d'amidon et peaux) peuvent être utilisés pour l'alimentation animale, la production de champignon, ou compostées (Howeler (2012)).

Finalement, plusieurs de ces voies de transformation présentent des opérations communes : parage, fragmentation, fermentation, déshydratation.

Une volonté d'accroitre la production de farine de manioc en Afrique Sub Saharienne

Nous avons vu que l'augmentation de la production de racines est particulièrement forte en Afrique, où elles sont majoritairement transformées artisanalement en pâtes fermentées, produits roulés et farines. La capacité de transformation de ces unités, ainsi que le nombre d'unités, devraient donc augmenter.

Une attention particulière est portée à la farine de manioc qui pourrait être un vecteur de souveraineté alimentaire pour certains pays, en étant substituée à la farine de blé importée. Par exemple, le gouvernement nigérian souhaite obliger l'inclusion de farine de manioc dans les pains (Taiwo (2006)). Cette volonté semble renforcée par les crises climatiques et politiques actuelles (e.g. suite à la guerre en Ukraine, Mouillaud (2022)).

La mise en œuvre de cette volonté devrait être accompagnée d'une augmentation du nombre d'unités, une montée en échelle des unités de transformation actuelles et un intérêt croissant pour l'optimisation de ces unités. Or, à l'échelle artisanale, comme industrielle, les transformateurs semblent rencontrer des problèmes limitant la viabilité et la capacité de production des unités. Afin d'illustrer et analyser les problèmes rencontrés, le fonctionnement d'une unité de transformation artisanale et une industrielle a été analysé. De par les partenariats existants dans l'UMR et le contexte politique des pays producteurs, deux unités béninoises ont été choisies. Leur fonctionnement et les problèmes rencontrés sont résumés ci-après.

1.1.2 Analyse d'unités de production de farine : une déshydratation critique

Unité artisanale

Une unité artisanale, comme il semble en exister de nombreuses, a été visitée. Elle est constituée d'un groupement de femmes se rassemblant pour transformer des racines de manioc en une farine traditionnelle, nommée *lafun*. La transformation est effectuée dans la cour d'une maison, dans la région rurale de Kétou, Bénin, à la frontière Nigériane.

La transformation est effectuée en batch et principalement manuellement (figure 1.2a). Ponctuellement, une transformatrice achète un lot de l'ordre de 200 kg de racines à un agriculteur de la zone. Les racines sont alors transformées par le groupement. Elles sont parées, lavées, fermentées par rouissage (i.e. plongées dans l'eau durant 48h), pressées, ouvertes en

deux manuellement puis séchées au soleil durant 3-5 jours. Les équipements utilisés sont simples : des bacs en plastique pour la fermentation, une presse à vis manuelle, et des plateformes en bois pour le séchage (figure 1.2a). Les racines séchées sont vendues sur le bord de la route, principalement à des nigérians. Les acheteurs vont ensuite les faire moudre par un meunier pour obtenir une farine. De nombreux meuniers sont installés dans les villes et villages, broyant généralement en continu du maïs et du manioc.

Le **principal problème** relevé par les transformatrices est le manque de clients. Elles cherchent d'autres marchés que celui de la vente directe. Par ailleurs, le séchage est problématique. La récolte (et donc la transformation) du manioc est majoritairement effectuée durant la saison des pluies. Le séchage étant solaire, il est, certains jours, incompatible avec les conditions climatiques. Un séchoir pourrait palier à ce problème. Néanmoins, il leur semble actuellement inaccessible financièrement et techniquement. En effet, elles ont une capacité d'investissement et un accès au crédit limités. De plus, les séchoirs ne semblent pas couramment conçus dans cette zone, et ainsi difficiles d'accès.

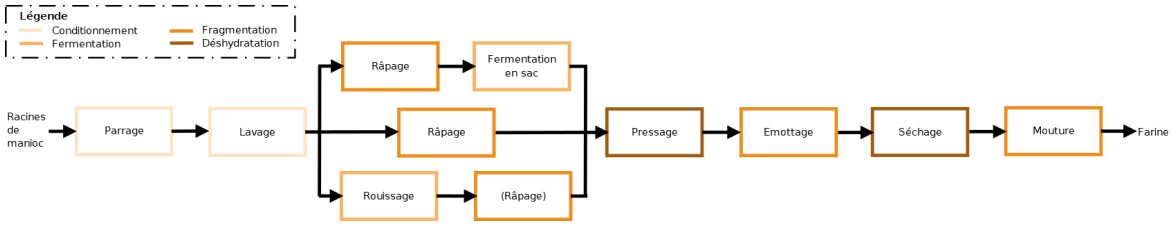


FIGURE 1.1 – Diagramme des 3 voies de transformation des racines en farines non toastées effectuées dans des unités béninoises.

Unité industrielle

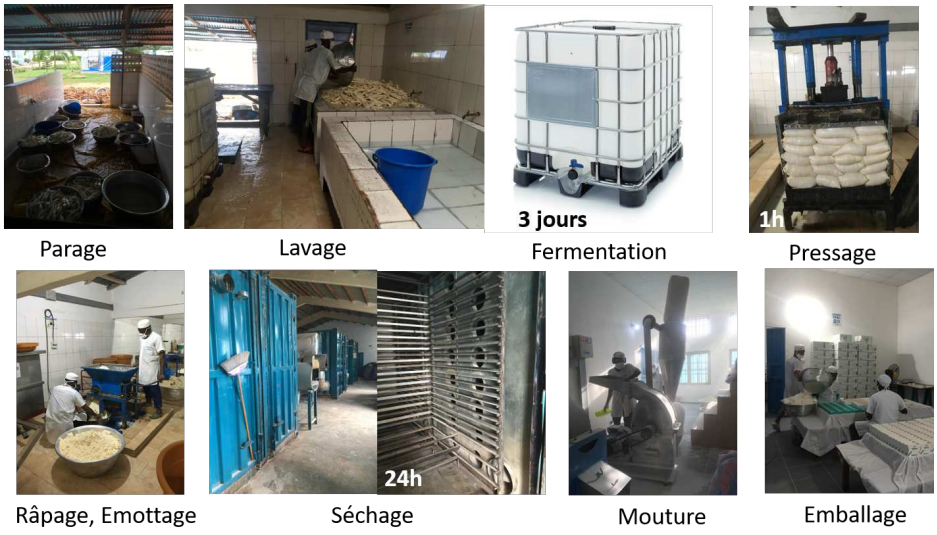
Une unité industrielle multi-produits a également été analysée. Transformant autours de 400 tonnes de matière par an, elle est, à notre connaissance, une des plus grandes unités de transformation alimentaire du Bénin. Située à Calavi, en zone périurbaine, elle exporte ses produits à une société française.

Selon la saison, manioc, plantain, patate douce ou igname sont transformés, principalement en différents types de farines. Plusieurs opérations, et donc équipements, sont communs à la transformation de ces matières. Dans le cas du manioc, les voies de transformations possibles sont schématisées en figure 1.1. Des photographies des étapes de transformation sont présentées en figure 1.2b. Les équipements ont été fabriqués localement, sauf le moulin, importé du Nigeria. Les séchoirs, peu disponibles chez les équipementiers, ont été co conçus par le fondateur de l'unité et des équipementiers locaux.

La transformation est effectuée par batch (de 1 à 3 t pour le manioc). Des lots de matière première arrivent quasi quotidiennement. Le lot entier subit ensuite les opérations successives du parage au séchage. Le produit séché est stocké. Le broyage et le conditionnement sont effectués indépendamment des autres opérations, en continu.

Le **principal problème** relevé par les gérants de la société est le coût de transformation élevé, limitant leur accès au marché local occupé par des produits transformés artisanale-

(a) Unité artisanale, Kétou, Bénin, 2022.



(b) Unité industrielle, Abomey-Calavi, Bénin, 2022.

FIGURE 1.2 – Photographies des étapes de production de farine de manioc dans deux unités béninoises.

ment, à bas coût. Ces coûts sont fortement corrélés à la consommation énergétique élevée du séchage. De plus, le séchage est long (19-28h) et les séchoirs peu instrumentés. Les opérateurs doivent donc travailler la nuit afin de s'assurer que le produit ne brûle pas. Par ailleurs, ce manque d'instrumentation implique un moindre contrôle de l'évolution de la qualité du produit durant le séchage. En effet, à des températures élevées, surtout en début de séchage, l'amidon contenu dans le manioc peut gélatiniser. La farine produite n'est alors plus panifiable et sa commercialisation limitée.

Une analyse du fonctionnement des séchoirs souligne que ces problèmes pourraient être en partie résolus en améliorant leur conception. La conception de presses plus performantes limiterait le séchage, réduisant également les coûts de transformation. Néanmoins, leur capacité

d'investissement et l'accès au crédit sont limités. De plus, à leur connaissance, des séchoirs plus performants, construits localement, ne sont pas disponibles. Finalement, les fondateurs de l'unité soulignent le besoin d'appui qu'ils ont rencontré, sans trouver de réponse, lors de la conception de l'unité et plus spécifiquement des séchoirs.

Ils signalent également un approvisionnement en matières premières difficile et au coût élevé et variable, notamment à cause de leur localisation en milieu périurbain. Par ailleurs, le travail des opérateurs est pénible. Ceci est notamment lié aux positions peu ergonomiques adoptées (notamment lors de l'épluchage et du pressage), au poids porté lors des transferts de produits entre les opérations, et au travail de nuit pour certains.

Il est précisé que les problèmes rencontrés dans ces deux unités semblent communs à de nombreuses unités de transformation d'après des chercheurs ayant analysé d'autres unités.

Problématique ciblée dans la présente étude

Les unités de production de farine de manioc artisanales comme industrielles semblent rencontrer des problèmes à l'échelle du produit (e.g. qualité organoleptique), de l'opération unitaire (e.g. conception/conduite du séchage), de l'unité de transformation (e.g. coûts) et de la filière (e.g. accessibilité du marché). L'augmentation de la production de farine de manioc devrait ainsi être accompagnée d'un besoin croissant de solutions à ces problématiques. De plus, des unités industrielles devraient se développer.

Nous proposons d'aider à concevoir, régler et conduire ces unités industrielles. Nous nous concentrons sur la problématique majeure relevée : les coûts de transformation élevés, fortement impactés par la conception et la conduite des opérations de déshydratation. Nous travaillons donc à l'échelle de l'unité de transformation et portons une attention particulière à la déshydratation. Une conception préliminaire des équipements de l'unité pourrait être proposée, permettant d'estimer leurs coûts, rendement et dimensions approximatives. La définition des dimensions précises, matériaux, etc, requiert une étape de conception supplémentaire, dite détaillée.

Dans le cadre de la présente étude, nous avons ciblé cette problématique. Néanmoins, une perspective intéressante serait d'intégrer d'autres problématiques, à d'autres échelles (e.g. qualité du produit, structure de la filière), sur d'autres produits. Ceci contribuerait à apporter une réponse plus globale aux problèmes rencontrés par les transformateurs de manioc, mais aussi à d'autres industriels, transformant d'autres aliments (e.g. Lambert et al. (2016)). La stratégie proposée est développée en tenant compte de cette perspective.

1.2 Aide à la conception basée sur des simulateurs de procédé : intérêt, outils existants et verrous scientifiques

1.2.1 Concevoir un procédé, un processus complexe

Concevoir un procédé nécessite d'effectuer un nombre de choix importants, illustrés en figure 1.3. En effet, plusieurs filières peuvent transformer une même matière première en un même produit fini, les transporter et distribuer. Ces filières incluent une ou des unités de transformation. Ces unités peuvent présenter des enchaînements d'opérations unitaires différents. Chaque opération unitaire peut être mise en œuvre par différentes techniques, elles même mise en œuvre par différentes technologies. Afin de mettre en œuvre chaque technologie, des variables de conception et de réglages doivent être choisies. Le choix de ces opérations, technologies et variables mène à la conception préliminaire d'une unité. Les coûts, le rendement et le dimensionnement global des équipements peuvent alors être estimés. Une étape de conception détaillée doit ensuite être effectuée afin de définir la géométrie et les spécifications précises de chaque équipement et composant de l'équipement (e.g. raccords, tuyauterie).

La présente étude se concentre sur la conception préliminaire d'une unité de transformation (section 1.1.2). L'échelle de la filière et l'étape de conception fine de l'équipement sont exclues. Elles pourraient être considérées dans une étude à venir. Ainsi dans notre cas, la chaîne d'opérations unitaires, ainsi que la technique, la technologie, la conception et les réglages de chaque opération doivent être définis pour concevoir une unité. L'ensemble de ces choix de conception sera ici nommé scénario de conception.

Le scénario de conception choisi par le transformateur dépend notamment de ses attentes et du contexte local. Le transformateur pourrait par exemple prioriser un scénario favorisant la rentabilité, présentant un impact environnement faible, une moindre pénibilité pour les opérateurs, ou encore produisant un produit de haute qualité. Or, la rentabilité économique dépend, par exemple, des prix d'achat et de vente des produits et utilités, hautement dépendants de la zone d'implantation.

La définition d'un scénario de conception en adéquation avec les attentes du transformateur et le contexte local semble donc complexe. Elle peut être facilitée par des outils numériques, basés sur des simulateurs de procédés (Madoumier et al. (2019); Savouré (2021)). Un simulateur de procédé vise alors à prédire les caractéristiques des flux circulant entre les appareils (débit, teneur en eau, température, ...) et les attentes du transformateur, formalisées en critères de décision (coûts, impact environnemental, ...), selon le scénario de conception défini et le contexte local. Ce type de simulateur est la brique centrale d'un nombre important d'outils d'ingénierie assistée par ordinateur (Joulia (2008)). Ces simulateurs structurent et manipulent les données nécessaires à la simulation, à savoir principalement des modèles d'opérations unitaires et de propriétés des produits.

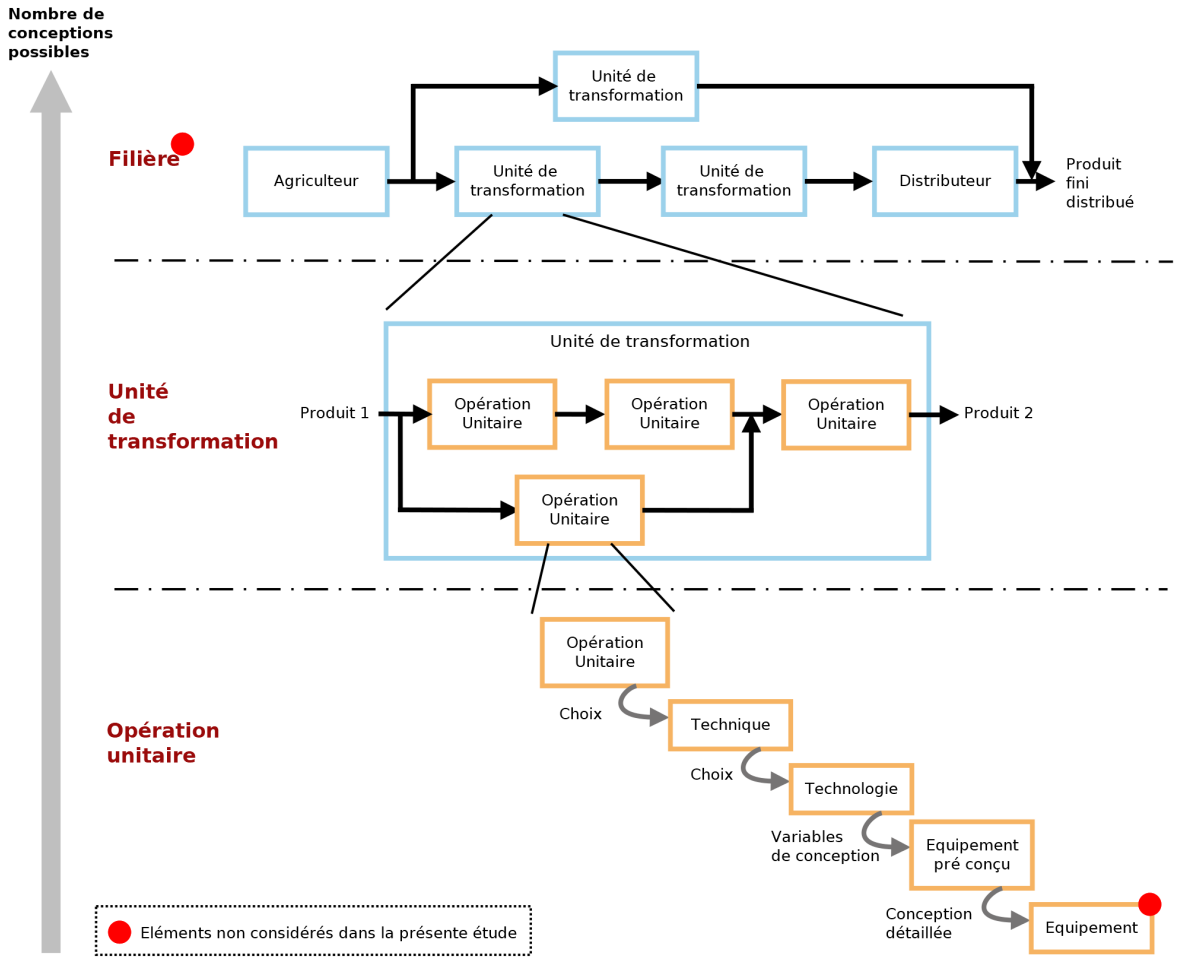


FIGURE 1.3 – Illustration de la multitude de conceptions possibles pour une opération unitaire, une unité de transformation ou une filière.

1.2.2 Modélisation en génie des procédés

Un modèle en génie des procédés est une représentation d'un système réel par un système d'équations. De multiples modèles peuvent représenter un unique système réel. Ici nous allons présenter différents types de modèles d'opérations unitaires et de propriétés. La présentation des avantages et inconvénients de chaque approche donne des indications sur le type de modèle adapté à chaque utilisation.

Modèles d'opérations unitaires

Plusieurs classifications d'opérations unitaires existent. Comme proposé par Datta (2008), nous les classons selon le point de départ de leur développement. Des modèles basés sur l'observation, basés sur la physique, et hybrides sont différenciés. Il existe en réalité un panel de modèles se situant à l'interface entre ces approches.

Un modèle développé en cherchant une structure mathématique représentant des observations expérimentales est dit **basé sur l'observation**. Il peut être défini notamment par des méthodes d'analyse statistique, d'analyse dimensionnelle, l'utilisation de réseaux de neu-

rones, ou encore par calage d'un polynôme sur les données expérimentales. Il présente les inconvénients de nécessiter de nombreuses données expérimentales et d'être peu extrapolable. Néanmoins, sa rapidité de développement et sa facilité de résolution en font un outil intéressant, notamment pour le contrôle de procédés (Truong-Meyer (2009)). De plus, ne nécessitant pas une compréhension physique fine des phénomènes mis en jeu, des systèmes complexes et peu connus peuvent ainsi être modélisés.

Au contraire, le point de départ du développement des modèles **basés sur la physique** est la loi physique universelle, et non la donnée expérimentale. Le modélisateur commence donc par assembler les lois physiques décrivant, selon lui, le système réel à modéliser. Le modèle ainsi défini est ensuite validé sur des expérimentations. Certains paramètres peuvent alors être identifiés. A l'inverse d'un modèle basé sur l'observation, il repose sur une compréhension fine des phénomènes et un nombre de données expérimentales réduit. Étant basé sur des lois physiques, il est un bon outil de capitalisation des connaissances. De plus, il est ainsi plus extrapolable et donc potentiellement utilisable dans de nombreuses applications (e.g. conception). Cependant, représenter l'ensemble des phénomènes impliqués par des lois physiques mène à des modèles complexes à résoudre, et donc difficilement utilisables. Dans beaucoup de modèles, une loi empirique ou une hypothèse se substitue donc à une loi physique (e.g. simplification des phénomènes hydrodynamiques par des invariants). Ces modèles, aussi nommés *first principal models* ou modèles phénoménologiques restent principalement basés sur des lois physiques (Truong-Meyer (2009)).

Des modèles dits **hybrides**, couplant des modèles développés selon ces deux approches peuvent également être définis. Ils peuvent ainsi représenter des phénomènes de transfert de chaleur et de matière (représentés par des modèles basés sur la physique), et des réactions chimiques ou des processus biologique moins connus (représentés par des modèles basés sur l'observation) (Truong-Meyer (2009)).

Par ailleurs, un même phénomène peut être représenté à différentes échelles, pouvant aller par exemple de l'opération unitaire à l'atome (figure 1.4). Des modèles à différentes échelles peuvent être couplés selon une approche dite multi-échelles. L'intérêt pour cette approche semble croissant en agroalimentaire. Ho et al. (2013) présentent ainsi dans leur revue de la littérature des travaux associant des modèles allant de l'échelle de l'opération (1-10^3 m) à l'échelle du polymère (10^{-9}-10^{-7}). Ces modèles multi-échelles présentent l'avantage de représenter finement des phénomènes, et l'inconvénient souvent associé, de nécessiter des temps de calcul importants. Ils ne semblent donc pas utilisés actuellement pour de la conception (Ho et al. (2013)).

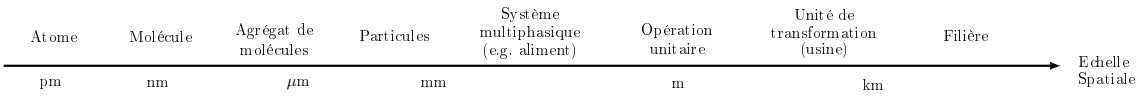


FIGURE 1.4 – Échelles considérées en génie des procédés. Schéma adapté de Truong-Meyer (2009).

Finalement, l'échelle à laquelle sont représentés les phénomènes, ainsi que le type de modèle (i.e. basés sur l'observation, la physique ou hybride) doivent être choisis. Par ailleurs,

décrire certains phénomènes subis par une matrice nécessite la connaissance ses propriétés. Des modèles d'opérations unitaires peuvent alors être basés sur des modèles de propriétés, dont l'accessibilité dépend fortement de la complexité des matrices.

Modèles de propriétés

De manière générale, la connaissance de la composition et de deux autres variables d'un fluide (e.g. température et pression) suffisent à estimer l'ensemble de ses propriétés en s'appuyant sur un serveur de propriétés physicochimiques (Joulia (2008)). Néanmoins, les propriétés de matrices plus complexes, comme les électrolytes, les polymères, les solides ou encore les systèmes biologiques, sont moins accessibles (Truong-Meyer (2009)). Leur définition nécessite de prendre en compte d'autres variables (e.g. géométrie), dont les effets sur les propriétés sont parfois peu connus. La présente étude portant sur des matrices biologiques, alimentaires, nous proposons de nous concentrer sur ces dernières.

Les matrices biologiques pouvant être électrolytiques, solides, contenir des polymères et des organismes vivants, leurs modèles de propriétés peuvent être particulièrement complexes à définir. Comme les modèles d'opérations unitaires, ils peuvent être basés sur l'observation ou la physique et être définis à différentes échelles (Gulati and Datta (2013)). Ces approches présentent les mêmes avantages et inconvénients que lorsqu'elles sont appliquées aux modèles d'opérations.

Le développement de modèles de propriétés basés uniquement sur la physique est relativement récent et encore peu appliqué en alimentaire (Gulati and Datta (2013); Ho et al. (2013)). Ceci serait lié au manque de connaissance sur les phénomènes impliqués, et au temps de calcul requis pour certains modèles (Ho et al. (2013)).

Des modèles phénoménologiques ou basés sur l'observation ont été d'avantage développés (Gulati and Datta (2013)). Ces modèles sont facilement utilisables. Néanmoins, ils nécessitent généralement un travail expérimental afin de choisir un modèle valide et identifier des paramètres. En effet, selon la matrice, une même propriété peut être décrite par différentes lois mathématiques, corrélant différentes variables (e.g. Zogzas et al. (1996)). Ceci limite l'accessibilité de modèles de propriétés génériques, i.e. multi-produits.

Finalement, pour les modèles d'opérations comme pour les modèles de propriétés, choisir la finesse de modèle adaptée n'est pas évident. Il semble néanmoins que ces choix peuvent être guidés par ces deux citations, reprises dans de nombreux travaux de modélisation :

— *Keep things as simple as possible, but not simpler.* attribuée à Albert Einstein

— *All models are wrong, but some are useful.* de George Box

Pour certaines applications, des critères de choix ont été formalisés afin d'aiguiller le modélisateur.

Cahier des charges d'un modèle destiné au dimensionnement préliminaire

Vernat et al. (2010) proposent quatre critères que devraient remplir un modèle utilisé dans un objectif de conception préliminaire, objet de la présente étude :

— `Parcimonie` : Le modèle doit être aussi simple que possible. Il présente alors un nombre de paramètres et un temps de calcul faibles.
— `Exactitude` : L'erreur entre les prédictions du modèle et les mesures expérimentales est faible.
— `Précision` : L'incertitude sur les prédictions du modèle est faible.
— `Spécialisation` : Le modèle est applicable dans de nombreuses configurations, i.e. peu spécialisé. Il peut alors être dit générique.

Ces critères sont également pertinents pour le choix des modèles de propriétés. Dans la suite du texte, les modèles répondant à ces critères sont nommés d'après l'acronyme formé par les critères de Vernat et al. (2010) : *PEPS*.

Un manque de modèles utilisables pour l'aide à la conception de procédés agroalimentaires

En agroalimentaire, peu de modèles d'opérations semblent répondre à ces critères (Madoumier et al. (2019)). En effet, ils sont généralement développés en vue de décrire et comprendre un phénomène (Madoumier et al. (2019)). Ils sont alors peu prédictifs, éventuellement peu parcimonieux et trop spécialisés. Ils peuvent, par exemple, être valides uniquement pour une matrice, et un équipement spécifique.

Des modèles *PEPS* sont néanmoins disponibles pour certaines opérations. Certains ont été développés en agroalimentaire, d'autres dans un domaine différent (e.g. modèle de consolidation développé en ingénierie des sols, appliqué sur des végétaux Shirato et al. (1979); Grimi et al. (2010)). Ces modèles sont souvent basés sur des propriétés des matrices.

Or, comme présenté ci-dessus, ces modèles de propriétés ne sont pas évidents à définir. En effet, un travail expérimental semble souvent nécessaire afin de choisir un modèle valide et d'identifier des paramètres. De plus, le niveau de généricité du modèle et des paramètres identifiés n'est pas évident. Ainsi, ils pourraient être valides pour une famille d'aliments (e.g. amylacées), ou un aliment spécifique (e.g. manioc), ou un aliment d'une seule origine (même variété, condition de culture, etc), ou à un niveau de transformation (e.g. râpé), etc.

Il est néanmoins souligné que les propriétés de certaines matrices peuvent être prédites plus simplement. En effet, leur estimation à partir de la composition et des modèles de propriétés des composants, appliquée sur les fluides en génie chimique a été validée sur certains fluides alimentaires (e.g. Choi and Okos (1986); Lambert et al. (2018); Madoumier et al. (2015)) pour des propriétés thermiques, géométriques (densité), thermodynamiques (tension de surface, point d'ébullition, équilibre de phase).

Finalement, il existe peu de cas pour lesquels les modèles d'opérations et de propriétés sont disponibles et directement utilisables en vue d'aider à la conception de procédés agroalimentaires.

1.2.3 Des outils de simulation peu développés en agroalimentaire

En **génie chimique**, des simulateurs de procédés commerciaux sont disponibles. Ils sont développés selon une approche orientée module ou orientée équation. Généralement, l'utilisation d'un simulateur développé en orienté équation nécessite un niveau d'expertise supérieure, l'utilisateur étant susceptible de devoir renseigner des équations spécifiques à son cas. Nous nous concentrerons ici sur l'approche modulaire, selon laquelle des simulateurs comme ProSimPlus® ou AspenPlus® ont été développés.

Les simulateurs modulaires sont principalement composés d'une librairie de modèles d'opérations unitaires reposant sur une base de données et un serveur de propriétés physico-chimiques, ainsi que de solveurs. Des outils de calcul d'indicateurs tels que des coûts peuvent également être associés (Joulia (2008)). L'utilisateur sélectionne les opérations qu'il souhaite simuler dans la librairie de modèles. Il renseigne les variables de conception et de réglage associées à chaque opération. Il les relie ensuite par des courants (matière, énergie) dont il renseigne certaines caractéristiques, nécessaires au calcul des propriétés des matières par exemple. La simulation est ensuite réalisée en résolvant successivement les modèles. Le procédé est ainsi simulé en continu.

Ces simulateurs commerciaux ont été développés pour des applications en génie chimique sur des fluides. Un grand nombre de modèles d'opérations unitaires et de propriétés sont disponibles dans ce domaine. Ainsi, ils permettent de tester de multiples scénarios de conception, à l'échelle du procédé et de l'opération unitaire, sur de multiples matrices fluides. Néanmoins, la simulation de matrices plus complexes ou de certaines opérations unitaires n'est pas possible, ou du moins pas simple dans ces simulateurs. Leur utilisation en agroalimentaire est donc limitée.

Des simulateurs de ce type ne sont pas disponibles, à notre connaissance, en **agroalimentaire**. Pourtant, l'intérêt porté à ce type d'outil en vue d'améliorer l'efficacité dans le processus de conception a été souligné par de nombreux acteurs (Halder et al. (2011)). Ainsi, actuellement, les sociétés industrielles importantes développent des simulateurs en interne. Certaines sociétés font appel à des consultants ou des développeurs de simulateurs de génie chimique afin d'adapter un logiciel existant, éventuellement en ajoutant un module spécifique. Finalement, beaucoup de sociétés semblent concevoir leur procédé sans simulation, par des méthodes plus proches de l'essai-erreur (Halder et al. (2011)). Ce manque de simulateurs peut en grand partie être expliqué par le manque de modèles utilisables pour l'aide à la conception, comme présenté en section 1.2.2. Une raison supplémentaire pourrait être la moindre attractivité financière de l'industrie agroalimentaire par rapport à l'industrie pétrochimique pour laquelle ces logiciels ont initialement été développés (Truong-Meyer (2009); Halder et al. (2011)).

Dans le milieu académique, des outils d'aide à la conception basés sur des simulateurs de procédés agroalimentaires ont déjà été développés à l'échelle de l'équipement (e.g. Raffray (2014)), du couplage entre deux équipements (e.g. Rivier (2017)), de l'unité de transformation (e.g. Savouré (2021)). Construits afin de répondre à un objectif spécifique, il semble difficile de les utiliser pour une autre problématique, un autre produit ou procédé. Soulignant

le manque de simulateur générique en agroalimentaire, Halder et al. (2011) présentent un simulateur construit en suivant la démarche modulaire utilisée en génie chimique. Les simulations sont effectuées à l'échelle de l'opération unitaire, en se basant sur un solveur commercial (COMSOL®).

1.3 Stratégie et objectifs

Suite aux constats de terrain dressés en section 1.1, nous avons proposé de contribuer à aider à concevoir, régler et conduire des unités de production de farine manioc moins énergivores et ainsi moins coûteuses, dans des contextes proches de celui du Bénin. Les étapes de transformation considérées sont schématisées en figure 1.1. Il a également été établi que cette contribution doit être développée en vue d'aider à répondre à d'autres problématiques, sur d'autres procédés et produits.

La section 1.2.2 suggère qu'un simulateur de procédé pourrait être un outil efficace pour l'aide à la conception de ces unités. L'aide à la conception inclue alors l'aide au dimensionnement et au réglage des équipements, mais également d'autres applications visant à optimiser ces unités,comme l'accompagnement à la formation des opérateurs ou équipementiers. Or, à notre connaissance, aucun simulateur existant ne permet de simuler la transformation des racines de manioc en farine. Plus généralement, le secteur agroalimentaire semble manquer d'outils de simulation (Halder et al. (2011)). En effet, alors que des simulateurs commerciaux multi-produits, multi-technologies, multi-procédés, sont disponibles et largement utilisés en génie chimique, aucun simulateur présentant ce niveau de généricité n'est disponible à notre connaissance en agroalimentaire.

L'objectif de ce travail est finalement à l'interface entre ces problématiques scientifiques et de terrain. Il peut être défini comme suit :

Contribuer au développement d'un simulateur pour l'aide à la conception d'unités de transformation agroalimentaires, à partir un cas concret : la production de farine de manioc en Afrique subsaharienne.

La stratégie proposée et les choix effectués résultent ainsi de compromis entre (i) une réponse rapide à une problématique de terrain spécifique, et (ii) un niveau de généricité élevé permettant de répondre à d'autres problématiques en un temps limité, contribuant ainsi au développement de simulateurs pour la conception de procédés agroalimentaires. La stratégie, appliquée au cas de la farine de manioc, se veut applicable à d'autres problématiques. Elle est décomposée en quatre axes :

1. Développement d'une structure de simulateur dans laquelle les modèles sont agrégés au fil de leur définition. Elle se veut être une fondation fonctionnelle, dans laquelle des éléments (opérations, produits, critères) pourront être ajoutés facilement. Elle vise également à être accessible à des utilisateurs ayant des moyens financiers limités. Le langage de programmation et les solveurs sont choisis en conséquent.

2. Définition de la problématique à laquelle répond le simulateur, et ainsi des indicateurs que doit prédire le simulateur.
3. Définition des modèles de propriétés et d'opérations unitaires nécessaires à répondre à cette problématique. Ils sont aussi *PEPS* que possible (section 1.2.2).
4. Définition des modèles complémentaires pour prédire ces critères (e.g. coûts, impact environnemental).

La problématique à laquelle répond le simulateur a été définie dans ce chapitre : aider à concevoir des procédés de production de farine de manioc moins énergivores et donc moins coûteux en Afrique subsaharienne, à l'échelle de l'unité de transformation. Une contrainte sur la teneur en eau finale du produit est également imposée afin d'obtenir une farine conservable. Ainsi, la teneur en eau du produit (contrainte), la consommation énergétique et les coûts de transformation (objectifs) doivent être prédits.

Des modèles d'opérations unitaires, de propriétés et de coûts sont nécessaires à ces prédictions. D'après l'analyse d'une unité de production de farine de manioc, les opérations de déshydratation sont particulièrement critiques dans cette problématique. Une attention particulière est donnée à leur modélisation.

Nous nous concentrons sur les techniques les plus courantes dans la production de farine de manioc en Afrique : la déshydratation mécanique par compression, et thermique par séchage convectif. Ces techniques peuvent être mises en œuvre par différentes technologies dans lesquelles le produit subit des phénomènes similaires (e.g. séchage pneumatique ou en claies). Ainsi, plusieurs modèles à l'échelle de l'équipement, représentant différentes technologies, peuvent être basés sur un unique modèle à l'échelle du produit. Ceci tend à développer un simulateur multi-technologies et limite le temps de définition des modèles. De plus, afin que le simulateur soit multi-produits, ces modèles doivent être valides sur plusieurs matrices. Ils reposent donc sur des modèles de propriétés aussi génériques que possible.

Or, la définition de ces modèles de propriétés et de procédés, relevé comme un verrou scientifique au développement de simulateurs de procédés agroalimentaires (section 1.2.2), sont également un verrou pour le développement de ce simulateur. Trois sous-objectifs sont donc posés :

Définir des propriétés globales, décrivant le comportement moyen du manioc de différentes origines, à différents niveaux de transformation. Cette étude a été menée à partir de données de la littérature. La validité et la généricité de ces propriétés sont discutées.

Modéliser le comportement du manioc en filtration-consolidation en vue de d'aider à dimensionner et régler des équipements de pressage. Un modèle multi-produits a été calé et validé sur des cinétiques expérimentales de déshydratation effectuées sur du manioc de différentes origines. La généricité des propriétés du manioc identifiées est discutée.

Simuler le séchage du manioc sous différentes configurations par un unique modèle d'opération unitaire basé sur un jeu de modèles de propriétés. Un modèle multi-produits a été calé et validé sur des cinétiques expérimentales effectuées sur du manioc de différentes origines, à différents niveaux de transformation (brut, râpé, pressé, fermenté), séché en flux d'air léchant ou traversant la couche de produit. La généricité de la diffusivité effective identifiée est discutée.

Chacun de ces trois sous-objectifs fait l'objet d'un chapitre de ce manuscrit. Ces chapitres définissent ainsi des modèles nécessaires à la simulation de la production de farine. Ils ont été complétés afin de simuler le fonctionnement d'équipements. D'autres modèles d'opérations unitaires, plus simples, et des modèles de coûts ont également été développés durant cette étude. Ils ont été agrégés dans un outil numérique, un simulateur, visant à être aussi générique, modulable et accessible que possible. Ce simulateur est présenté en chapitre 5.

Chapitre 2

Propriétés du manioc

2.1 Introduction

Les modèles des opérations de déshydratation calés durant cette thèse reposent sur des modèles de propriétés, notamment thermiques, mécaniques et d'interaction manioc-eau. Ces modèles seront implémentés dans un simulateur conçu pour être un outil générique de pré-dimensionnement de procédés de transformation et doit donc être générique et valide quel que soit le contexte d'application. Par conséquent, les modèles de propriétés du manioc doivent, autant que possible, être génériques vis-a-vis de l'origine du racines (variétés et conditions de production), et, lorsque cela est pertinent, vis-a-vis de son niveau de transformation (racines fraîches, broyées, fermentées, etc.).

L'objectif de ce chapitre est de définir des propriétés du manioc en vue de simuler et optimiser sa déshydratation. Leur niveau de généricité est discuté. La stratégie adoptée devra être aussi économe en temps et en coût que possible, afin de pouvoir être appliquée à d'autres matrices facilement.

Certaines de ces propriétés (capacité calorifique, conductivité, diffusivité, activité de l'eau) ont déjà été largement étudiées dans la littérature, sur de multiples formes de manioc (origine, niveau de transformation). Nous avons compilé ces données et discuté leur validité et niveau de généricité. Aucune valeur n'a été trouvée dans la littérature pour les propriétés du manioc en filtration-consolidation. Ces propriétés sont donc définies dans le chapitre 3, à travers une approche couplant expérimentation et modélisation.

Ce chapitre est articulé en trois sections. Dans les deux premières sections, une revue succincte de propriétés thermiques et de la diffusivité est présentée. La troisième section s'attarde sur l'activité de l'eau, pour laquelle un grand nombre de mesures était disponible dans la littérature. Cette section a fait l'objet d'une publication dans Drying Technology (van der Werf et al. (2022)).

2.2 Propriétés thermiques

Des modèles multi-produits alimentaires de capacité calorifique et de conductivité sont disponibles dans la littérature (Heldman and Singh (1981); Choi and Okos (1986); Sweat

(1986)). Ils permettent de calculer les propriétés en fonction de la composition, et pour certains de la température du produit. Nous proposons d'évaluer leur validité sur le manioc.

2.2.1 Capacité calorifique massique

La capacité calorifique massique (c_p) dépend principalement de la température et de la composition du produit. Choi and Okos (1986) proposent un modèle générique de c_p pour les aliments solides, dépendant de leur composition en protéines, lipides, carbohydrates, fibres, cendres, ainsi que leur température (équation 2.1). Heldman and Singh (1981) proposent un modèle basé sur une approche similaire, tenant compte de la composition de l'aliment mais négligeant l'effet de la température (équation 2.2).

$$c_{p,(Choi\ 1984)} = \sum c_{p,i}(T_p) \cdot x_i \tag{2.1}$$

$$c_{p,(Heldman\ 1981)} = \sum c_{p,i} \cdot x_i \tag{2.2}$$

Avec x_i la fraction massique des constituants en base humide (protéines, lipides, carbohydrates, fibres, cendres) ; $c_{p,i}$ la capacité calorifique des constituants ($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$) et T_p la température de l'aliment.

Gevaudan (1989), Njie (1998) et Ademiluyi et al. (2008) ont mesuré la capacité calorifique (c_p) de racines de manioc et de manioc fragmenté de différentes origines, à plusieurs teneurs en eau (X) et températures. L'effet de la température sur c_p étant faible, ils en ont déduit une relation entre c_p et X. Afin de comparer ces données expérimentales entre elles et aux modèles génériques, la table 2.1 compile les c_p du manioc anhydre obtenus par extrapolation de ces mesures, et par les modèles génériques en considérant une température de 40°C (dans le domaine de mesure des auteurs).

Les mesures effectuées par Gevaudan (1989) et Ademiluyi et al. (2008), sur du manioc de différentes origines à différents niveaux de transformation sont similaires (table 2.1). Seule la mesure de Njie (1998) s'écarte de la moyenne. L'influence de la variabilité du manioc sur le c_p semble donc négligeable.

Par ailleurs, les modèles de Choi and Okos (1986); Heldman and Singh (1981) prédisent avec une erreur faible (<10%) les mesures de Njie (1998). Le c_p du manioc anhydre serait alors autours de 1,6 $kJ.kg^{-1}.K^{-1}$. Toutefois, d'après les mesures de Ademiluyi et al. (2008) et Gevaudan (1989), le c_p du manioc anhydre serait 1,2 $kJ.kg^{-1}.K^{-1}$. Deux valeurs de c_p anhydre semblent donc envisageables pour le manioc.

Selon Njie (1998); Nwabanne (2008); Sanni et al. (2016); Ademiluyi et al. (2008); Gevaudan (1989), le manioc est composé en moyenne à 93,5% base sèche (b.s.) de carbohydrates, principalement composés d'amidon. Le c_p de l'amidon est autour de 1,2 $kJ.kg^{-1}.K^{-1}$ (Bahrani (2013); Noel and Ring (1992)). Ainsi, un c_p du manioc anhydre de 1,2 $kJ.kg^{-1}.K^{-1}$ pourrait être plus juste qu'un c_p de 1,6 $kJ.kg^{-1}.K^{-1}$.

Si le c_p est une propriété critique, i.e. fortement influente dans le modèle d'opération unitaire, l'équation de Heldman and Singh (1981) ou Choi and Okos (1986) pourrait être utilisée en remplaçant le c_p associé aux carbohydrates par le c_p de l'amidon. Cette stratégie

a permis de réduire l'écart entre le modèle et les mesures de Ademiluyi et al. (2008) et Gevaudan (1989) à moins de 8%. Si le c_p n'est pas critique, les modèles génériques pourraient être appliqués : leurs erreurs sur certaines données expérimentales sont acceptables. De plus, ayant été développés en vue d'être génériques, ils pourraient être valides sur d'autres matrices, dans lesquels les carbohydrates ne sont pas de l'amidon. Le c_p n'étant pas critique dans les modèles d'opérations implémentés dans la présente étude, i.e. séchage diffusif-convectif, le modèle de Choi and Okos (1986), couramment utilisé, a été choisi.

TABLE 2.1 – Capacité calorifique du manioc anhydre. Avec E l'erreur relative, soit entre le c_p mesuré et prédit, soit entre les c_p prédits par les deux modèles.

Type manioc	Capacité calorifique ($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$) à X=0					
	Mesure	Choi and Okos (1986)*	E	Heldman and Singh (1981)	E	*E entre modèles*
fragmenté Gevaudan (1989)	1,205	1,622	35%	1,437	19%	12%
racines Njie (1998)	1,577	1,630	3%	1,440	-9%	12%
racines (NR8082) Ademiluyi et al. (2008)	1,241	1,644	33%	1,447	17%	13%
racines (TMS30555) Ademiluyi et al. (2008)	1,155	1,630	41%	1,442	25%	12%
racines (TMS30572) Ademiluyi et al. (2008)	1,256	1,629	30%	1,445	15%	12%
racines (Native) Ademiluyi et al. (2008)	1,284	1,635	27%	1,438	12%	13%

* Pour une température de 40°C, inclue dans les plages de mesure des auteurs considérés.

2.2.2 Conductivité

La conductivité thermique dépend principalement de la composition du produit, notamment de sa teneur en eau, sa densité et sa porosité, et plus faiblement, de sa température. Choi and Okos (1986) et Sweat (1986) proposent des modèles génériques de la conductivité des aliments, dépendant respectivement de leur composition et de leur température (équation 2.3) et uniquement de leur composition (équation 2.4).

$$\lambda_{(Choi\ 1984)} = \sum \lambda_i(T_p) \cdot x_i \tag{2.3}$$

$$\lambda_{(Sweat\ 1986)} = \sum \lambda_i \cdot x_i \tag{2.4}$$

Avec x_i la fraction massique des constituants en base humide (protéines, lipides, carbohydrates, fibres, cendres) ; λ_i la conductivité des constituants ($W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$) et T_p la température de l'aliment.

La mesure de la conductivité sur un milieu poreux divisé, comme le manioc au cours de sa transformation, est assez compliquée. Malgré cela, Gevaudan (1989) a mesuré la conductivité sur du manioc fragmenté à X=0,5% b.h. et à 52% b.h. à deux porosités différentes. Comme présenté dans le tableau 2.2, les erreurs avec les deux modèles génériques est élevée, sauf à faible porosité. Néanmoins, cette mesure est proche de celle obtenue par Drouzas and Saravacos (1988) sur de l'amidon granulaire entre 0 et 40% b.h. de teneur en eau. Ces mesures semblent donc fiables. Par ailleurs, Njie (1998) a mesuré la conductivité sur des morceaux de manioc. En raison de l'erreur significative avec le modèle de Sweat (1986) pour une teneur en humidité inférieure à 60% b.h., il a conclu que ce modèle n'est valide qu'à des teneurs en

eau supérieures à cette valeur. Il est souligné que ces modèles ne prennent pas en compte la porosité des matrices. Or, leur porosité, impactant fortement leur conductivité, évolue avec leur teneur en eau (observation sur de l'amidon, Marousis and Saravacos (1990)). Un modèle de conductivité intégrant la composition et la structure des matrices pourrait être plus fiable que les modèles de Heldman and Singh (1981); Choi and Okos (1986).

TABLE 2.2 – Conductivité thermique du manioc.

Produit	Porosité	X (% b.h.)	Conductivité ($W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$)					
			Mesure	Choi and Okos (1986)	*E*	Sweat (1986)	*E*	*E entre modèles*
manioc fragmenté séché (Gevaudan (1989))	65,0%	0,5	0,07	0,242	*246%*	0,247	*252%*	*-2%*
manioc fragmenté compacté (Gevaudan (1989))	38,0%	52	0,2	0,437	*118%*	0,419	*110%*	*4%*
manioc fragmenté extrudé (Gevaudan (1989))	6,5%	51,6	0,385	0,435	*13%*	0,418	*9%*	*4%*
racine de manioc (Njie (1998))	–	70	0,570	0,503	*-12%*	0,477	*-16%*	*5%*
racine de manioc (Njie (1998))	–	18	0,160	0,322	*101%*	0,318	*99%*	*1%*
amidon granulaire (Drouzas and Saravacos (1988))	–	0 – 40	0,065 – 0,220	–	–	–	–	–

Il est difficile de discuter l'effet de la variabilité du manioc sur la conductivité au vu de la disparité des mesures. Il peut néanmoins être souligné que la porosité semble avoir un effet significatif. Par ailleurs, l'écart entre les valeurs prédites par les modèles pour différentes compositions de manioc est faible. L'effet de la composition sur la conductivité est donc négligeable, notamment devant l'effet de la porosité.

La conductivité du manioc est ici utilisée dans un modèle de séchage diffusif-convectif. L'influence de la conductivité sur ce modèle d'opération est faible. Le modèle générique de Choi and Okos (1986), plus communément utilisé que celui de Sweat (1986), a donc été choisi bien qu'il soit peu précis.

2.3 Diffusivité de l'eau dans le manioc

La diffusivité effective (D_{eff}) caractérise la migration de l'eau dans le produit. Elle dépend principalement de la teneur en eau, la température et la structure du matériau (Zogzas et al. (1996)). A notre connaissance, il n'existe pas de modèle prédictif simple de D_{eff} validé sur un grand nombre d'aliments. Néanmoins, D_{eff} a été estimée par de multiples auteurs sur de nombreux aliments, dont le manioc.

TABLE 2.3 – Diffusivité effective de l'eau dans le manioc (D_{eff}).

Type de manioc	D_{eff} ($m^2 \cdot s^{-1}$)	X initiale (% b.h.)	T air (°C)	Séchoir
farine (Sanni et al. (2016))	$1,74 \cdot 10^{-10}$	45	140	rotatif conductif
*gari** (Sanni et al. (2016))	$4,51 \cdot 10^{-10}$	45	200	rotatif conductif
fermentée fragmentée (Ademiluyi and Puyate (2013))	$1,32 - 3,52 \cdot 10^{-9}$	≈ 45	115 – 230	rotatif à air chaud
morceau (Ajala et al. (2012))	$2,43 - 4,52 \cdot 10^{-11}$	82	60 – 80	tunnel
morceau (Tunde-Akintunde and Afon (2010))	$7,31 - 8,06 \cdot 10^{-7}$	13	60	à claies
morceau (López-Ortiz et al. (2013))	$3 - 30 \cdot 10^{-11}$	≈ 60	55	tunnel à air chaud
morceau (Azaka et al. (2019))	$1,4 - 2,3 \cdot 10^{-9}$	76 - 78	66 – 81	conductif à air chaud
morceau (Chavez-Mendez et al. (1998))	$1,57 - 2,15 \cdot 10^{-9}$	≈ 60	40 –70	à claies

* gari : farine de manioc fermentée et gélatinisée couramment consommée en Afrique Sub Saharienne.

Les diffusivités (D_{eff}) relevées dans la littérature et compilées dans la table 2.3 ont été estimée en calant la loi de Fick sur des cinétiques de séchage de manioc en supposant une

diffusivité constante dans l'espace et dans le temps. Les valeurs sont donc des moyennes, ne représentant pas l'évolution de D_{eff} avec la teneur en eau, la température et la structure de la matrice. Elles sont situées entre 10^{-9} et 10^{-11} $m^2 \cdot s^{-1}$, à part celle estimée par Tunde-Akintunde and Afon (2010). Ceci pourrait être lié à sa teneur en eau plus faible. Cet ordre de grandeur est cohérent avec des estimations effectuées sur de nombreux autres aliments (Panagiotou et al. (2004)).

Toutefois, les écarts entre les valeurs rapportées par les différents auteurs sont très importants pour une même matrice (manioc). L'ordre de grandeur des valeurs ne semble pas corrélé à la forme du manioc, malgré la diversité de structure des matrices considérées (e.g. manioc en morceaux vs râpé). La large plage de variation de D_{eff} pourrait également être due aux conditions expérimentales (e.g. température de l'air, humidité initiale). Afin d'évaluer l'influence de ces conditions, les D_{eff} présentées en table 2.3 ont été tracées en fonction de la température de l'air et de la teneur en eau initiale du manioc. Aucune corrélation n'a pu être déduite. L'écart semble être plus dû aux méthodes d'analyse (e.g. séchoir ou modèle utilisés), qu'aux conditions physiques mesurables. En effet, par exemple, selon le séchoir utilisé, la structure du matériau peut évoluer différemment (e.g. développement de porosité, rétrécissement), modifiant la valeur de D_{eff}. Ceci est notamment illustré par le facteur de 10^{-2} entre les mesures de Ajala et al. (2012) et Azaka et al. (2019), effectuées sur un produit similaire, à une température d'air similaire.

Finalement, aucune valeur ou modèle de D_{eff} n'a pu être dégagé de cette étude bibliographique. D_{eff} a donc été estimé en calant un modèle de séchage sur des cinétiques expérimentales, tel que présenté en chapitre 4. L'effet de la teneur en eau, la température, et la porosité de la matrice est alors discuté.

2.4 A global sorption equation for raw and processed cassava based on a review and compilation of sorption properties

Une autre propriété que la diffusivité, caractérisant les interactions entre l'eau et le manioc est nécessaire pour simuler son séchage : l'activité de l'eau, prédite par des isothermes de sorption. Un nombre conséquent de mesures d'isothermes de sorption sont disponibles dans la littérature pour le manioc. Cette section présente une compilation et une analyse de ces données, menant à la définition d'un modèle global de sorption, valide pour de multiples formes de manioc.

Cette section a fait l'objet d'un article : van der Werf, L., Chapuis, A., and Courtois, F. (2022). A global sorption equation for raw and processed cassava based on a review and compilation of sorption properties. *Drying Technology*, 40(16) : 3661-3674.

Abstract

The objective of this study was to define, from literature data, the most relevant water sorption isotherm to use in simulation models for cassava root processing. The isotherm should be as global and generic as possible. Compiling isotherms from the literature showed that the variety of cassava and the level of processing generally have a negligible or unclear influence on the sorption behavior. Moreover, no significant hysteresis between adsorption and desorption is observed. For the purpose of simulation, measuring the sorption properties specific to each batch of product appears to be irrelevant. Actually, for this purpose, global properties, representing the average product behavior are preferred to propose equipment pre-design available for a large range of products. Following the wisdom of crowds theory, it is assumed that the mean value of sorption measurements with uncertainties on products from various origins from a dataset that is sufficiently large will represent the behavior of an average product with an accuracy sufficient for the purpose of simulation. A global, generic model (eq. 2.5) was obtained by fitting all the ad- and desorption data reviewed to a temperature-dependent model. A model of the heat of sorption was deduced from this global model (eq. 2.6). Both models are valid in a $25-90$°C temperature range and a $0.05-0.93$ water activity range.

$$X = \left(\frac{exp(-0.0145172 \cdot T_K)}{-log(a_w)} \right)^{1/1.86838} \tag{2.5}$$

$$L_p = 6.2111 \cdot 10^3 \cdot X^{-1.867} + L_v \tag{2.6}$$

where X is the moisture content (d.b.), T_K the temperature (K), a_w the water activity, L_p the heat of sorption ($J \cdot kg^{-1}$), L_v the latent heat of vaporization of free water ($J \cdot kg^{-1}$).

Keywords

water activity ; sorption ; cassava ; modelling

Nomenclature

$A,\ B,\ C,\ D,\ F$	constant parameters of sorption isotherm models
$a,\ b,\ c,\ d,\ e,\ f,\ g$	constant parameters of heat of sorption models
a_w	water activity
Ad>	adsorption
<De	desorption
E	mean relative deviation on X between model and experimental data [%]
$EStd$	standard error on a_w between model and experimental data [%]
GAB	Guggenheim, Anderson, and De Boer
L_v	latent heat of vaporization of free water $[J \cdot kg^{-1}]$
L_p	heat of sorption of water in the product $[J \cdot kg^{-1}]$
M	molecular weight $[kg \cdot mol^{-1}]$
p	slope of $log(a_w) = f(1/T_K)$ $[K]$
P	pressure $[Pa]$
q_{st}	net heat of sorption $(= L_p - L_v)$ $[J \cdot kg^{-1}]$
R	ideal gases constant $[J.mol^{-1} \cdot K^{-1}]$
T	temperature $[°C]$
T_K	temperature $[K]$
X	moisture content $[d.b.]$
X_m	monolayer moisture content $[d.b.]$

Indices and subscript

v	vapor
sat	at saturation
w	free water
p	product
C	modified Chung-Post model
F	Ferro-Fontan model
G	GAB model
H	Henderson model
MH	modified Halsey model
MHe	modified Henderson model
O	Oswin model
Pe	Peleg model
S	Smith model
SG	simplified GAB model
SMH	simplified modified Halsey model

2.4.1 Introduction

Cassava is a major crop in humid tropical regions. Its starch-rich roots are processed for human food, animal feed and industry. Its nutritional value, agronomic yield, ability to grow in poor, scarcely irrigated soils for long periods of time make it a strategic crop and a staple food for nearly 500 million people in the tropics (Hillocks (2002)). Indeed, with $250 \cdot 10^3$ kcal/ha/day [1], it is considered as one of the most productive sources of carbohydrates among crops. In comparison, corn produces $200 \cdot 10^3$, rice $176 \cdot 10^3$ and wheat $110 \cdot 10^3$ kcal/ha/day (Okigbo (1980)). However, cassava roots have one weakness : their short shelf life of about 48 hours that is responsible for considerable losses and limits their sale.

Water activity (a_w, eq. 2.7) is a good indicator of food stability. It indicates the availability to water react chemically to enable a change in state or the growth of microorganisms. Reducing the water activity of a product, for example, by drying, is a common way to improve its conservation. Drying is widely used for cassava roots. Currently, in Africa, where 62% of the world's cassava-growing area is located (FAOstat (2021)), 49% of these roots are processed, mainly into dried flours or fermented pastes (Cock (1985); Westby (2002)). Flours can be fermented, unfermented, gelatinized and stir-fried (*e.g. gari*), sun or oven dried. Processing units are generally small with little mechanization and/or optimization. To increase their processing capacity, they often have to switch from sun drying to artificial drying. As artificial drying is expensive and energy-intensive, modeling is a good way to optimize this operation, improving profitability and the ecological impact of the whole process.

$$a_w = \frac{P_v(T)}{P_{v,sat}(T)} \tag{2.7}$$

where P_v is partial vapor pressure in equilibrium with the humid product and $P_{v,sat}$ the saturation vapor pressure of pure water at the same temperature T.

Water sorption isotherms are required to study cassava root product stability and drying (Chavez-Mendez et al. (1998); Chapuis et al. (2017)). Depending on the way of sorption these equilibrium data are measured, it can be either an adsorption or a desorption isotherm. These phenomena are not fully reversible. Several authors proposed mostly empirical equations to fit these data, thereby enabling their use to predict the sorption behavior of a product. In a computer program, a robust and invertible [2] model that confirms that $a_w = 0$ when $X = 0$ and $X \to \infty$ when $a_w \to 1$, being temperature-dependent, would be preferred. The heat of sorption deduced from these isotherms should also be consistent with the latent heat of vaporization of pure water.

In many cases, for the purpose of simulation, the sorption isotherm of a mixture can be acceptably predicted with its compound isotherms (Iglesias et al. (1986); Roman et al. (2004)). As cassava is mostly composed of starch (75% d.b. according to CIQUAL online database Anses (2021)), and starch is composed of 28% of amylose and 72% of amylopectin (average from Maziya-Dixon et al. (2005); Aryee et al. (2006)), it is assumed that sorption

1. In comparison, a well-nourished adult consumes on average $2.50 \cdot 10^3$ kcal/day
2. $X = f(a_w, T)$ and $a_w = f(X, T)$ are both needed

isotherms of starch, especially starches with a high amylopectin content, can be used as a reference for cassava.

The objective of this study was to define the most accurate, consistent, robust and reliable water sorption equation to simulate cassava processing. Its use to model several varieties or cassava-derived products will be discussed. Many sorption isotherms have already been measured in several cassava varieties and products. Since the model should be as generic and robust as possible, measurements made on a specific batch are not relevant here. A literature review is proposed below. Sorption measurements, either as raw data or as sorption models fitted to measurements, were collected from the literature and compared. Their validity and the influence of various parameters were used to choose the best model to simulate cassava processing.

2.4.2 Review of the literature

Sorption isotherm measurement methods and models

Most of the measurements compiled here were taken using discontinuous measurement methods. Most were taken on both cassava root-derived products (Fasina et al. (1999); Aviara and Ajibola (2002); Mesias and Tan (2015); Koua et al. (2014); Cahyanti et al. (2018); Ayala-Aponte (2016); Adeteju et al. (2016); Zakhia et al. (1996); Doporto et al. (2012); Gevaudan et al. (1989); Ajala et al. (2020); Hawa et al. (2020); Salgado Cervantes et al. (1994); Sanni et al. (1999); Gibert et al. (2006); García-Alvarado and Herman-Lara (2004)) and other starches (Al-Muhtaseb et al. (2004); Hellman and Melvin (1950); Perdomo et al. (2009); Peng et al. (2007)), obtained using the static gravimetric method. This well-known method is based on multiple salt or sulfuric acid solutions controlling air relative humidity. Samples are weighed regularly to determine the equilibrium moisture content. Chisté et al. (2012) developed another method using water and silica gel to vary air relative humidity. These authors then modified the method, beginning by dehydrating the sample with a salt solution (Chisté et al. (2015)). Although static gravimetric methods (Wolf et al. (1985); Chisté et al. (2015, 2012)) require little equipment, there are many sources of uncertainty. Indeed, a large number of salt solutions have to be prepared and the multiple manipulations could render the temperature and hygrometry conditions less stable. Gibert et al. (2006) proposed low-tech measurement equipment that, automating the weighing, enabled a reduction in the number of manipulations, and hence the uncertainties.

In a previous study on various starches, Van den Berg (1981) and Cova et al. (2010) used continuous gravimetric methods with continuous control of air relative humidity, with a *McBain* balance and a controlled atmosphere micro-balance, respectively. As the samples are not removed from their environment and no salt solutions are used, uncertainties are minimized.

Apart for a few sorption measurements that were published as raw data (Adeteju et al. (2016); Zakhia et al. (1996); Doporto et al. (2012); Shittu et al. (2016)), all these authors fitted their measurements with one or more sorption equations. Some equations provided by the authors did not enable accurate regeneration of the isotherms. In these cases, we extracted

raw data from the figures included in their articles (Salgado Cervantes et al. (1994); Gevaudan (1989)). A compilation of sorption equations used in the articles we reviewed is presented in table 2.4. In the literature, the GAB (Guggenheim, Anderson, and De Boer) model is the most widely used. This may be due to the fact that its parameters have a physical meaning, such as X_m, the monolayer moisture content, known to represent a moisture content at which the product is very stable. Unlike the other models, it is not invertible, meaning it is impossible to express analytically a_w as a function of X. The Peleg equation has the advantage of fitting a lot of food product sorption isotherms well (Lewicki (1998)) but does not include the expected bounadries and is not temperature dependent. In the end, only Halsey, Oswin and Henderson equations are invertible and respect the expected boundaries : $X = 0$ when $a_w = 0$ and $X \to \infty$ when $a_w \to 1$. Among them, only the modified Halsey -empirical- equation is temperature dependent, and is therefore probably the most suitable to simulate drying. In our review at least, it was the only equation that satisfies all our criteria for inclusion in a simulation model of drying cassava.

TABLE 2.4 – Sorption isotherm equations for cassava.

Model name	Equation	X when $a_w \to 0$	X when $a_w \to 1$
Modified Halsey (1948)	$X = \left(\frac{exp(A_{MH} - B_{MH} \cdot T_K)}{-log(a_w)}\right)^{1/C_{MH}}$	0	∞
Pfost et al. (1976)	$X = -\frac{1}{C_G} \cdot log(\frac{T + B_G}{A_G} \cdot log(a_w))$	$-\infty$	finite number
GAB (Guggenheim (1966); Anderson (1946); De Boer (1953))	$X = \frac{X_m \cdot A_G \cdot a_w}{(1 - B_G \cdot a_w) \cdot (1 - k \cdot a_w + A_G \cdot B_G \cdot a_w)}$	0	finite number
Simplified GAB (Bizot (1983))	$\frac{a_w}{X} = A_{SG} \cdot a_w^2 + B_{SG} \cdot a_w + C_{SG}$	0	finite number
Oswin (1946)	$X = A_O \cdot \left(\frac{a_w}{1 - a_w}\right)^{B_O}$	0	∞
Ferro-Fontan (Fontan et al. (1982))	$X = \left(\frac{A_F}{log(B_F / a_w)}\right)^{1/C_F}$	0	finite number
Peleg (1993)	$X = A_{Pe} \cdot a_w^{C_{Pe}} + B_{Pe} \cdot a_w^{D_{Pe}}$	0	finite number
Smith (1947)	$X = A_S + (B_S \cdot log_{10}(1 - a_w))$	finite number	∞
Henderson (1952)	$X = \left(\frac{-log(1 - a_w)}{A_H}\right)^{1/B_H}$	0	∞
Modified Henderson (García-Alvarado and Herman-Lara (2004))	$aw = 1 - exp(-A_{MHe} \cdot T_K^{B_{MHe}} \cdot X^{C_{MHe} + D_{MHe} \cdot T_K + F_{MHe} \cdot T_K^2})$	0	finite number

Heat of sorption calculation methods and models

In theory, the heat of sorption can be deduced from sorption isotherms using the Clausius-Clapeyron equation or directly by calorimetric measurement. However, we found no calorimetric measurement for cassava in the literature. Two methods based on Clausius-Clapeyron equation were used in the articles considered in our review, and both strictly require sorption isotherm equations at several temperatures. The calculated heat of sorption is usually presented either as a fraction ($\frac{L_p(X)}{L_v}$) or as the difference ($L_p(X) - L_v$) from the latent heat of vaporization of free water. Both methods can be used indifferently.

Method 1 : Heat of sorption over latent heat of vaporization The Clausius-Clapeyron equation is used to express the latent heat of vaporization of free water and the heat of sorption using eq. 2.8, leading to eq. 2.9 when integrated (Fasina et al. (1999)).

$$\frac{1}{L_p} \cdot \frac{dP_v}{P_v} = \frac{dT_K}{R \cdot {T_K}^2} = \frac{1}{L_v} \cdot \frac{dP_{v,sat}}{P_{v,sat}} \tag{2.8}$$

$$log(P_v) = \frac{L_p}{L_v} \cdot log(P_{v,sat}) + constant \tag{2.9}$$

where T_K is the temperature (K), L_p the cassava heat of sorption ($J \cdot kg^{-1}$), L_v the latent heat of vaporization of free water ($J \cdot kg^{-1}$), P_v the vapour pressure in the product (Pa), $P_{v,sat}$ the saturation vapor pressure (Pa), R the perfect gas constant ($J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$).

Sorption isotherms measured at several temperatures are used to create a non-parametric representation of $log(P_v)$ against $log(P_{v,sat})$ at several moisture contents. Each curve has its own slope, which is the ratio of the heat of sorption (L_p) to the latent heat of vaporization (L_v) of free water. Compiling these slopes makes it possible to express them as a function of the moisture content using empirical eq. 2.10.

$$\frac{L_p(X)}{L_v} = 1 + a \cdot exp(-b \cdot X) \tag{2.10}$$

where a and b are constant –empirical– parameters.

Method 2 : Net heat of sorption The Clausion-Clapeyron equation also makes it possible to express the latent heat of vaporization of free water (eq. 2.11) and the heat of sorption (eq. 2.12). Subtracted, they lead to eq. 2.13.

$$L_v = -\frac{R}{M_w} \cdot \frac{d(log(P_{v,sat}))}{d(1/T_K)} \tag{2.11}$$

$$L_p = -\frac{R}{M_w} \cdot \frac{d(log(P_v))}{d(1/T_K)} \tag{2.12}$$

$$q_{st} = L_p - L_v = -\frac{R}{M_w} \cdot \left[\frac{d(log(\frac{P_v}{P_{v,sat}}))}{d(1/T_K)}\right]_{X=cst} = -\frac{R}{M_w} \cdot \left[\frac{d(log(a_w))}{d(1/T_K)}\right]_{X=cst} \tag{2.13}$$

where q_{st} is the net heat of sorption and M_w the molar weight of pure water ($kg \cdot mol^{-1}$).

With sorption isotherms, curves of $log(a_w)$ versus $1/T_K$ are plotted for several values of X, showing lines whose slopes p can be expressed as a function of X. Net heat of sorption is deduced from $p(X)$, like in eq. 2.14 and then fitted using eq. 2.15 or eq. 2.16.

$$q_{st} = \frac{R}{M_w} \cdot p(X) \tag{2.14}$$

$$q_{st}(X) = L_p(X) - L_v = c \cdot X^{-d} \tag{2.15}$$

$$log(q_{st}(X)) = e + f \cdot log(X) - g \cdot X \tag{2.16}$$

where $c,\ d,\ e,\ f,\ g$ are constant –empirical– parameters.

TABLE 2.5 – Data used for the cassava heat of sorption model ($J.kg^{-1}$).
With $< De$ the desorption, $Ad >$ the adsorption, a & b coefficients of eq. 2.10 ; c & d coefficients of eq. 2.15 and e & f & g coefficients of eq. 2.16.

Product	Sorption	a	b	c	d	e	f	g	X range	T range	Source
Root	$< De$	3.3446	10.9569	–	–	–	–	–	0.04 – 0.2	30 – 60°C	Aviara and Ajibola (2002)
Root	$< De$	–	–	155964	0.836	–	–	–	0.04 – 0.3092	30 – 60°C	Koua et al. (2014)
Root	$Ad >$	–	–	138743	0.841	–	–	–	0.04 – 0.3092	30 – 60°C	Koua et al. (2014)
Gari	$< De$	4.17	30.80	–	–	–	–	–	0.04 – 0.2	40 – 70°C	Fasina et al. (1999)
Mash	$< De$	–	–	636667	1.4	–	–	–	0.04 – 0.24	40 – 90°C	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)
Chips	$< De$	–	–	–	–	19.821	3.181	35.335	0.05 – 0.4	25 – 60°C	Salgado Cervantes et al. (1994)

Parameters of cassava heat of sorption models As emphasized above, to be able to deduce the heat of sorption with the two methods, sorption isotherms must be available at several temperatures. With this limitation, in the sorption isotherms compiled in section 2.4.2, the heat of desorption was only estimated from cassava root (Koua et al. (2014)), cassava chips (Ajala et al. (2020)), cassava mash (Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)) and *gari* (Fasina et al. (1999)) isotherms, and the heat of adsorption from cassava root (Koua et al. (2014); Aviara and Ajibola (2002)) and fermented flour (Sanni et al. (1999)) isotherms. Parameters for the calculation of the heat of sorption with equations 2.10 and 2.15 are presented in table 2.5. Ajala et al. (2020) and Sanni et al. (1999) did not fit their heat of sorption to an equation. Data to be plotted were thus extracted from their plot and are discussed in section 2.4.3.

2.4.3 Discussion

Validity of the isotherms

Measurement uncertainties Measurements of adsorption and desorption isotherms using the gravimetric salt and acid method are subject to uncertainties such that deviations of $0.1 - 0.2$ on the a_w are common. Furthermore, uncertainties on both X and T may add up. Possible origins of these deviations are :

- the different operators
- the different times left to allow the system to reach equilibrium (generally not mentioned)
- a specific measurement bias at relatively high temperatures : some of the water contained in the product may evaporate when it is removed from the desiccator for weighing. Thus, measurements taken between 10 °C and 40 °C are generally more reliable than those taken at higher temperatures.

Although some articles provide information on model uncertainties none provide data on the measurement uncertainties. Consequently, the figures presented hereafter may include error bars, as taken from respective articles and listed in appendix A.1.

Comparison of cassava and starch isotherms The starch curves in figure 2.1 are surprisingly very dispersed for an almost pure constituent. The span of moisture content values is quite constant from $a_w = 0.2$ to $a_w = 0.6$. Below and above these values, the range of values is narrower, as expected near $a_w = 0$ and $a_w = 1$. Discrepancies between sources can

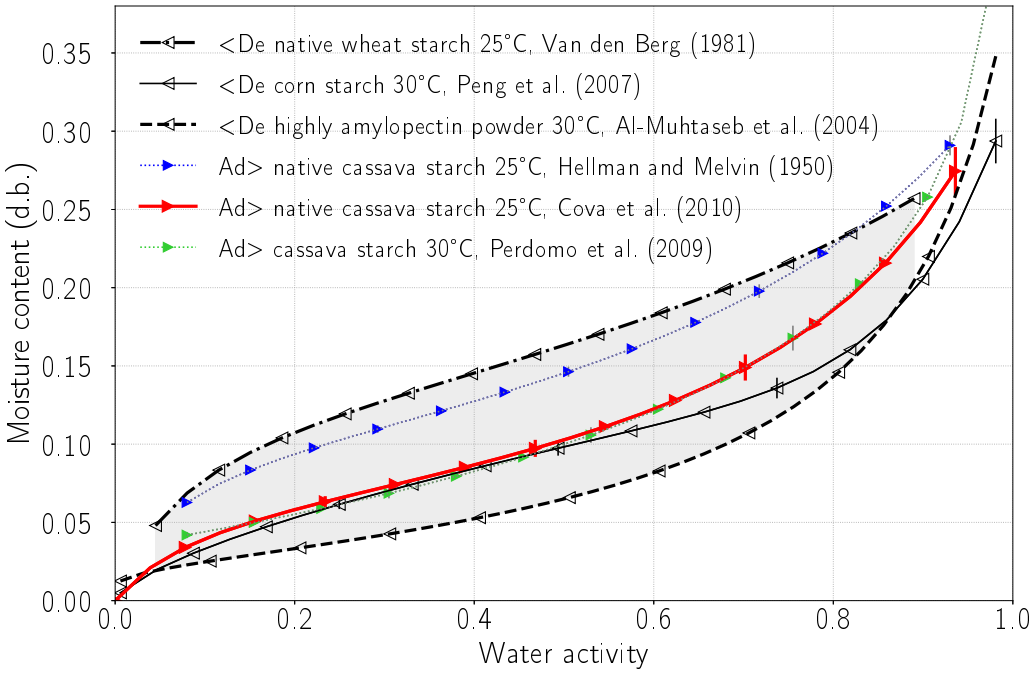


FIGURE 2.1 – Starch adsorption (Ad> : full triangles) and desorption (<De : empty triangles) isotherms at 25 – 30°C.

be partly explained by measurement uncertainties (see section 2.4.3) and differences in the starch composition or structure due to the use of different extraction processes and botanical origin (Singh et al. (2003)). What is more, no significant hysteresis is visible between adsorption and desorption starch isotherms. Its influence may be weaker than measurement uncertainties, botanical origin or extraction processes.

The Cova et al. (2010) isotherm on cassava starch can be considered as a reference since, unlike the other authors, the measurement made by Cova et al. (2010) is continuous and automated. Hence there cannot be a single inaccurate point : either the measured isotherm is entirely valid or entirely false. As this isotherm is in the same range of values as the ones measured by other authors, we consider it as a valid and accurate reference at 25°C both for ad- and de-sorption, as hysteresis is negligible (see previous and next section).

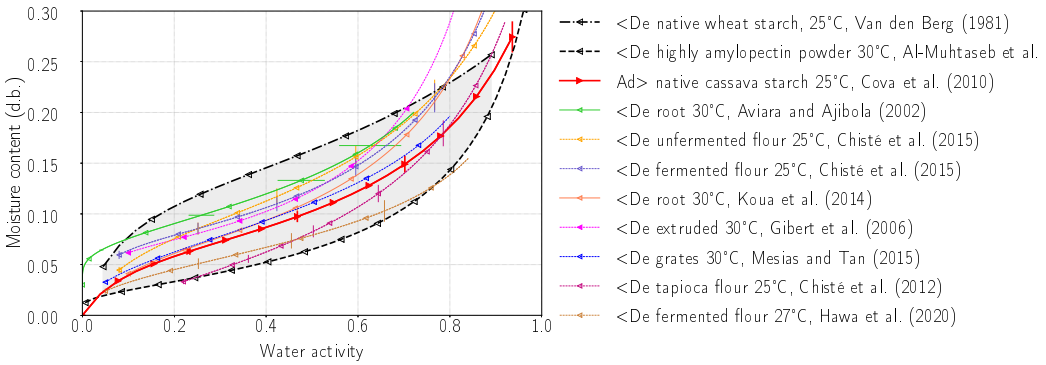


FIGURE 2.2 – Cassava desorption (<De) isotherms at 25 – 30°C and reference sorption isotherms for starch.

To check the validity of cassava isotherms while ensuring readability, figure 2.2 presents cassava desorption isotherms at 25 – 30°C (Aviara and Ajibola (2002); Chisté et al. (2015, 2012); Koua et al. (2014); Mesias and Tan (2015); Gibert et al. (2006); Hawa et al. (2020)) and three starch sorption isotherms : the extremum (Al-Muhtaseb et al. (2004); Van den Berg (1981)) and the one of native cassava starch (Cova et al. (2010)), as explained above. Cassava desorption isotherms are intermediate between powder with high amylopectin content (Al-Muhtaseb et al. (2004)) and wheat starch (Van den Berg (1981)) isotherms. Except tapioca flour (Chisté et al. (2012)) and fermented flour (Hawa et al. (2020)) isotherms, cassava isotherms remain within a consistent range of values if the measurement uncertainties presented in section 2.4.2 are taken into consideration. The same observation applies to cassava adsorption isotherms (Doporto et al. (2012); Zakhia et al. (1996); Shittu et al. (2016); Chisté et al. (2012, 2015); Koua et al. (2014); Cahyanti et al. (2018); Ayala-Aponte (2016); Hawa et al. (2020)).

At higher temperatures, starch isotherms are available only for highly amylopectin powder (Al-Muhtaseb et al. (2004)) and corn starch (Peng et al. (2007)). Powder with high amylopectin content (Al-Muhtaseb et al. (2004)) was found to have the lowest moisture content at all water activity values. On the contrary, at 30°C, the corn starch isotherm (Peng et al. (2007)), is the average of the other starch isotherms and similar to the native cassava starch isotherm (Cova et al. (2010)) for $a_w \leq 0.6$. For this reason, the corn starch isotherm (Peng et al. (2007)) seems to be a good reference for a wide range of temperatures. As a matter of fact, at higher temperatures, cassava isotherms closely resemble corn starch isotherms (Peng et al. (2007)) and are higher than those of highly amyloptectin powder (Al-Muhtaseb et al. (2004)) (data not shown).

All the above observations are consistent with the characterisctics of type-II isotherms, reflecting similar material structure that is either non-porous or macro-porous. Thus, since the cassava sorption isotherms we reviewed are consistent with starch isotherms, they are considered valid, whereas the validity of tapioca flour (Chisté et al. (2012)) and fermented flour (Hawa et al. (2020)) isotherms is questionable, as they are not fully consistent with the measurements reported by the other authors.

Hysteresis between adsorption and desorption

Hysteresis is often observed between the adsorption and desorption of water in a product. This phenomena is generally explained by the nature of bonds between water and the product. It can be partially explained because capillary filling of micropores is often easier than emptying. Moreover, during adsorption, the structure of the starch can change, in which case desorption would not follow the same path (Mathlouthi (1999)). In fact, adsorption and desorption phenomena depend on the initial degree of crystallinity of the product (Al-Muhtaseb et al. (2002)).

Figure 2.3 groups adsorption and desorption isotherms of cassava roots and derived products at 40°C. The curves are remarkably similar, except for two fermented flour isotherms (Hawa et al. (2020); Sanni et al. (1999)),that are located slightly below the others and are

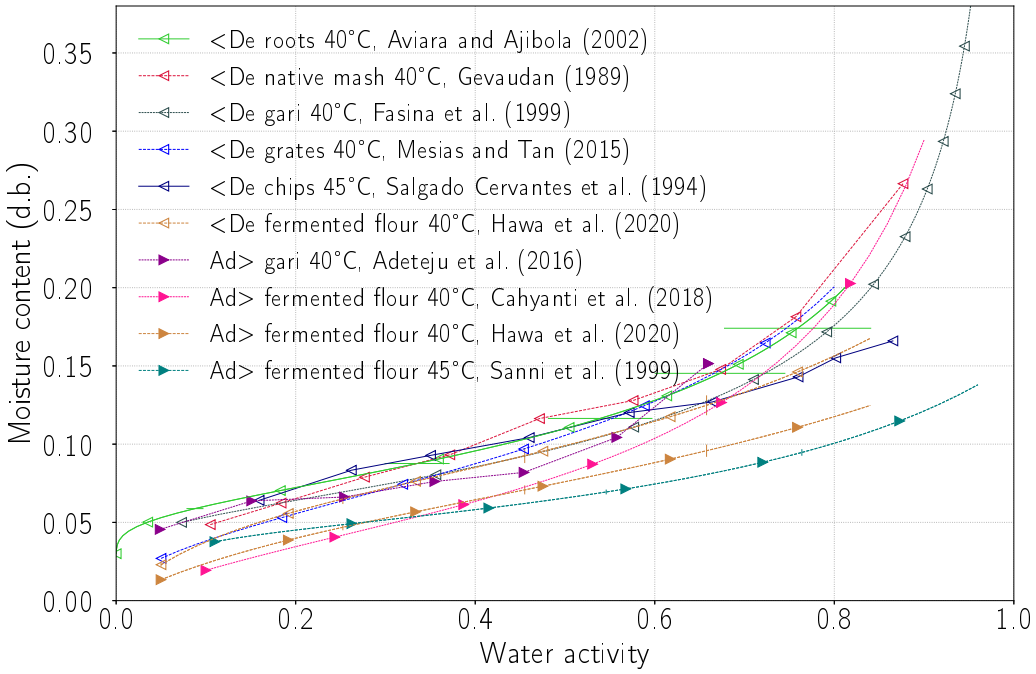


FIGURE 2.3 – Comparison of adsorption (Ad>) and desorption (<De) isotherms of cassava products at 40°C.

less curved. Fermented flour isotherms in Hawa et al. (2020) were considered as not consistent with the isotherms of the other cassava products at 30°C presented in section 2.4.3. The same kind of discrepancy was observed between the isotherms presented in Sanni et al. (1999) and reported by the other authors mentioned in section 2.4.3. The reason for these discrepancies is not clear but seems to be less due to hysteresis than to the origin of the product or to the validity of the measurement, as the seven other ad- and de-sorption isotherms plotted here are similar. While the maximum deviation for starchy food occurs around $a_w = 0.7$ (Al-Muhtaseb et al. (2002)), above $a_w = 0.65$, the seven similar isotherms are in the range of prediction error of the model fitted by Aviara and Ajibola (2002). For lower a_w ; only the one measured by Cahyanti et al. (2018) is located at a short distance from the others, all of which are located close together. Thus, no significant difference between adsorption and desorption can be highlighted. The same observation applies when cassava product isotherms at 30°C and 60°C are compiled.

The existence of hysteresis between adsorption and desorption is not questionable and most authors have observed this phenomenon (Chisté et al. (2015, 2012); Koua et al. (2014)). Nevertheless, when we compare isotherms from different works, *i.e.* obtained using different techniques and different materials, beyond measurement or model uncertainties, the poor reproducibility and the different origins of the products mask the less noticeable hysteresis. In other words, hysteresis is not numerically significant compared to the discrepancies between authors. Likewise, Roman et al. (2004) considered hysteresis to be negligible in their model predicting food sorption isotherms.

Effect of temperature

Temperature affects the phase equilibrium of water and, more generally, the capacity of a substance to trap moisture in the air (Al-Muhtaseb et al. (2002)), called hygroscopicity, which is well represented by sorption isotherms. At constant water activity, the moisture content of most cassava products (roots, flour, *gari*, mash, fermented or unfermented) decreases with an increase in temperature (Fasina et al. (1999); Ayala-Aponte (2011, 2016); Cahyanti et al. (2018); Ajibola (1986); Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989); Koua et al. (2014); Aviara and Ajibola (2002); Mesias and Tan (2015); Hawa et al. (2020); Sanni et al. (1999); Ajala et al. (2020); García-Alvarado and Herman-Lara (2004)), in agreement with the behavior generally observed in food products (Al-Muhtaseb et al. (2002)). Conversely, different behavior representative of low-molecular-weight food constituents (Al-Muhtaseb et al. (2002)), was observed by two authors (Zakhia et al. (1996); Adeteju et al. (2016)) on *gari*. Zakhia et al. (1996) observed that, for a_w greater than $0.5-0.7$, an increase in temperature led to an increase in the equilibrium moisture content. At constant water activity, Adeteju et al. (2016) measured an increase in *gari* moisture content between 40°C and 50°C but a decrease between 50°C and 55°C, which could be explained by *gari* different forms of processing, including grating, fermentation and partial gelatinization, that damage the cells. According to Zakhia et al. (1996), thanks to the plasticizing effect of water, free spaces are created within *gari* matrix thereby increasing the water sorption capacity. Contradictory conclusions were drawn by Fasina et al. (1999); Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989), possibly due to differences in processing procedures not identified in the articles concerned. Comparing different sources and their own measurements, Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989), reported that the effect of gelatinization on the sorption process of cassava is very weak. Depending on the preparation, the composition of *gari* and measurement uncertainties, different authors reported gelatinization to either increase or decrease product hygroscopicity.

Temperature-induced variations in hygroscopicity are weak in starch (Peng et al. (2007); Al-Muhtaseb et al. (2004)), which we consider as a reference, as well as in native cassava mash (Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)), cassava grates (Mesias and Tan (2015)), cassava chips (Ajala et al. (2020); García-Alvarado and Herman-Lara (2004)), fermented cassava flour (Cahyanti et al. (2018); Hawa et al. (2020); Sanni et al. (1999)) and *gari* (Ajibola (1986); Fasina et al. (1999); Zakhia et al. (1996); Adeteju et al. (2016)). Conversely, few works report a strong influence of temperature on the hygroscopicity of cassava flour (Ayala-Aponte (2016)) and cassava roots (Koua et al. (2014); Aviara and Ajibola (2002)). These conclusions can be questioned. For instance, the results reported for cassava flour from Ayala-Aponte (2016) do not match those reported for similar products : cassava grates (Mesias and Tan (2015)) or fermented cassava flour (Cahyanti et al. (2018); Hawa et al. (2020); Sanni et al. (1999)). Similarly, results for whole cassava roots (Koua et al. (2014); Aviara and Ajibola (2002)) surprisingly differ from those of native cassava mash (Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)). Moreover, the temperature-induced difference between the isotherms measured by Koua et al. (2014) increased with a_w, which is doubtful since the isotherms of the same product generally converge when $a_w \longrightarrow 1$. Secondly, the isotherm measured at 60°C is also

doubtful, since it is far from the one measured at 45°C and shows no asymptote for $a_w = 1$. Further, the high temperature influence observed by Aviara and Ajibola (2002) needs to be be confirmed either by other measurements or by re-interpreting the calculated heat of desorption. Overall, the data from the reviewed literature is not robust enough to make a conclusion on the effect of temperature. From the measurements of Koua et al. (2014) and Aviara and Ajibola (2002), it seems that the sorption behavior of cassava roots would be strongly influenced by temperature while that of processed cassava would not. However, these sorption data are doubtful because they lead to unrealistic values of heat of desorption.

Physical consistency of estimated heat of sorption

Heats of sorption have been deduced from sorption isotherms by several authors using methods detailed in section 2.4.2. In figure 2.4, no significant difference between heat of adsorption and desorption can be identified. As discussed in relation to the significance of hysteresis, the difference between heats of adsorption and desorption is significant for a given author (Koua et al. (2014)) but becomes insignificant when different authors are compared.

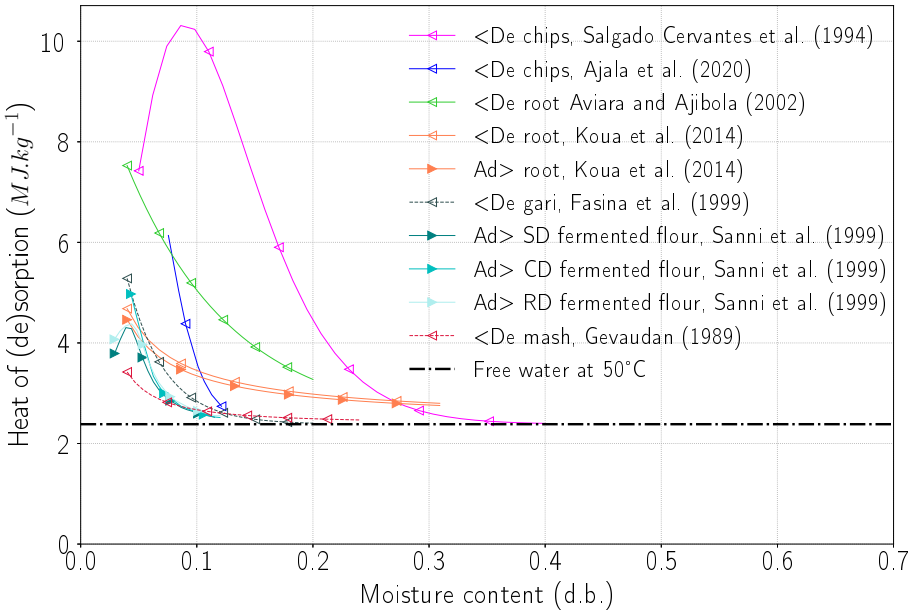


FIGURE 2.4 – Heat of adsorption (Ad>) and desorption (<De) for cassava products. With SD, CD, RD respectively sun dried, cabinet dried, and rotary dried fermented flour.

On average, for the range of moisture content considered here, the net heat of sorption of food products $q_{st} = L_p - L_v$ represents 10 – 20% of the total heat of desorption L_p (Chirife et al. (2007)), which is often neglected in drying simulators in which only the latent heat of vaporization of pure water is considered. Table 2.6 and Figure 2.4 show that the heat of desorption deduced by Aviara and Ajibola (2002), Ajala et al. (2020) and Salgado Cervantes et al. (1994), which has never been reported elsewhere in drying, are way too high to be physically consistent. Similarly, the heat of sorption calculated by Koua et al. (2014) is

also significantly higher than the latent heat of vaporization of free water at $X = 0.3$, for instance. At this moisture content, at 30°C – 60°C, water activity is close to one, *i.e.* 0.8 – 0.9, and one would expect desorption heat to be closer to the latent heat of vaporization of free water. For Koua et al. (2014) and Aviara and Ajibola (2002), these differences may be related to the influence of high temperature on sorption isotherms, which was only observed by these two authors. It should be noted that calculating the heat of sorption involves numerical derivation of the measured temperature, thereby amplifying errors, and possibly leading to physical inconsistencies. In contrast to works by Aviara and Ajibola (2002); Koua et al. (2014), it also reinforces the hypothesis that temperature has a weak influence on sorption isotherms. In other words, all cassava products may have their sorption isotherms modeled by a weak temperature influenced model. Furthermore, the net heat of sorption reported by Salgado Cervantes et al. (1994) and Sanni et al. (1999) surprisingly decreases below a certain moisture content. It is physically questionable, as it is usually considered that the lower the moisture content of a product, the stronger the bonds between the water and the solid and, hence, the greater the energy required to extract, *i.e.* desorb, the water. Therefore, the physical consistency of these isotherms (Ajala et al. (2020); Sanni et al. (1999); Salgado Cervantes et al. (1994)) are questionable. What is more, Ajala et al. (2020) measured sorption isotherms at high temperatures, where measurement uncertainties are greater (see section 2.4.3). Physically more consistent heats of sorption were found by Fasina et al. (1999) and Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989), 20% higher or less than the latent heat of vaporization of free water and very close to free water enthalpy at high equilibrium moisture content.

TABLE 2.6 – Importance of net heat of sorption of cassava products.

Product	Sorption	Mean $\frac{L_p - L_v}{L_p}$	X_m	$\frac{L_p - L_v}{L_p}$ at X_m	Source
Chips	< De	37%	0.0663 [a]	74%	Salgado Cervantes et al. (1994)
Chips	< De	36%	0.1 [c]	61%	Ajala et al. (2020)
Root	< De	36%	0.0663 [a]	63%	Aviara and Ajibola (2002)
Root	Ad >	24%	0.0506 [b]	42%	Koua et al. (2014)
Root	< De	23%	0.0551 [b]	42%	Koua et al. (2014)
Rotary dried fermented flour	Ad >	24%	0.067 [c]	26%	Sanni et al. (1999)
Sun dried fermented flour	Ad >	23%	0.067 [c]	22%	Sanni et al. (1999)
Cabinet dried fermented flour	Ad >	22%	0.067 [c]	24%	Sanni et al. (1999)
Gari	< De	17%	0.0633 [a]	37%	Fasina et al. (1999)
Mash	< De	7%	0.0731 [b]	16%	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)

[a] Average X_m of all the GAB models reviewed here (see table A.2).

[b] The average X_m of all those proposed by these authors at different temperatures.

[c] Considering all the GAB models reviewed here, the X value closest to the average X_m at which the net heat of sorption was calculated by the authors.

In most drying simulations, the moisture content at the surface of the product decreases drastically to converge towards equilibrium moisture content. Table 2.6 compares the importance of the net heat of sorption versus the global heat of sorption of free water at X_m. The table shows that, except for Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989), the net heat of sorption is not negligible at low moisture content. At even lower moisture content, the heat of desorption increases, and is consequently no longer negligible even for Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989). Indeed, (i) the equation to which the heat of desorption is fitted must have an asymptote at $X = 0$ and (ii) no measurement is currently available at or under X_m where uncertainties are high. Such high values for desorption heat at low moisture content

have a poor physical basis and should be avoided in a drying model.

Product dependence

Intuitively, the fact that cassava is processed or not is expected to influence its sorption isotherms. For a simple comparison, two groups of sorption isotherms were selected : one representing products containing whole –intact– cells and another containing partially destructured cells. As shown in figure 2.5, apart from the fermented flour isotherms measured by two authors (Sanni et al. (1999); Hawa et al. (2020)), the groups representing the two "processing levels" are completely mixed. The discrepancy between these two fermented flour isotherms and isotherms provided by other authors was already highlighted in sections 2.4.3, 2.4.3 and 2.4.3. What is more, the discrepancy between these fermented flour isotherms and the other isotherms plotted in figure 2.5 does not seem to be linked to the level of processing. Indeed, a fermented flour isotherm measured by another author (Chisté et al. (2012)) is more similar to the five other isotherms plotted here. Moreover, the extruded cassava isotherm (Gibert et al. (2006)), which is the isotherm of the most highly processed product, is similar to cassava root isotherms (Koua et al. (2014); Aviara and Ajibola (2002)). As a first –counter intuitive– conclusion, the influence of the structure of cassava cells, *e.g.* the level of processing is negligible.

The isotherms measured by three authors (Ajala et al. (2020); Sanni et al. (1999); Hawa et al. (2020)) look slightly different from the others. This discrepancy was mentioned in each preceding section but could not be clearly explained. It is neither due to hysteresis, nor to the level of processing. As the heats of sorption calculated using the Sanni et al. (1999) and Ajala et al. (2020) isotherms were physically inconsistent, these isotherms are questionable. Likewise, the discrepancy between the fermented flour isotherm (Hawa et al. (2020)) and the other authors' isotherms may be due to a property that could not be investigated in the present study : the composition, *i.e.* the variety or the maturity of the root.

The figures in previous sections, with the exception of three authors (Ajala et al. (2020); Sanni et al. (1999); Hawa et al. (2020)), as discussed above, suggest that the influence of the level of processing on sorption phenomena is weaker than the influence of the methods of measurement, model uncertainties or other parameters on which we could not discriminate the measurements as they are not mentioned in the reviewed articles. These unexplored parameters could be the origin, variety, maturity of the roots or environmental factors afecting their growth and characteristics. Furthermore, the discrepancies observed between cassava sorption isotherms of different varieties, processed differently, measured by different authors, as plotted in figure 2.2, are smaller than the discrepancy between the starch sorption isotherms measured by several authors.

Possibly due to partial gelatinization or stir-frying in vegetable oil, above a certain water activity and/or temperature, the hygroscopic behavior of *Gari* may differ from that of other cassava products, as reported in only two works (Adeteju et al. (2016); Zakhia et al. (1996)) (see section 2.4.3). In any case, the difference is small and is not clearly explained by these authors. Consequently, until specific complementary work is undertaken, modeling *gari*

sorption exactly like any other cassava products should be acceptable.

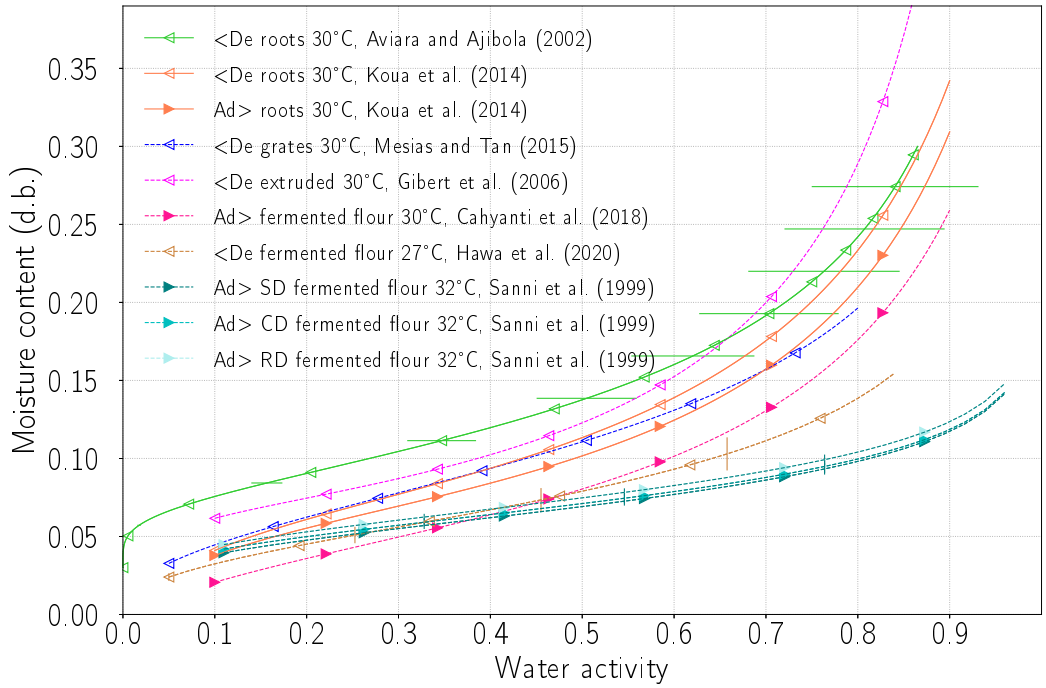


FIGURE 2.5 – Desorption and adsorption isotherms of cassava products with whole (solid lines) and partially destructured cells (dotted lines) at 30°C. With SD, CD, RD fermented flour respectively sun dried, cabinet dried and rotary dried.

A generic water sorption model for cassava products

As discussed in previous sections, neither significant hysteresis between adsorption and desorption, nor a clear influence of the level of processing was found. The influence of the raw cassava origin, *i.e* variety, maturity, growing techniques and environment, could not be really discussed as it is generally not specified in the articles. In fact, it is difficult to study the influence of roots origin, as it depends on a lot of uncontrolled environmental factors. Nonetheless, most of the measurements collected in this study, measured on products from various origins, present consistent and similar trends and values. Therefore, in the absence of additional data, neglecting the effect of the raw product origin is acceptable for the purpose of simulation. Thus, a robust sorption model for cassava products simulation could be deduced by fitting a selection of the data compiled here to the modified Halsey equation. All data were included, except the isotherms measured by three authors (Ajala et al. (2020); Sanni et al. (1999); Hawa et al. (2020)), for the reasons given in section 2.4.3. By freeing itself from the measurement uncertainties specific to each author and from unclear or unexplained variabilities which then offset each other, we believe this model best represents the average behavior of cassava products during adsorption and desorption. This approach is similar to those based on the wisdom of crowds used in other fields (Moussaïd (2019); Surowiecki (2005)). As an illustration, the diagnosis of a group of medical students often proves to be better than that of an experienced specialist, as their individual mistakes offset each other's

(Moussaïd (2019); Surowiecki (2005)). Likewise, assuming that the dataset is large enough, the mean value of measurements with uncertainties on products from various origins should be close to the physical reality being measured on a representative, average product, using a method free of uncertainties.

A fit with all the 3 parameters (A_{MH}, B_{MH}, C_{MH}) was first calculated, see table 2.7. The large uncertainty (*e.g.* 36%) on parameter A_{MH} and its weak influence favored a second fit with $A_{MH} = 0$ denoted "simplified modified Halsey" (eq. 2.17). The uncertainties on B_{MH} parameter also notably reduced from 8% down to 2%. Indeed, figure 2.6 shows that the model with two parameters is equally accurate.

$$X = \left(\frac{exp(-B_{SMH} \cdot T_K)}{-log(a_w)} \right)^{1/C_{SMH}} \tag{2.17}$$

where X is the moisture content (d.b.), a_w the water activity, T_K the temperature (K), B_{SMH} and C_{SMH} are empirical coefficients.

This generic isotherm model is in the same range as the cassava starch sorption isotherm measured by Cova et al. (2010) (see figure 2.6) we used as a reference for this study (see section 2.4.3). This tends to confirm both the validity of this model and the first assumption of this article : the sorption isotherm of a mixture can be acceptably predicted with its compound isotherms (Iglesias et al. (1986)) for the purpose of simulation. Thus, raw and processed cassava sorption phenomena can be modeled by sorption isotherms of powder with high amylopectin content, itself well modeled by the model proposed here. After checking, this assumption could be extrapolated to other starchy roots, such as yam, sweet potato or taro.

TABLE 2.7 – Parameters of a generic model of the cassava sorption isotherm.

Model	A	B	C	a_w	T (°C)	Residues
Modified Halsey	1.15075 ± 0.4175	0.0182291 ± 0.001391	1.8693 ± 0.04182	$0.05 - 0.93$	$25 - 90$	0.473329
Simplified modified Halsey	0	0.0145172 ± 0.0002362	1.86838 ± 0.04204	$0.05 - 0.93$	$25 - 90$	0.473913

Heat of sorption (eq. 2.18) was deduced from this simplified modified Halsey model following the method explained in section 2.4.2. As the isotherm model, it should be valid both for adsorption and desorption. It is on average 18% higher than the latent heat of vaporization of free water and really close to it at high water activity (see fig. 2.7). Thus, this heat and isotherm of sorption can be considered as physically consistent (see section 2.4.2).

$$L_p = 6.2111 \cdot 10^3 \cdot X^{-1.867} + L_v \tag{2.18}$$

where X is the moisture content (d.b.), L_p the cassava heat of sorption ($J \cdot kg^{-1}$), L_v the latent heat of vaporization of free water ($J \cdot kg^{-1}$).

At $X = 0.111$ (*i.e.* 10% w.b.), *i.e.* the cassava flour standard in Nigeria (Sanni et al. (2005)), this heat of sorption is 14% higher than the latent heat of vaporization of free water.

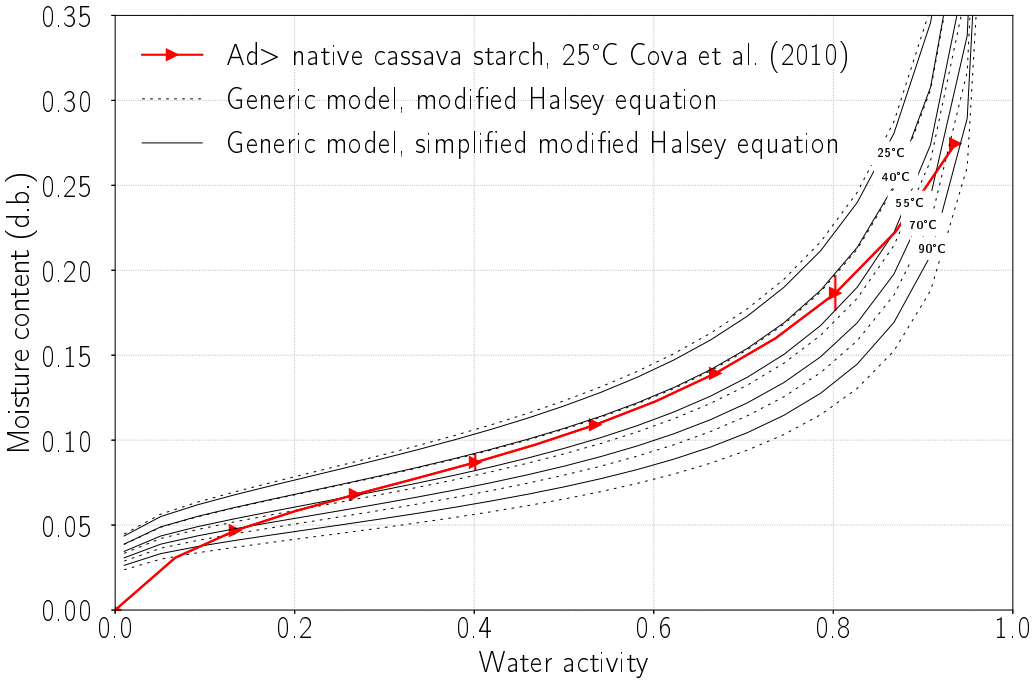


FIGURE 2.6 – Generic ad- and desorption isotherms of cassava products (obtained by fitting measurements made by 17 authors).

On one hand, this observation confirms that it is better not to neglect the heat of sorption. On the other hand, available sorption measurements at moisture contents below 5% d.b. are rare and involve high measurement uncertainties thus making estimates of heat of sorption less reliable than the well-known latent heat of vaporization of pure water. It is thus advisable to consider L_p constant at moisture contents lower than the lowest moisture content at which sorption was measured.

2.4.4 Conclusion

The objective of the study was to define the best sorption isotherm to be used for simulations of cassava processing, particularly drying. Many ad- and de- sorption isotherms measured by different authors on various cassava products (roots of different origin, level of processing, etc.) at several temperatures, are available in the literature. We first compiled and compared these sorption isotherms and found no clear or significant influence of the hysteresis between adsorption and desorption, nor of the level of processing nor of the origin of the product. For the purpose of simulation, we thus considered it was appropriate to use a generic, global model for all cassava products. What is more, according to the wisdom of crowds theory, a mean measurement based on a sufficiently large dataset can be considered an accurate approximation of the physical reality.

Therefore, second, we fitted all valid sorption data we compiled to a temperature dependent model and propose a global, generic, sorption isotherm model. A heat of sorption model was deduced from this isotherm model. Both models are valid in a $25 - 90$°C temperature range and a $0.05 - 0.93$ water activity range.

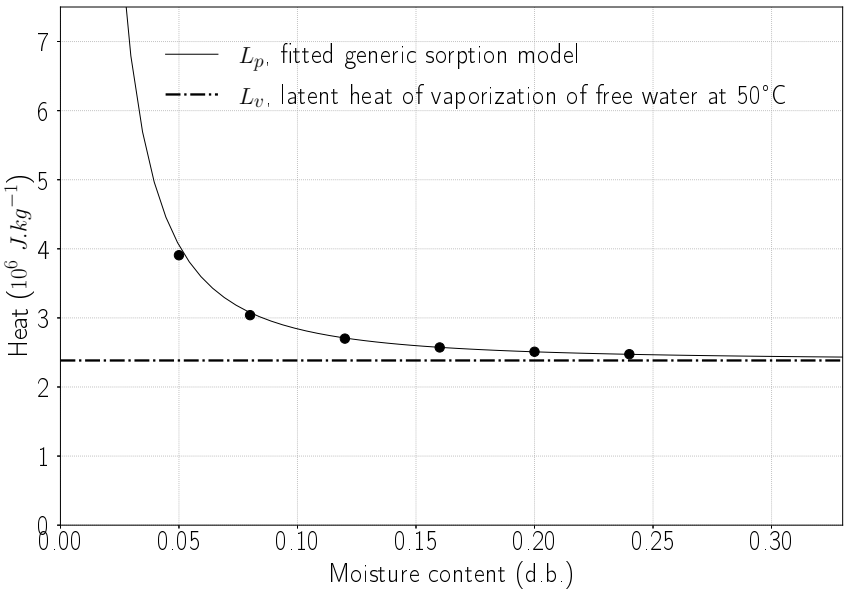


FIGURE 2.7 – Generic heat of sorption of cassava products compared to the latent heat of vaporization of free water.

Furthermore, cassava being mainly composed of starch, the global model proposed here was compared to a starch sorption isotherm considered as reliable. The model could well represent starch sorption behavior. Firstly, this tends to confirm the assumption that the sorption behavior of a product can be predicted by the sorption behavior of its components. Secondly, it opens the way for using this model for other starchy products. Finally, the approach proposed here, *i.e.* fitting literature data to an equation to obtain a global, generic model, could also be applied to other product characteristics.

Résumé

Les étapes de déshydratation, critiques dans la production de farine de manioc, sont modélisées par des modèles phénoménologiques multi-produits dans le simulateur. Ces modèles reposent sur des propriétés du produit transformé, ici le manioc. Dans ce chapitre, nous avons choisi, validé ou adapté les modèles de conductivité, capacité calorifique et sorption à travers une étude bibliographique.

Un modèle de sorption a été calé sur des mesures collectées dans la littérature. Valide sur une grande diversité de maniocs, il semble également valide pour de l'amidon. Sa validité sur d'autres produits amylacées pourra être évaluée dans une étude postérieure. Des modèles de capacité calorifique et de conductivité multi-produits, sans paramètres à identifier ont été choisis et comparés à des mesures collectées dans la littérature. Le modèle de capacité calorifique retenu est valide pour de multiples formes de manioc (origine, niveau de transformation). La validité du modèle de conductivité est plus contestable : la porosité, variant au cours de la transformation du manioc, semble avoir une influence significative sur cette propriété mais n'est pas prise en compte dans le modèle. Le modèle de séchage diffusif-convectif utilisant cette propriété dans le cadre de ce travail étant peu sensible à sa valeur, et dans un soucis de simplicité et de généricité, ce modèle disponible dans la littérature a été toutefois sélectionné.

Certaines propriétés n'ont pas pu être définies à travers cette étude bibliographique. En effet, aucune valeur des propriétés du manioc en filtration-consolidation (e.g. résistance de filtration, compressibilité) n'a été trouvée. De plus, la fiabilité des mesures de diffusivité de l'eau dans le manioc collectées semblait contestable. Ces propriétés sont donc identifiées dans les chapitres suivants, en calant les modèles de filtration-consolidation, puis de séchage, à des mesures expérimentales.

Chapitre 3

Filtration-consolidation

Dans la production de farine, le manioc fragmenté est déshydraté mécaniquement, majoritairement par des presses manuelles ou hydrauliques. En vue d'améliorer cette opération, une étude expérimentale a été menée. Les performances de l'opération ont ainsi été évaluées et le mécanisme de filtration-consolidation modélisé.

Cette étude a fait l'objet d'un article : van der Werf, L., Chiadò Rana, A., Chapuis, A., Delpech, C., Wisniewski, C., and Courtois, F. (2023). Experimental study and modelling of a filtration–consolidation step : Towards the development of a design tool for cassava dewatering. Journal of Food Engineering, 342 :111338. (van der Werf et al. (2023)).

Keywords

Filtration ; Consolidation ; Modelling ; Dewatering ; Cassava

Nomenclature

A	filtration surface area $[m^2]$
C	volume fraction of solids in cake $[-]$
C_0	coefficient equal to the volume fraction of solids in cake at 1 bar $[bar^{-\beta}]$,
C_e	modified consolidation coefficient $[m^2 \cdot s^{-1}]$
C_{e0}	coefficient equal to the modified consolidation coefficient at 1 bar $[m^2 \cdot s^{-1} \cdot bar^{-\gamma}]$,
DM	mass fraction of dry matter on wet basis (w.b.) $[-]$
d_{50}	median diameter $[\mu m]$
G	coefficient representing the product pressure-dependent properties in consolidation $[-]$
G_0, G_1	parameters of the correlation between G and the applied pressure $[-]$
i	number of drainage surfaces $[-]$
L	product height in the equipment $[m]$
m	mass $[kg]$
n	compressibility index in filtration $[-]$
P	pressure applied $[Pa]$ or $[bar]$ depending on the context
R_s	cloth filter resistance $[m^{-1}]$
t	time $[sec]$
T_c	dimensionless consolidation time $[-]$
U_c	consolidation ratio $[-]$
Vol	volume $[m^3]$
V_s	volume of solids in the press per filtration surface area $[m^3 \cdot m^{-2}]$
W	mass of deposited dry cake per unit of filtrate volume $[kg \cdot m^{-3}]$
X	mass fraction of water on wet basis (w.b.) $[-]$

Greek letters

α	specific cake resistance $[m \cdot kg^{-1}]$
α_0	coefficient equal to the specific cake resistance at 1 bar $[m \cdot kg^{-1} \cdot bar^{-n}]$,
β	compressibility index $[-]$
δ	secondary consolidation index $[-]$
γ	modified consolidation coefficient index $[-]$
μ	dynamic viscosity $[Pa \cdot s]$
ν	secondary consolidation coefficient $[-]$
ν_0	coefficient equal to the secondary consolidation index at 1 bar $[bar^{-\delta}]$
ρ	density $[kg \cdot m^{-3}]$
σ	standard deviation
ω	dry mass of solids in the press per filtration surface area $[kg \cdot m^{-2}]$

Indices

0	at the beginning of the operation
atm	atmospheric
av	average in the cake thickness
c	during the consolidation
$cake$	dewatered or in the process of being dewatered mash
$filt$	filtrate
s	solid
tr	at the transition point between the filtration and the consolidation
w	water
∞	at the end of the consolidation, when the equilibrium is reached

3.1 Introduction

Cassava is estimated as the ninth most considerable crop in the world human diet with 304 million of tons produced in 2019, of which 63% were produced in Africa (FAOstat (2021)). Its production has been increasing for many years, particularly in Africa where it increased by 61% between 2009 and 2019 (FAOstat (2021)). Its transformation is fundamental to extend its shelf-life and reduce its toxicity (Hillocks (2002)).

In Africa, cassava roots are mainly transformed for human consumption, in dry flours, semolina, or fermented pastes (Westby (2002)). During flour production, cassava roots are firstly peeled and washed. Then, depending on the desired product, roots can be fermented, either by immersing entire roots into water, or in bags after grating. The mash obtained is mechanically dewatered, generally by pressing the bags under a piston press, and finally dried. In small processing units, sun drying is often preferred, while it can take a long time (about $27 - 35\ h$ (Njie and Rumsey (1998))), during which fungus can grow causing mycotoxin production (Westby (2002)). To avoid these problems, to increase and to stabilise the production, artificial dryers are used when it is economically consistent. To limit sun drying time or artificial drying energy consumption, prior mechanical dewatering appears as a crucial step : the more effective this step is, the less energy shall be consumed in the following drying stage.

The three main techniques of mechanical dewatering are : centrifugation, vacuum filtration, and compression. Compression is a relevant technological choice for cassava dewatering in large, medium or small units for many reasons. First, pressing can be performed with a simple and cheap piston press, although centrifugation and vacuum filtration are usually expensive. Moreover, some pressure filters were proved more effective than centrifuges for starch dewatering (Sriroth et al. (1999)).

Data on cassava mechanical dewatering is scarce in literature. Therefore, the present study focused on modelling cassava compression dewatering based on a series of experiments in a filtration-consolidation cell. Cassava from different origins and with different particle size distributions were studied. The objectives were to (i) evaluate the overall performance of the operation and (ii) provide a model for the design of pressing equipment. For this purpose,

the proposed model should predict the moisture content of the cake according to the mash initial moisture content and mass, filtration surface area, pressure and time. In the present study, the overall performance of cassava mash compression dewatering was evaluated by monitoring the moisture content of the product in the filtration-consolidation cell over time, at various pressures and for various ratios of pulp mass to filtration surface areas. During the operation, the product undergoes two phenomena, *i.e.* cake filtration and consolidation (Shirato et al. (1970)) . Consolidation begins when the piston reaches the particles, networked enough to form a cake. Robust models, validated on a large variety of products, exist both for filtration (Hermia) and consolidation (*e.g.* Terzaghi, Terzaghi-Voigt, Sivaram and Swamee (1977); Shirato et al. (1979)). For each stage, a model was chosen based on its consistency with the product behaviour and its suitability for applications in engineering (*e.g.* required computing time). Then, both models were combined to describe the whole process. Cake characteristics are defined as pressure-dependent functions, allowing to employ the global model (filtration and consolidation) under various pressures. In the literature, few examples focused on modelling both phenomena (*e.g.* Mihoubi et al. (2003); Grimi et al. (2010)). Moreover, the cake filtration and consolidation properties, as well as the transition point between both phenomena, are generally defined by graphical means (Tarleton and Wakeman (2006)), which is time-consuming and presents repeatability issues due to human interpretation. To avoid the main limits of this method, *i.e.* the low repeatability and the subjective and time consuming human intervention, a numerical method was proposed and discussed in the present study.

3.2 Materials and methods

3.2.1 Cassava mash

Experiments were conducted with three batches of cassava roots : a large batch imported from Costa Rica, noted batch #1, and two smaller batches imported from Costa Rica and Cameroon at different dates, respectively noted batch #2 and #3.

The three batches were manually peeled and rasped to obtain a mash with a defined median particle size. In accordance with the literature data about cassava mash from processing units (Gevaudan (1989); Escobar et al. (2018)), mashes having a d_{50} in an approximate range of $700 - 1000\ \mu m$ were produced. Mash having a d_{50} of $1000\ \mu m$ was obtained with a semi-industrial grater *Gauthier* (France), having the same design as the ones used in cassava processing units. Mash having a d_{50} of $700\ \mu m$ was obtained with a domestic *Magimix cuisine system 4200* (France) kitchen equipment.

To characterise the particle size distribution, a sieving method was adopted. It consists in passing the product through a series of calibrated sieves stacked on top of each other with decreasing mesh sizes. At the end of the procedure, the weight of product retained on each sieve is measured. As cassava mash is very humid ($X_{w.b.} = 64.1\%\ w.b.$ here), dry sieving was unsuitable. Thus, a similar protocol based on Da et al. (2013); Escobar et al. (2018) was developed. Cassava mash was sieved with a pile of seven sieves of decreasing mesh sizes (3000, 1000, 710, 425, 212, 106 and 50 μm) under water on a laboratory vibrating sieve machine.

Due to the addition of water, the mash retained on each sieve had to be dried afterwards and the amount of dry matter released in the water was evaluated by measuring its dry matter content (method in section 3.2.2). The particle size distributions were based on these dry matters. The amount of released dry matter was neglected in the calculation of the median diameter, as carried out in the literature (Da et al. (2013); Escobar et al. (2018)), while it was considered in the discussion about the product structure in section 3.3.1.

According to the methodology adopted to produce the mash, some cell damage could be observed (Escobar et al. (2021)), which can modify the filtration-consolidation behaviour of the product. Thus, a methodology to estimate a damaged cell ratio was conducted. A specific study about the impact of the conservation method on mash behaviour was also proposed through a preliminary study.

Damaged cell ratio The damaged cell ratio was evaluated following the method proposed by Escobar et al. (2021). Cassava roots are mainly composed of starch (93% dry basis), fibres (2% dry basis) and proteins (3% dry basis) (Aryee et al. (2006)). As in plant tissues, a large part of the starch is located inside the cells, the proportion of cell wall breakdowns was considered equivalent to the proportion of extracellular starch. The quantity of starch released after rinsing the mash was considered equivalent to the quantity of extracellular starch. In addition, the particle size of cassava starch ranges from 3 to 32 μm (Defloor et al. (1998)). Therefore, mashes were rinsed above a 50 μm mesh size sieve, assuming that the dry matter released was mainly composed of starch. The dry matter content of the rinsing water and the initial mash were finally measured, following the method presented in section 3.2.2. Assuming that the initial mash is composed of 93% dry basis of starch (Aryee et al. (2006)), the proportion of released starch, considered equal to the proportion of damaged cell was calculated.

This procedure allowed establishing that the *Magimix cuisine system 4200* cooking equipment broke 61% of the cell walls, while 64% were broken by the *Gauthier* grater. These proportions are close to the one measured by Escobar et al. (2018) on cassava rasped in *Gari* processing unit, *i.e.* around 65%.

Conservation method As cassava has a short shelf-life, to ensure a good reproducibility of the trials, a conservation technique of the mash had to be chosen. Hence, in a preliminary study, the effects of deep-freezing (at $-25°C$) were evaluated both on the integrity of mash cells and the behaviour of the mash under filtration and consolidation.

The impact of deep-freezing on the integrity of mash cells was evaluated following the method proposed by Escobar et al. (2021) and explained above. The mass difference on released starches, between fresh and frozen mashes grated with *Gauthier* and *Magimix* devices was smaller than 2%. Therefore, freezing procedure on cassava mash seemed to not significantly damage cellular walls.

The impact of deep freezing on the behaviour of the mash under filtration and consolidation was evaluated by comparing compression dewatering experiments in the same conditions (15 bar, 200 g of mash at the initial time), on both fresh and deep-frozen mashes from the

TABLE 3.1 – Preparation and use of the three batches of cassava roots.

Experiments on the product allowed either to fit the model, or to evaluate the impact of the deep-freezing on the mash properties.

Batch	d_{50} [μm]		X_0	Conservation at		Model	Freezing
	700	1000	[% $w.b.$]	-15°C[a]	4°C	fitting	impact
#1	x	x	64.7 ± 1.4	x		x	
#2	x		60.5 ± 5.5	x	x	x	x
#3	x		62.3 ± 1.4	x	x	x	x

[a] The product was previously deep-frozen at -25°C.

batch #2. As the resulting kinetics were similar (RMSE on the filtrate mass = 2%), the impact of deep-freezing on cassava mash behaviour under filtration and consolidation was considered to be negligible. Therefore, kinetics on deep-frozen mash could be used to fit the model and analyse the dewatering performance.

Table 3.1 summarises the preparation, conservation and use of the three batches.

3.2.2 Compression dewatering experiments

Experimental procedure

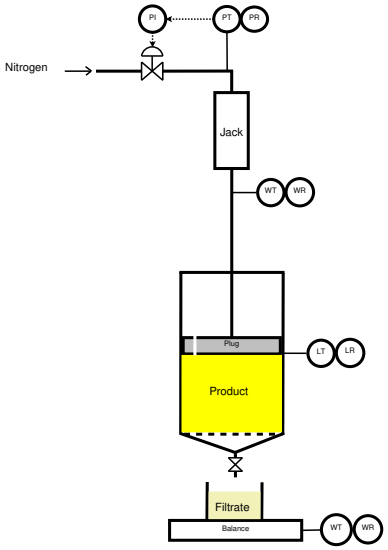
The filtration-consolidation cell, presented in figure 3.1, was designed and manufactured at Cirad Laboratories (Qualisud team, Montpellier, France). The cell is a stainless-steel cylinder of 50 mm in diameter and 230 mm in height. It was closed at the bottom with a valve where a cloth filter collected in a cassava starch factory, having a mesh size of $15-20$ μm, was placed. Pressure applied by the pneumatic piston could be adjusted between 4 and 21 bar. A *LabView* program controlled the pressure applied and recorded, every second, the measurements useful to evaluate the applied pressure (*i.e.* air pressure and strength applied by the piston), and the dewatering kinetics (*i.e.* piston height and filtrate mass).

For trials with deep-frozen mash, the sample was thawed in a bain-marie at 35°C. For trials with fresh mash, the sample was grated within a few hours before the dewatering. The sample thus prepared was inserted in the filtration-consolidation cell. The piston was lowered until touching the mash. The pressure previously entered in the *LabView* program was then applied by the piston on the mash to dewater it. The height of mash in the cell and the mass of filtrate released were measured and recorded during the whole kinetic. When the variation of filtrate mass over time became negligible (*i.e.* less than 0.1 $g \cdot min^{-1}$), the dewatering was stopped by lowering the applied pressure to ambient pressure. The dewatered mash, called filter cake, and the filtrate were weighted. Their dry matter content were measured (see method in section 3.2.2).

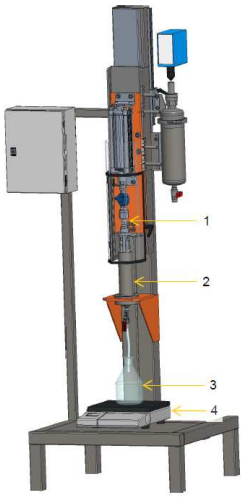
The overall performance of the operation and the model calibration were based on the evolution of the product moisture content over time in the filtration-consolidation cell. It was calculated either with the initial mash or the final cake dry matter contents and the filtrate mass. A mass balance on the dry matter of the initial mash, final cake and filtrate allowed

to evaluate the validity of a trial. The mass balance on the dry matter of the initial mash, final cake and filtrate was systematically verified.

By comparing several trials with the same pressure, the standard deviation (σ) of the cake moisture content during the whole kinetic was calculated. Therefore, the standard deviation evaluated as a function of the cake moisture content ($\sigma = f(X_{cake})$) was expressed and approximated with a linear function. Each error bar shown on the plots in section 3.3 has a total height of 2σ.



(a) Instrumentation diagram. With LR the length recorder; PI the pressure indicator; PR the pressure recorder; PT the pressure transmitter; WR the strength recorder.



(b) 3D image. With (1) the pneumatic piston; (2) the cell were the product is filtered and consolidate; (3) the filtrate vessel; (4) the filtrate balance.

FIGURE 3.1 – Schematics of the filtration-consolidation lab scale pilot.

Dry matter content measurement

For each filtration-consolidation trial, the dry matters of the initial mash, the final cake and the filtrate were measured using different methods. For the cake and the initial mash, the sample was placed on a dry aluminium cup and the ensemble was dried for at least 1 day at 105°C, as recommended by the AOAC (Horwitz and Latimer (2005)). For the filtrate, to avoid measurement errors due to Maillard reactions (Bradley (2010)), the sample was first dried at 45°C under ambient pressure for one day, and next at 70°C under vacuum for another day.

3.2.3 Modelling of compression dewatering

Modelling strategy

In the filtration-consolidation cell, as mentioned in section 3.1, the mash undergoes two successive phenomena, *i.e.* filtration and consolidation (Tarleton and Wakeman (2006); Shirato et al. (1970)). Robust models exist for each phenomenon.

Filtration model Depending on filtration conditions, various filtration models can be used. During the compression dewatering of cassava mash, the particles of this highly charged suspension, accumulated on a support (filter), form a porous cake. A cake filtration model can thus be considered (Ripperger et al. (2009)).

Darcy's law was applied and integrated with the following hypothesis to obtain the Hermia model of cake filtration (equation 3.1, Leclerc (1997)). All the mash solid matter was assumed to be retained on the cloth filter, and thus (i) the mass of deposited cake was assumed to be proportional to filtrate volume and (ii) the filtrate solid matter content was neglected. Therefore, the filtrate viscosity, considered constant, was assimilated to that of water. The pressure applied and the filtration surface area were both considered constant. The filtration phenomenon was assumed to be ideal, *i.e.* cake particles were considered as perfectly rigid and not compactable. Cake structure was therefore considered homogeneous both in space and in time.

$$\frac{t}{Vol_{filt}} = \frac{\mu_{filt} \cdot \alpha_{av} \cdot W}{2 \cdot A^2 \cdot (P - P_{atm})} \cdot Vol_{filt} + \frac{\mu_{filt} \cdot R_s}{A \cdot (P - P_{atm})} \tag{3.1}$$

With α_{av} the specific cake resistance $[m \cdot kg^{-1}]$, W the mass of deposited dry cake per unit of filtrate volume $[kg \cdot m^{-3}]$, P the pressure applied $[Pa]$, P_{atm} the atmospheric pressure $[Pa]$, R_s the cloth filter resistance $[m^{-1}]$, A the filtration surface area $[m^2]$, Vol_{filt} the filtrate volume $[m^3]$ and t the time $[sec]$, μ_{filt} the filtrate dynamic viscosity $[Pa \cdot s]$.

As a highly charged suspension was filtered, a filter cake should be formed quickly on the support. Thus, the cloth filter resistance was considered negligible (*i.e.* $R_s = 0$) compared to the cake resistance. For some products, considered as compressible, the specific cake resistance is pressure-dependent. In this case, its specific resistance is then described by a power function (equation 2, Tarleton and Wakeman (2006)), involving a compressibility index, n, and a coefficient, α_0, whose value is equal to the specific cake resistance under atmospheric pressure.

$$\alpha_{av} = \alpha_0 \cdot (1 - n) \cdot P^n \tag{3.2}$$

With α_0 a coefficient $[m \cdot kg^{-1} \cdot bar^{-n}]$, n the compressibility index $[-]$, P the pressure applied $[bar]$

Consolidation model When the piston reaches the cake, filtration ends and consolidation begins. The water is then expelled from the pores, through the reduction of the porosity and the thickness of the cake. Consolidation can generally be divided into two successive stages, named the primary and the secondary consolidation.

The primary consolidation is characterised by cake porosity variation depending only on the local pressure applied. It ends locally when the hydraulic pressure becomes equal to the atmospheric pressure, all the applied pressure being supported by the solid matrix.

Primary consolidation can be described by a diffusive model based on Terzaghi's theory developed for soil engineering and then applied to other fields (Kamst (1995); Venter et al. (2007)). Terzaghi considered (i) consolidation as unidimensional, *i.e.* with only vertical constraints,

deformations and water flow and (ii) the consolidation coefficient as constant both in space and in time to simplify the calculation. This model was applied to filter cakes, considered as having an heterogeneous structure at the beginning of the consolidation (Shirato et al. (1986)). Indeed, during filtration, the layers of the cake close to the filter medium have generally started to be slightly compressed, resulting in a vertical gradient of solid concentration (Leclerc and Rebouillat (1985)). To take into account this heterogeneity, Shirato et al. (1980, 1986) assumed that the initial distribution of hydraulic pressure in a filter cake was the solution of the consolidation model, at the initial time, solved using a Laplace transform : monotone, increasing from the top to the bottom of the cake, and described by a sinusoidal function on a half period.

Considering this initial condition, Shirato et al. (1986) presented an analytical solution of this primary consolidation model for filter cake (equation 3.3). Details of these models are available in the literature (*e.g.* Shirato et al. (1986); Kamst (1995)).

$$U_c = \frac{L_{tr} - L}{L_{tr} - L_\infty} = 1 - exp\left(-\frac{\pi^2 \cdot T_c}{4}\right) \tag{3.3}$$

$$T_c = \frac{i^2 \cdot C_e \cdot t_c}{V_{s_0}^2} \tag{3.4}$$

With U_c the consolidation ratio $[-]$, L_{tr}, L, L_∞ the cake thickness $[m]$, respectively at the beginning of the consolidation, at the time t_c $[s]$ and at the end of the consolidation, T_c the dimensionless consolidation time $[-]$, C_e the modified consolidation coefficient $[m^2 \cdot s^{-1}]$, i the number of drainage surface $[-]$ ($i = 1$ if there is one drainage surface, *i.e.* one filter media, and $i = 2$ if there is one filter on the top and one on the bottom of the cake), V_{s_0} the solid volume per filtration surface area at the initial time $[m^3 \cdot m^{-2}]$.

The secondary consolidation is characterised by cake porosity variation due to the creep of solids (Sivaram and Swamee (1977); Shirato et al. (1974); Leclerc and Rebouillat (1985)). The kinetics of this phenomenon depends mainly on the plastic characteristics of the solid (Shirato et al. (1970)). Consolidation ends at the equilibrium point, at which the pressure in the cake is uniform and the filtrate is no more expelled.

To take into account both consolidation stages, Shirato et al. (1979), building on the work from Sivaram and Swamee (1977), proposed the semi-empirical model presented in equation 3.5, which is possibly the most widely applicable model in our humble opinion. It was developed for cakes having a homogeneous structure at the beginning of the consolidation.

$$U_c = \frac{L_{tr} - L}{L_{tr} - L_\infty} = \frac{\sqrt{\frac{4 \cdot T_c}{\pi}}}{\left[1 + \left(\frac{4 \cdot T_c}{\pi}\right)^\nu\right]^{\frac{1}{2 \cdot \nu}}} \tag{3.5}$$

With ν the secondary consolidation coefficient $[-]$

Intrinsic characteristics of the product representing its behaviour in consolidation are used in these models. The modified consolidation coefficient C_e reflects the cake compressibility during the consolidation phase. The secondary consolidation coefficient ν indicates the extent

of the secondary consolidation phase. A secondary consolidation occurs usually for products having a ν lower than 2.8 (Shirato et al. (1979)). Moreover, to use Shirato et al. (1979, 1986) models in a filtration-consolidation operation, the length of the cake at the transition time, *i.e.* at the end of the filtration, and at the beginning of the consolidation, are needed. These lengths can be calculated from the volume fraction of solids in cake respectively at the transition time ($C_{av_{tr}}$) and at the equilibrium (C_{av_∞}), which are intrinsic characteristics of the product (Tarleton and Wakeman (2006)). As the specific cake resistance in filtration, according to Tarleton and Wakeman (2006), these four characteristics can be expressed as power functions of the pressure applied P by an equation having the form of the equation 3.6. Specific correlations of each pressure-dependent properties are presented in table 3.2.

$$G = G_0 \cdot P^{G_1} \tag{3.6}$$

With G one of the product characteristics in consolidation (*i.e.* $C_{av_{tr}}$, C_e, C_{av_∞}, ν), G_0 a coefficient equal to the product characteristic when $P = 1$, G_1 a parameter and P the pressure applied.

TABLE 3.2 – Correlations between the intrinsic characteristics of the product in filtration-consolidation and the applied pressure (Tarleton and Wakeman (2006)).

With P the pressure applied [*bar*].

Filtration	Specific cake resistance	$\alpha_{av} = \alpha_0 \cdot (1-n) \cdot P^n$
	Volume fraction of solids in cake at the end of filtration	$C_{av_{tr}} = C_{0_{tr}} \cdot P^{\beta_{tr}}$
Consolidation	Volume fraction of solids in cake at the end of consolidation	$C_{av_\infty} = C_{0_\infty} \cdot P^{\beta_\infty}$
	Modified consolidation coefficient	$C_e = C_{e0} \cdot P^{\gamma}$
	Secondary consolidation coefficient	$\nu = \nu_0 \cdot P^{\delta}$

Data processing

For each trial, the characteristics of the product in filtration and consolidation (*i.e.* α_{av}, $C_{av_{tr}}$, C_e, C_{av_∞}, ν) were identified using a numerical method. A graphical method is usually employed when both filtration and consolidation are considered (Tarleton and Wakeman (2006)), requiring a human intervention. To avoid -subjective- human interventions, in particular for parameters as critical as the transition point between both phenomena, and improve the robustness and the reliability of the procedure, we proposed to use a mathematical, systematic, curve fitting approach. Filtration and consolidation models presented in the previous section were implemented in Python 3.8 language using the constants and properties defined in table 3.3. The curve fitting method from the Scipy library, based on the Levenberg-Marquardt algorithm, was used to determine the coefficients best suiting the experimental data. It took less than 10 seconds to fit 10 trials on a DELL Latitude 5500 Intel(R) Core(TM) i7-8665U CPU @ 1.90 GHz with 16 GB RAM with Windows 10 PRO 64 bits operating systems.

The characteristics of the product identified on a selected subset of experiments, noted *learning set*, were then expressed as a function of the pressure applied P. The selected experiments were kinetics for which (i) identified coefficients had a reasonable confidence interval

and (ii) the volume fraction of solids in cake at the end of consolidation, C_{av_∞}, identified numerically, and the mass fraction of water in the cake at the end of consolidation, X_{cake_∞}, measured experimentally, had similar trend when plotted against pressure. The subset of experiments not selected was noted *training set* and used for validation purpose. Finally, the global model, with the pressure-dependent properties, was compared to all data from *learning* and *training sets*.

TABLE 3.3 – Product properties and parameters used in the filtration and consolidation models - origin and values.

Origin	Parameter	Value	Unit
Literature	Dry cassava density ρ_s (Escobar et al. (2018))	1562	$kg \cdot m^{-3}$
	Water density ρ_w	997	$kg \cdot m^{-3}$
	Water viscosity μ_w	$1 \cdot 10^{-3}$	$Pa \cdot s$
Hypothesis	Filter cloth resistance R_s	0	m^{-1}
Equipment characteristics	Drainage surface number i	1	–
	Filtration surface area A	$2.4 \cdot 10^{-3}$	m^2
Measured for each trial	Initial height of product L_0	–	m
	Initial mass of product m_0	–	kg
	Initial moisture content X_0	–	–
	Applied pressure P	–	Pa or bar*
Identified by curve fitting	Specific cake resistance to filtration α_{av}	–	$m \cdot kg^{-1}$
	Volume fraction of solids in cake at the end of the filtration $C_{av_{tr}}$	–	–
	Volume fraction of solids in cake at the end of the consolidation C_{av_∞}	–	–
	Modified consolidation coefficient C_e	–	$m^2 \cdot s^{-1}$
	Secondary consolidation coefficient ν	–	–

* *Depending on the context*

3.3 Results and discussion

3.3.1 Overall performance

Experimental results

The present study was carried out in view of evaluating the performance of cassava pulp dewatering. As the objective was to obtain the cake as dry as possible in a limited time, the performance was discussed in terms of the dewatered cake moisture content and the analysis of the dewatering kinetics.

Dewatered cake moisture content Figure 3.2 presents the mash moisture content at the end of the consolidation (X_{cake_∞}) as a function of the applied pressure P for cassava mash having different particle size characteristics. The final moisture content of the dewatered cassava mash from the three batches (X_{cake_∞}) strongly depended on the pressure P (Figure 3.2). X_{cake_∞} decreased quite linearly from 42.5% *w.b.* at 4 *bar*, to 34.5% *w.b.* at 16 *bar*. At higher pressures, X_{cake_∞} remained stable around 34.5% *w.b.*. Therefore, it can be assumed that it is not possible to extract more water from the mash by increasing the pressure above 16 *bar*. The cake moisture content measured at 16 *bar* could be considered as the mash moisture content limit, defined in the literature as being representative of the proportion of bound water (Lee and Hsu (1995); Kopp and Dichtl (2001); Ruiz et al. (2010); Zarate Vilet

et al. (2020)). This water is characterized by strong interactions with solids by capillary or adhesive forces (Kopp and Dichtl (2001)) and thus requires thermic process, as drying, to be removed. According to this, 34.5% *w.b.* seemed to be the minimum moisture content that can be achieved through a mechanical dewatering by filtration-consolidation.

Figure 3.2 shows that the difference in particle size distribution seemed to have a negligible effect on the X_{cake_∞}. Moreover, as the mashes from the three batches of cassava roots had similar X_{cake_∞} at a same pressure (Table 3.5), the influence of the variability of raw material was assumed to be negligible.

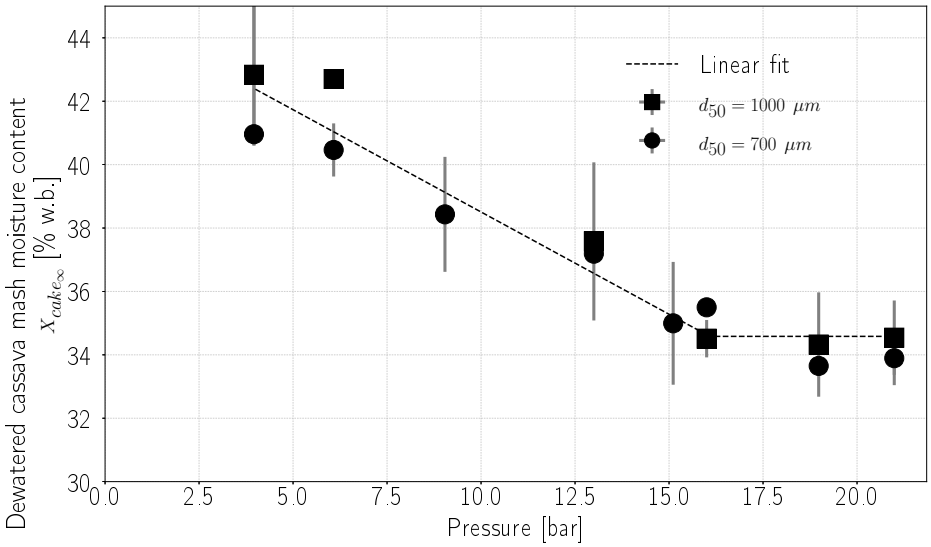


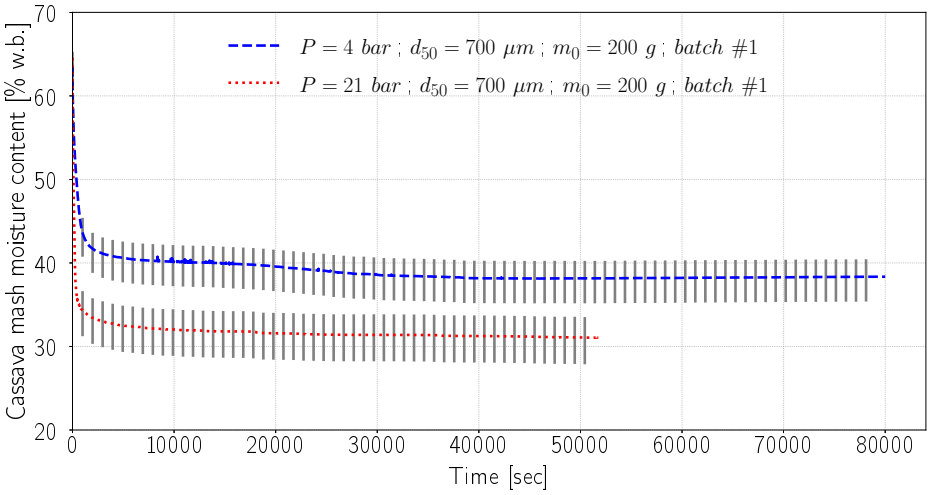
FIGURE 3.2 – Mash moisture content at the end of the consolidation (X_{cake_∞}) as a function of the applied pressure P.

Kinetics analysis The operating conditions had a strong influence on the dewatering kinetics. An increase of the applied pressure led to a faster dehydration and a larger quantity of filtrate eliminated (Figure 3.3a). As an example, at 4 *bar*, for a ratio between the mass of solids and the filtration surface area (ω_0) of 15 $kg\ dry\ matter \cdot m^{-2}$, the equilibrium ($X_{cake_\infty} = 39.0\%\ w.b.$) was almost reached in 1500 *s* whereas at 21 *bar*, only 500 *s* were necessary to reach it ($X_{cake_\infty} = 33.0\%\ w.b.$). Nevertheless, at both pressures, filtrate was still flowing after 6 *h*. Moreover, an increase in the ratio between the mass of solids and the filtration surface area (ω_0), had also a significant impact on the dewatering time (Figure 3.3b). At 6 *bar*, the equilibrium was almost reached in 1500 *s* for $\omega_0 = 15.0\ kg\ dry\ matter \cdot m^{-2}$, whereas it was reached in 700 *s* for $\omega_0 = 7.5\ kg\ dry\ matter \cdot m^{-2}$. Actually, twice as much filtrate was extracted in the first case as in the second on the same filtration surface, taking twice as long.

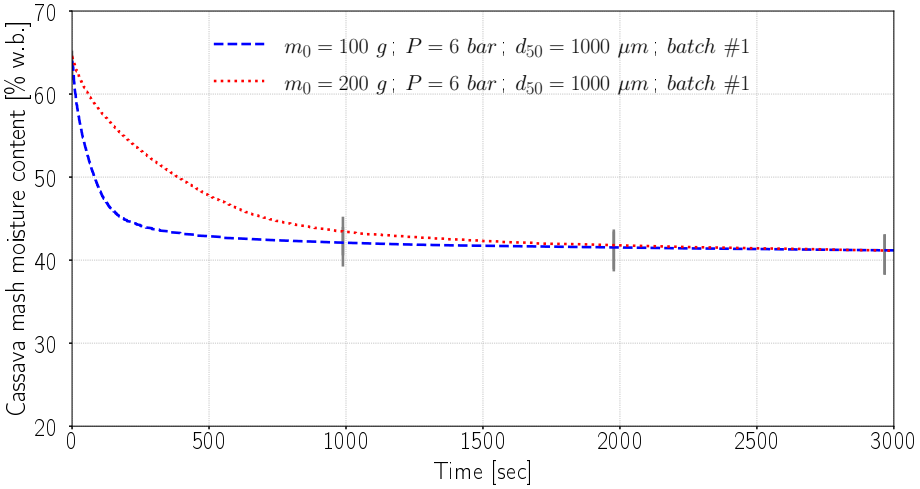
The impact of cassava mash quality, *i.e.* particle size distribution and roots origin, was less remarkable. Actually, no difference between the kinetics of the mash having a d_{50} of 700 μm or 1000 μm could be highlighted. Furthermore, the experimental kinetics on the

three batches looked similar. No significant effect of the roots origin on the kinetics could be highlighted.

If the kinetic results are more rigorously analysed in the Modelling part (3.3.2), the role of cassava mash quality, and specifically of the particle size distribution, is described in the following part.



(a) Effect of the pressure on the dewatering kinetics.



(b) Effect of the ratio between the mass of solids and the filtration surface area. For a better readability, the plot focuses on the first part of the kinetics.

FIGURE 3.3 – Effect of the operating conditions on the dewatering kinetics.

Discussion

Particle size distribution of cassava mashes rasped by both devices used in the present study were quite similar when the amount of starch, *i.e.* particles finer than the last sieve, was taken into account (Figure 3.4). They were bimodal, with a high peak of particles having a diameter smaller than 50 μm and a class of particles between 200 and 3000 μm. As presented

in figure 3.4 and confirmed by their close proportion of ruptured cell walls (section 3.2.1), both mashes had almost the same proportion of fine particles, *i.e.* 54 and 62%. However, both the difference between their median diameter calculated excluding the starch peak, *i.e.* 700 and 1000 μm, and the figure 3.4, show the discrepancy in the distribution of their coarser particles (between 200 and 3000 μm). As dewatering kinetics on both mashes were similar (section 3.3.1), the difference in the distribution of coarser particles may have a negligible effect on their behaviour in filtration-consolidation. However, as polydispersion is known to have an important influence on the behaviour of the product in filtration (Li et al. (2021)), a suspension containing only starch may behave differently. Indeed, cassava starch ($X_0 = 64\%$ *w.b.*) compressed at 16 *bar*, reached a moisture content of 34% *w.b.* in 90 *sec* (Sriroth et al. (1999)), while cassava mash compressed at 16 *bar*, with a ratio between the mass of dry matter and the surface area (ω) 1.5 times lower, only reached a moisture content around 50% *w.b.* in the same time. In addition, starch moisture content limit is around 35% *w.b.* at 16 *bar* (Sriroth et al. (1999); Salmela (2006)). Therefore, the presence of few coarser particles in cassava mash significantly slowed down the dewatering of the product, while it seemed to have a negligible effect on its moisture content limit. A finer fragmentation may thus not influence cassava mash moisture content limit.

Knowing better the cassava mash structure, the influence of its origin in terms of processing unit on its behaviour in compression dewatering can be discussed. Excluding the starch peak, as carried out in the literature, the median diameters of cassava mashes collected in various processing units, reported by Gevaudan (1989); Escobar et al. (2018), were almost in between the ones of the mashes used in the present study (section 3.2.1). In addition, Escobar et al. (2021) estimated a proportion of broken cells of cassava mash collected in other processing units close to the one estimated on our mashes (section 3.2.1). Therefore, as cassava mashes collected in various processing units and the ones used in the present study may have similar proportions of fine particles and a bimodal particle size distribution, their behaviours may be similar in compression dewatering, represented by the same model.

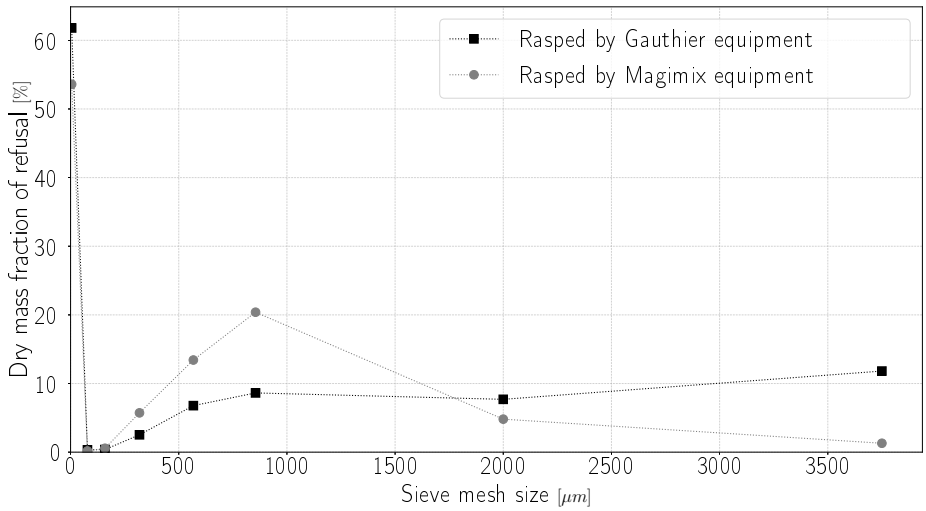


FIGURE 3.4 – Particle size distribution of rasped cassava mash before dewatering.

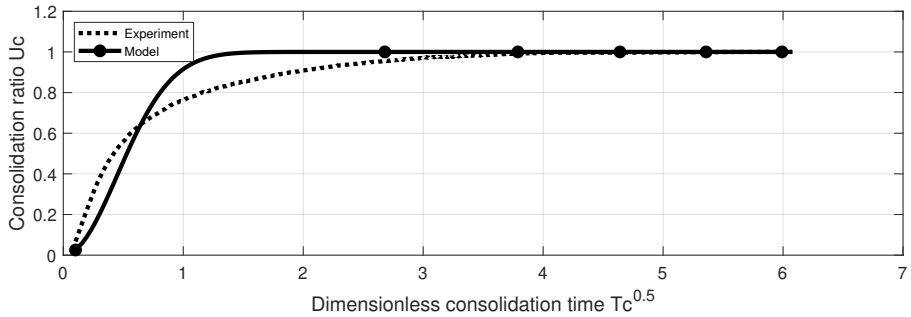
3.3.2 Modelling

For the consolidation stage, the theoretical model representing only the primary consolidation stage (Shirato et al. (1986), equation 3.3), and the semi-empirical one representing both the primary and the secondary consolidation stages (Shirato et al. (1979), equation 3.5), were compared to the experiments of the three batches. As it can be noticed in figure 3.5a, the U_c-curve based upon the primary consolidation stage model matched well the experimental data in the first part of the curve. Although, at $T_c > 1$, the model curve deviated, possibly meaning that the secondary consolidation should be considered. On the contrary, the model considering both stages matched better to the experimental curve (Figure 3.5b). This comparison was done for at least 10 trials and led to the same conclusions. Thus, the Shirato et al. (1979) equation was chosen to represent the consolidation stage.

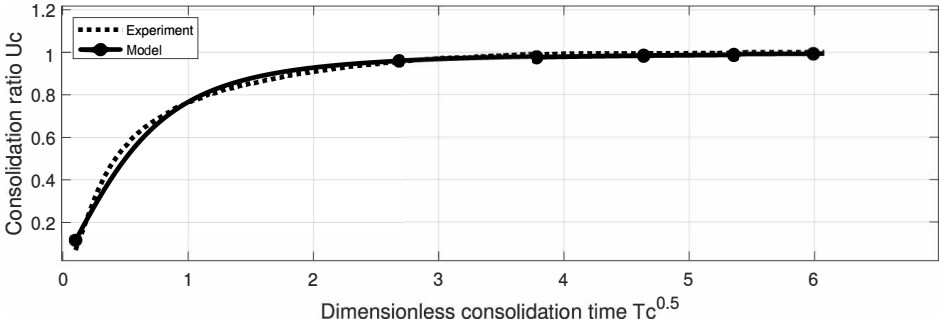
The accurate prediction of the experimental data by the Shirato et al. (1979) model means that the secondary consolidation cannot be neglected, and that a homogeneous structure of the cake at the initial time can be considered. The relevance of the Shirato et al. (1979) model also demonstrated that the complexity of the cassava matrix (*e.g.* heterogenic water distribution in the matrix, potential cells rupture during the compression (Lanoisellé et al. (1996)) was not an obstacle to such model applicability. However, for coarsely fragmented cassava, *i.e.* containing more intracellular water, and considering the specificities of cellular material, the model from Lanoisellé et al. (1996) could be more appropriate in some cases. Nonetheless, this latter model being much more computationally intensive and requiring more knowledge about the product, it appears in any case less adapted to the pre-design of equipment than the Shirato et al. (1979) one.

Experimental validation of the simulation model

42 trial kinetics from the learning and training sets were performed using 21 experimental conditions and three batches of roots, as shown in table 3.5. All kinetics were similar : a quick dynamic decrease followed by a slow quasi-static stabilisation (Figures 3.3, 3.6, 3.7). The global model with the correlation between the characteristics of the product in filtration-consolidation and the pressure, defined in section 3.3.2, was compared to all these experiments in terms of the evolution of the cake moisture content with time. The prediction errors on the final dry matter content and the product moisture content all along the experiments are summarised in table 3.4. An average discrepancy (RMSE) of 13% was observed globally and only 14% of the trials presented a discrepancy higher than 16%. Moreover, most simulations gave a precise estimate of both the transient and asymptotic behaviours, *i.e.* within the 2σ (experimental uncertainty) range, while only a few were above the 2σ but still within the 4σ range, see figure 3.6. Focusing on the first hour of the kinetics, as shown on figure 3.7, it was observed that the simulation model, while close to the experimental data points, displayed some kind of discontinuous transition between filtration and consolidation. Still, the simulations stayed very close to experimental data, almost always within the experimental uncertainties. In addition, when looking carefully at the residues (*i.e.* the model-experiment difference), it was observed that they were equally distributed, meaning that there is no



(a) Shirato et al. (1986) theoretical model based on Terzaghi's theory, considering only the primary consolidation.



(b) Shirato et al. (1979) semi-empirical model, considering both primary and secondary consolidation.

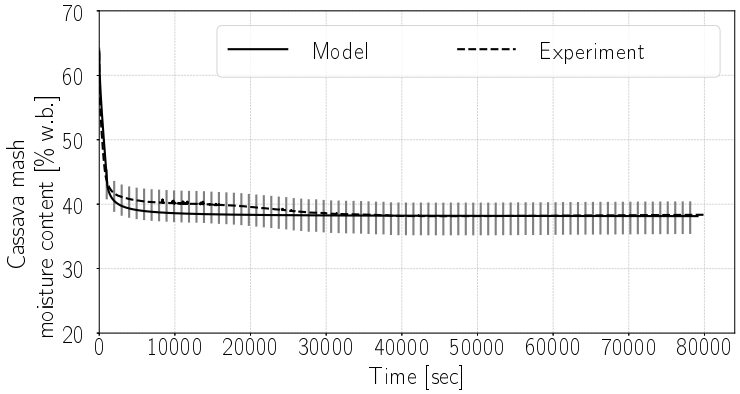
FIGURE 3.5 – Comparison of an experimental data set with selected consolidation models. Only the consolidation stage is plotted : $T_c = 0$ at the transition time between the filtration and the consolidation stages.

systematic under or over-estimation.

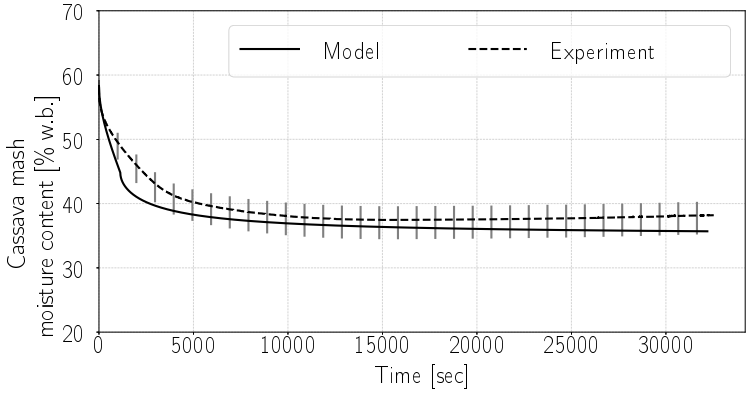
Both RMSE and error on the final cake moisture content prediction were similar for the three batches suggesting a negligible impact of the batch origin, as suggested earlier (Figures 3.6, 3.7). This remark should be balanced when looking at the slight difference that can be observed on the transient part of the kinetics of batch #2 with a mass of dry matter per filtration surface area ω_0 of 30 $kg\ dry\ matter \cdot m^{-2}$. This difference could be due either to the mash origin or to the actual ω_0, higher than the one chosen for most of the kinetics (*i.e.* $\omega_0 = 15\ kg\ dry\ matter \cdot m^{-2}$). Still, the model fits quite well all kinetics of the 3 batches.

TABLE 3.4 – Errors between model and experiments.
Errors between the final dry matter content of the cake (DM_∞) predicted by the model and experimentally measured. Root Mean Squared Error (RMSE) on the cake moisture content (X_{cake}) evaluated all along the experiment. The average and maximal values and the proportion of experiments for which the prediction error is above 16% are presented.

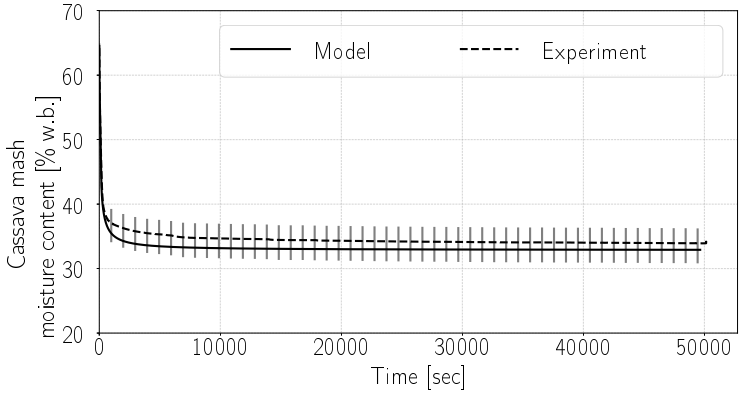
	Mean	Max	Proportion of trials > 16%
RMSE on X_{cake}	13%	91%	14%
Error on DM_∞	5%	36%	7%



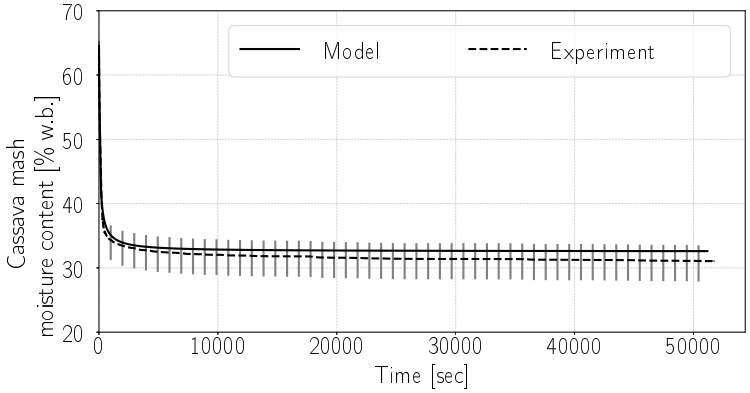
(a) $P = 4.0\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #1



(b) $P = 9.0\ bar$, $m_0 = 400\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #2

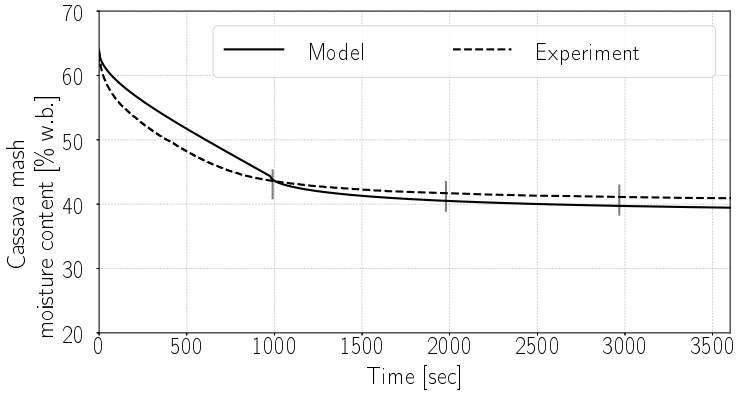


(c) $P = 19\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 1000\ \mu m$, *batch* #1

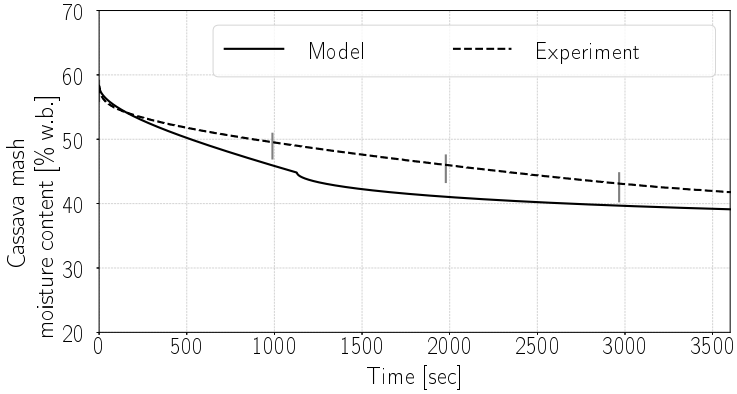


(d) $P = 21\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #1

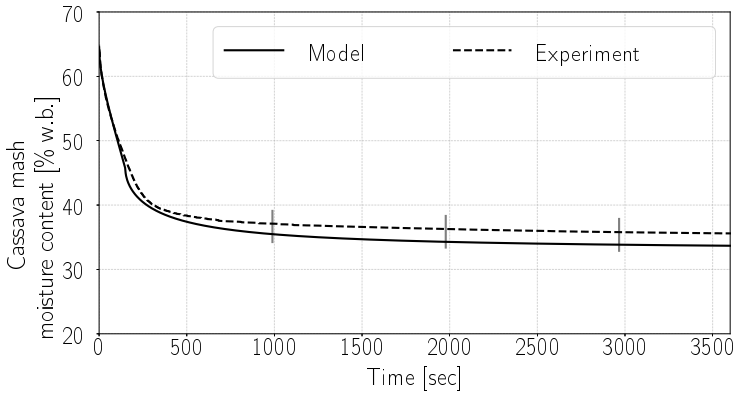
FIGURE 3.6 – Compression dewatering kinetics.



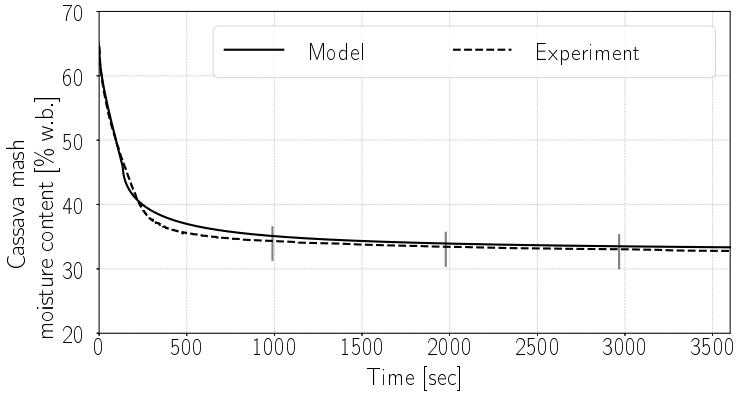
(a) $P = 4.0\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #1



(b) $P = 9.0\ bar$, $m_0 = 400\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #2



(c) $P = 19\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 1000\ \mu m$, *batch* #1



(d) $P = 21\ bar$, $m_0 = 200\ g$, $d_{50} = 700\ \mu m$, *batch* #1

FIGURE 3.7 – Focus on the first part of cassava mash dewatering kinetics.

TABLE 3.5 – Summary of all experiments.

With P the applied pressure; d_{50} the median diameter : M corresponds to a d_{50} of 700 μm, G to one of 1000 μm; m_0 the initial mass of mash; DM_0, DM_∞, DM_{filt} respectively the dry matter content of the mash before and after dewatering, and of the filtrate; ID the experiments used to identify the parameters of the correlations between the characteristics of the product and the applied pressure (Table 3.2).

P [bar]	Batch	d_{50}	m_0 [g]	Dry matter content (w.b.)			Mass balance error [g]	ID
				DM_0	DM_∞	DM_{filtr}		
4	2	M	200.9	31.3%	57.8%	3.6%	0.2	
4	1	M	200.7	36.2%	59.0%	5.6%	2.2	x
4	1	G	200.1	36.0%	60.1%	5.6%	1.3	x
4	1	G	200.0	36.3%	56.2%	5.8%	9.2	
4	1	G	101.0	36.6%	57.5%	5.5%	0.4	x
4	1	G	100.8	36.6%	54.9%	5.5%	3.7	
6	1	M	201.7	36.4%	58.8%	4.3%	1.5	x
6	1	M	201.7	35.5%	59.3%	5.6%	2.3	x
6	1	G	201.7	34.9%	57.2%	5.5%	0.6	
6	1	M	101.6	34.9%	60.5%	5.7%	3.1	
6	1	G	101.0	35.3%	57.4%	5.9%	2.3	
9	2	M	401.4	42.8%	64.3%	8.7%	1.9	
9	2	M	401.3	42.3%	62.0%	9.7%	4.2	x
9	2	M	402.6	41.7%	61.3%	9.3%	5.4	x
9	1	M	201.7	36.9%	59.3%	5.5%	-1.8	
13	1	M	200.8	31.8%	62.9%	5.9%	2.8	
13	1	M	200.3	35.6%	63.1%	5.8%	1.1	
13	1	M	100.8	33.9%	62.5%	5.7%	4.6	x
13	1	M	100.8	31.2%	62.6%	5.7%	4.6	
13	1	G	200.4	34.6%	61.1%	5.6%	1.9	x
13	1	G	200.9	34.6%	60.8%	5.7%	5.9	x
13	1	M	201.1	36.2%	63.0%	6.0%	2.0	x
13	1	G	200.6	35.9%	65.3%	5.7%	0.7	x
15	3	M	201.2	37.4%	62.8%	8.8%	2.5	x
15	3	M	201.2	36.5%	65.7%	4.2%	1.7	x
15	3	M	200.2	39.2%	66.5%	8.3%	4.0	
16	1	M	200.0	35.7%	64.5%	5.7%	1.6	x
16	1	G	201.6	35.7%	65.1%	5.7%	4.3	x
16	1	G	201.6	35.6%	65.9%	5.9%	3.9	x
19	1	M	200.3	35.0%	65.8%	7.8%	4.2	
19	1	M	200.2	37.6%	66.4%	6.0%	3.5	x
19	1	G	200.2	35.4%	64.5%	5.8%	3.5	x
19	1	G	199.9	32.3%	66.8%	5.7%	1.8	x
21	1	M	199.8	35.8%	67.5%	4.5%	4.4	
21	1	M	199.8	35.4%	65.3%	4.5%	2.6	x
21	1	G	201.7	36.0%	65.5%	5.6%	3.7	
21	1	G	199.5	35.0%	65.3%	5.8%	5.5	x
21	1	M	200.4	37.6%	66.1%	5.7%	1.3	x
21	1	G	200.4	33.6%	64.1%	5.8%	2.3	x
21	1	G	200.7	34.4%	67.0%	5.8%	1.6	
21	1	M	201.7	35.4%	67.0%	5.8%	3.5	x

Product characteristics in filtration and consolidation

The five product characteristics in filtration and consolidation were identified (*i.e.* α_{av}, $C_{av_{tr}}$, C_e, C_{av_∞}, ν) and expressed as functions of the pressure P (Table 3.2). They were used in the global model compared to the dewatering kinetics in section 3.3.2. As stated in section 3.2.3, 25 experiments from the three batches, noted learning set, among 41 in total, were selected to define the correlation between these characteristics and the pressure (Figure 3.8).

The weak pressure-dependency of the volume fraction of solids in the mash at the end of the filtration stage $C_{av_{tr}}$ and of the specific cake resistance α_{av} (Figure 3.8) was considered as negligible to limit the number of parameters of the model. Therefore, their average values were considered for the model, namely $C_{av_{tr}} = 0.45 \pm 0.046$, $\alpha_{av} = 6.5 \cdot 10^{11} \pm 2.2 \cdot 10^{11}\ m \cdot kg^{-1}$. As the average RMSE between the model and the experimental kinetics was below 13% (see section 3.3.2), these assumptions were considered acceptable. The weak pressure-dependency of the specific cake resistance α_{av} is industriously and operationally interesting in the sense that an increase in pressure will be favourable to an increase of the dewatering kinetics, and thus to a faster reach of $C_{av_{tr}}$.

For the characteristics in consolidation, on one hand, no significant trend could be highlighted between the consolidation coefficient ν and the pressure P. Its average value, namely $\nu = 0.98 \pm 1.44$, was then considered. As $\nu < 2.8$, both primary and secondary consolidation occurred (see section 3.3.2). On the other hand, the modified consolidation coefficient C_e, representing the cake compressibility, increased with the pressure, slightly slowing down the consolidation. Furthermore, the volume fraction of solids in the mash at the end of the consolidation C_{av_∞} and the final cake moisture content X_{cake_∞}, representing the same physical variable, had consistent trends when plotted against the pressure (Figures 3.2, 3.8). Therefore, increasing pressure up to 16 *bar* would slightly slow down the consolidation and significantly decrease the dewatered mash moisture content. Above 16 *bar*, as the limit dryness is reached (section 3.3.1), a pressure increase during the consolidation stage would not further reduce the final moisture content and would only slow down the dewatering. The equations presented in table 3.2 were fitted to C_{av_∞} $[-]$ and C_e $[m^2 \cdot s^{-1}]$, with the pressure P $[bar]$, and resulted as $C_{av_\infty} = 0.45 \cdot P^{0.094}$ and $C_e = 6.6 \cdot 10^{-8} \cdot P^{0.84}$. Finally, the volume fraction of solids at the end of the filtration ($C_{av_{tr}}$) and at the end of the consolidation (C_{av_∞}) indicate that most of the water was extracted during the filtration stage.

In view of the cake characteristics identified here, the models used and the performance analysis in section 3.3.2, general guidelines for improving the operation can be identified. Increasing the pressure during the filtration stage or increasing the filtration surface area would significantly reduce the operation time. Moreover, if compression dewatering is followed by drying, to minimise the energy requirement, it could be recommended to work at 16 *bar* to achieve the minimum moisture content. Nonetheless, depending on the context, this may not be the techno-economic optimum since the cost of the equipment is likely to be strongly related to the pressure level.

In addition, it could be stated that between the two particle sizes, there were no remarkable differences on the coefficients fitted, which is consistent with the experimental kinetics

analysis (section 3.3.1). Therefore, the identified coefficients are valid for mash having the particle size distribution measured in processing units (Gevaudan (1989); Escobar et al. (2018)). This may be due to the small difference in particle sizes, as explained in section 3.3.1. Finally, the coefficient values presented above are valid for cassava mash having a d_{50} in a $700 - 1000\ \mu m$ range. The origin of the raw material did not either have an effect on the coefficients, which characterise the product properties. In this modelling approach, this raw material variability has therefore a non-significant impact on the product behaviour.

Evaluation of the physical consistence of the fitting method

The product characteristics are usually defined using a graphical method when both filtration and consolidation phenomena are considered (Tarleton and Wakeman (2006)). Various plots allowed to identify, successively, (i) the transition time (*i.e.* the time at which filtration ends and consolidation begins), (ii) the specific cake resistance α_{av}, (iii) the modified consolidation coefficient C_e. The volume fraction of solids in the mash at the end of the filtration stage $C_{av_{tr}}$ and at the end of the consolidation stage C_{av_∞} are calculated respectively with the mash moisture content at the transition time and at the end of the consolidation. The secondary consolidation coefficient ν was then identified by minimising the RMSE. The identification of the characteristics and particularly the transition point was weakly repeatable. Nevertheless, it ensured that the identified coefficients had a physical meaning.

The identification method proposed in the present study, based on curve fitting, can also be considered as physically consistent. Actually, the transition time calculated with the identified coefficients was placed at the point at which a change in behaviour was visible on the graphs used in the graphical method (Tarleton and Wakeman (2006)). Moreover, volume fraction of solids in the cake identified were physically consistent. The C_{av_∞} identified was consistent, although slightly higher, with the C_{av_∞} computed directly from experimental measurements. In addition, the identified coefficient equal to the volume fraction of solids at the end of a consolidation at atmospheric pressure was quite equal to the volume fraction of solids identified at the transition point (both about 0.45), himself significantly higher than the one measured before dewatering on the rasped mash (about 0.28), *i.e.* $C_{0_\infty} \simeq C_{av_{tr}} > C_0$. Therefore, at atmospheric pressure, cassava mash would be dewatered by filtration until reaching $C_{av_{tr}}$ and the consolidation phenomena would be negligible.

3.4 Conclusion

Cassava roots from three origins, grated at two different particle sizes, were dewatered in a filtration-consolidation cell between 4 and 21 *bar*. The final moisture content of the product decreased linearly with increasing pressure from 4 to 16 *bar*, where the moisture content limit was reached at 34.5% wet basis. No significant effect of particle size distribution or roots origin on the dewatering performance could be highlighted. The dewatering speed significantly increased with increasing pressure, a behaviour that is typical of incompressible cake filtration. This was further analysed through modelling.

By comparing the experimentally measured dewatering kinetics to physical and semi-empirical models available in the literature, the mechanisms involved were identified. The product undergoes two successive phenomena : a cake filtration stage, described by Hermia model, followed by a consolidation stage, described by Shirato et al. (1979) model. These models were combined in a global model, fitted on each filtration-consolidation experiment with a robust and repeatable numerical procedure, allowing fast data processing. The intrinsic characteristics of the product thus identified were then expressed as a function of pressure. The global model using these pressure-dependent characteristics, was validated for cassava mash having a d_{50} in a $700 - 1000\ \mu m$ range, dewatered in a $4 - 21\ bar$ pressure range. The input to the model were the residence time, the filtration surface area, the applied pressure, the mass and initial moisture content of the cassava mash and the output was the dewatering kinetic. On the 42 filtration-consolidation experiments, it predicted the moisture content of the cassava mash with a mean discrepancy (RMSE) of 13%.

The proposed model constitutes a basis for the design of larger-scale dewatering equipment. The main perspectives of the present study are the evaluation of the validity of the model on a larger scale and the development of a techno-economic model of the equipment. Finally, by coupling this model to a dryer model, engineers may define the optimal design of the combination of these two stages according to their constraints, notably processing time, operating and investment costs.

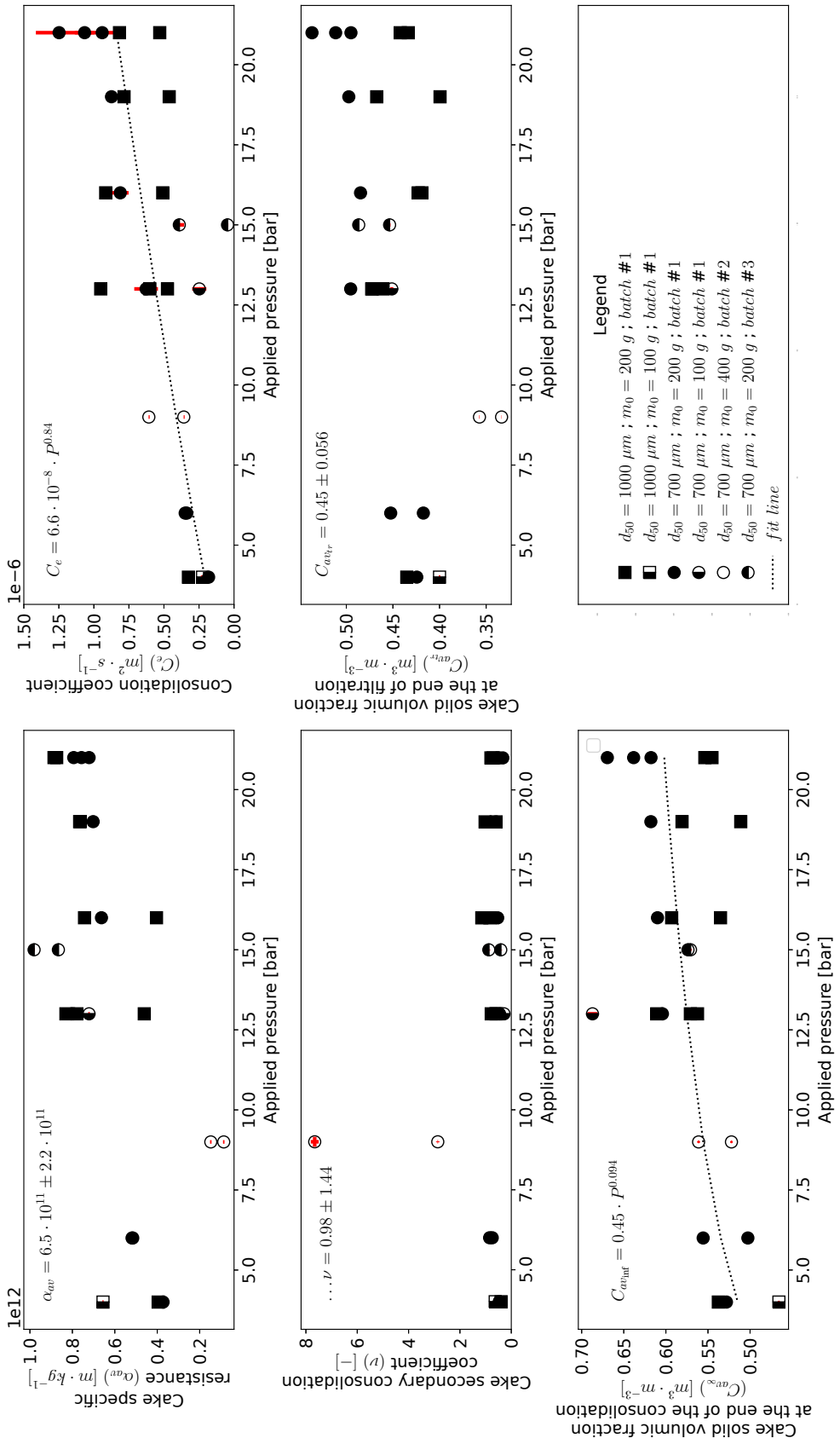
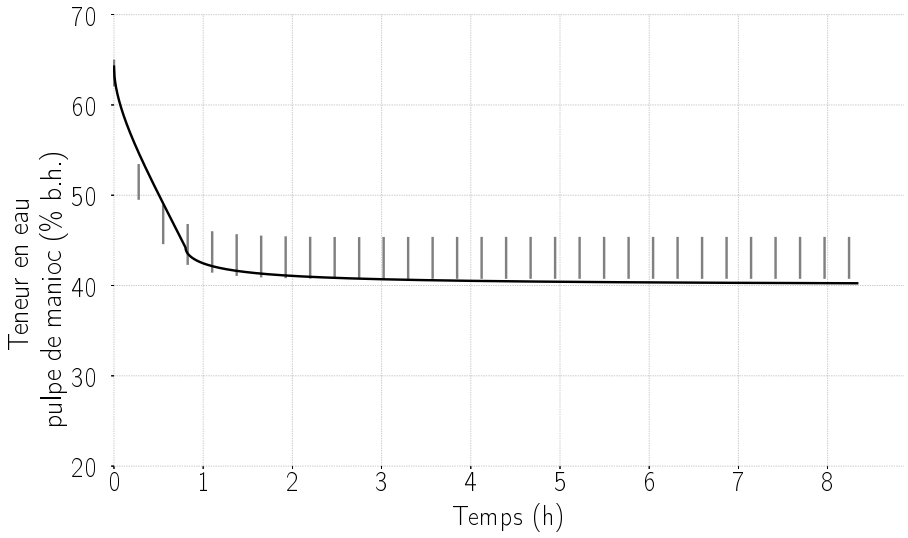


FIGURE 3.8 – Characteristics of cassava mash in filtration and consolidation : relation to pressure.

3.5 Résultats complémentaires

Lors de la publication de l'article, le modèle avait été calé et validé sur des cinétiques obtenues entre 4 et 21 bar dans une cellule de filtration-consolidation sur du manioc râpé. Par la suite, nous avons déshydraté ce même manioc à 2,5 et 3 bar dans une autre cellule de filtration-consolidation (similaire à la figure 3.1, et présentée par Zarate Vilet et al. (2020)). Les cinétiques obtenues ont été comparées au modèle de filtration-consolidation défini dans ce chapitre. Comme le montre la figure 3.9, les cinétiques prédites par le modèle sont proches ou dans les barres d'erreur de ces nouvelles cinétiques expérimentales. Le modèle de filtration-consolidation et les propriétés du manioc identifiées sont donc extrapolables à des pressions plus faibles, et ainsi valides entre 2,5 et 21 bar.



Résumé

La déshydratation est une étape critique dans de nombreux procédés alimentaires. Dans ce chapitre, la déshydratation de manioc râpé de diverses origines a été étudiée expérimentalement à travers 42 expériences dans une cellule de filtration-consolidation entre 4 et 21 bar. La performance de la déshydratation a été évaluée en terme de teneur en eau limite et de cinétique de déshydratation. Chaque expérience de filtration-consolidation a d'abord été calée individuellement à un modèle combinant les mécanismes de filtration sur gâteau d'Hermia et de consolidation de Shirato et al. (1979) en utilisant une approche systématique. Ensuite, un modèle global, reliant les propriétés de filtration et de consolidation du gâteau à la pression appliquée, a été validé sur l'ensemble des expériences avec une RMSE moyenne de 13% sur la teneur en eau du gâteau. Ce modèle pourra être utilisé en aide à la conception d'équipements de déshydratation par compression.

Le modèle ainsi défini a ensuite été validé à 2,5 et 3 bar dans une autre cellule de filtration-consolidation. Il n'était cependant pas valide sur des données de terrain, mesurées sur des presses utilisées dans une unité de production de farine de manioc au Bénin. Une perspective de ce travail serait de le valider à plus grande échelle, sur une plus grande variabilité de racines. Il pourrait ainsi aider à concevoir ces presses.

Chapitre 4

Séchage

Dans la production de farine de manioc, l'étape de compression est suivie par une étape de séchage. Un séchage convectif est généralement mis en œuvre. La conception de séchoirs est particulièrement critique, impactant fortement la consommation énergétique, et ainsi les coûts de transformation de l'unité. Ce chapitre propose un modèle diffusif-convectif phénoménologique, 1D, multi-produits, à l'échelle du produit, visant notamment à aider à la conception et à la conduite de séchoirs performants. Il pourra également être utilisé dans d'autres applications d'ingénierie assistée par ordinateur (*computer-aided engineering, CAE*).

Nomenclature

REQM	racine de l'erreur quadratique moyenne (RMSE en anglais)
SB	séchoir en bois : pilote de séchage claies, en flux traversant
SM	séchoir en métal : boucle de séchage en flux traversant et léchant

a	facteur pré-exponentiel de l'équation définissant la diffusivité effective $[m^2 \cdot s^{-1}]$
a_0	paramètre de dépendance de la diffusivité effective à la teneur en eau du produit $[kg \cdot kg^{-1}]$
a_w	activité de l'eau $[Pa \cdot Pa^{-1}]$
b	paramètre de dépendance de la diffusivité effective à la température du produit $[K]$
c_p	capacité calorifique massique $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
d	diamètre d'une particule $[m]$
D_{eff}	diffusivité effective $[m^2 \cdot s^{-1}]$
e	épaisseur du produit $[mm]$
f	fréquence en masse de particules d'une taille définie $[-]$
ΔH_v	chaleur latente de vaporisation de l'eau pure $[J \cdot kg^{-1}]$
h_{glob}	coefficient de convection thermique $[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
k_{mat}	coefficient de convection matière $[m \cdot s^{-1}]$
n	facteur de forme $[-]$
$P_{v_{sat}}$	pression de vapeur saturante de l'eau pure $[Pa]$
r	distance au centre du produit $[m]$
r_{max}	distance entre le centre et la surface du produit $[m]$
R	constante des gaz parfaits $[J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}]$
HR	humidité relative de l'air $[Pa \cdot Pa^{-1}]$
ρ_{MS}	masse de matière sèche par volume total de produit $[kg \cdot m^{-3}]$
t	temps $[s]$
T	température $[°C]$ sur les figures ; $[K]$ dans le modèle
v_a	vitesse de l'air $[m \cdot s^{-1}]$
X	fraction massique d'eau dans le produit, base sèche (b.s.) $[kg \cdot kg^{-1}]$
Y	humidité absolue de l'air (b.s.) $[kg \cdot kg^{-1}]$

Indices

0	initial
f	final
a	air
MS	matière sèche
p	produit
r	à la distance r du centre du produit
r_{max}	à la surface du produit
t	au temps t
w	eau

Lettres grecques et symboles

#B	cylindre de manioc brut
#F1	cylindre de manioc insuffisamment fermenté pour être séché
#F2	cylindre de manioc suffisamment fermenté pour être séché
#G	manioc râpé, pressé, désagglomeré
#Gc	cylindre de manioc râpé, pressé
$\perp$	séché par un flux d'air perpendiculaire au produit immobile (flux traversant)
//	séché par un flux d'air parallèle au produit immobile (flux léchant)
λ	conductivité thermique $[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$
ϵ	porosité $[m^3 \cdot m^{-3}]$
ϕ_m	densité de flux massique $[kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}]$
σ	écart-type [%]

4.1 Introduction

Il existe une réelle volonté d'augmenter la production de farine de manioc, notamment afin de favoriser l'indépendance alimentaire de certains pays (Vernier et al. (2018)). La farine peut être produite selon différentes voies de transformation. Les racines sont généralement épluchées, fermentées et/ou fragmentées par râpage, déshydratées mécaniquement par pressage, désagglomérées puis séchées et finalement moulues (Westby (2002)).

Le séchage étant l'opération la plus énergivore et coûteuse de ce procédé, il semble important de l'optimiser. Généralement artificiel et à air chaud dans les unités semi-industrielles et industrielles, il peut être mis en œuvre par différentes technologies (Precoppe et al. (2017)), telles que des séchoirs à claies (avec un flux d'air traversant, ou léchant à la couche de produit immobile) ou des séchoirs pneumatiques.

Le choix du type de séchoir et de sa conception est complexe. Il pourrait être aidé par un outil numérique basé sur des modèles de séchage. Ce type d'outil est largement développé en génie chimique. Il repose généralement sur une bibliothèque de modèles d'opérations unitaires, appelant une bibliothèque de propriétés des produits (Joulia (2008)). Selon leur formulation, ces modèles d'opérations peuvent représenter l'opération notamment à l'échelle de l'équipement ou du produit. Des modèles à différentes échelles peuvent être imbriqués les uns dans les autres, ou développés indépendamment.

En agroalimentaire, deux verrous au développement de ces simulateurs ont été identifiés par plusieurs auteurs (*e.g.* Lambert et al. (2016); Madoumier et al. (2019)). D'une part, la complexité des matrices alimentaires limite l'accessibilité de leurs propriétés et la possibilité de définir des modèles de propriétés génériques. Ici, un modèle de propriété est dit générique si il est valide sur une classe de produits étendue (*i.e.* ayant des structures différentes, notamment en terme de composition et de géométrie). D'autre part, peu de modèles d'opérations unitaires génériques, utilisables à des fins de conception, semblent disponibles. La généricité d'un modèle d'opération désigne ici sa capacité à prédire avec exactitude le comportement de matrices présentant des structures différentes, soumises à différentes conditions expérimentales (notamment séchées dans différents équipements, sous des flux d'air dans des directions

différentes).

En vue de contribuer au développement de simulateurs agroalimentaires, différents modèles d'opérations unitaires à l'échelle du séchoir pourraient être basés sur un unique modèle de séchage à l'échelle du produit. Ce modèle serait valide sur de multiples produits, dans un large domaine expérimental, et utilisable dans une démarche d'ingénierie. Il présenterait notamment un temps de calcul raisonnable. Il serait basé sur une bibliothèque de modèles de propriétés. La définition de propriétés valides quelque soit le niveau de transformation du produit simplifierait le simulateur et réduirait le travail expérimental nécessaire à leur définition.

Lambert et al. (2016) proposent un modèle de séchage convectif/diffusif répondant à ces critères. Il a été validé sur des grains de soja, de maïs, des granulés pour lapins et poulets. Présentant un temps de calcul restreint, il est utilisé dans le logiciel de simulation commercial ProSimPlus®. À notre connaissance, aucun modèle de ce type n'a été validé pour du manioc.

Pour utiliser le modèle de Lambert et al. (2016), des propriétés du manioc doivent être définies. La géométrie du produit, facilement mesurable et fortement variable, peut être définie pour chaque lot considéré. Dans l'optique de construire un simulateur de procédés tel que décrit ci-dessus, utiliser des modèles aussi génériques que possible pour les autres propriétés serait intéressant. La conductivité et la capacité calorifique du manioc peuvent être prédites par les modèles génériques développés par Choi and Okos (1986) pour les aliments. De plus, van der Werf et al. (2022) présentent un modèle d'isotherme de sorption qui serait valide sur du manioc de différentes origines, à différents niveaux de transformation (*i.e.* brut, râpé, pressé, séché, extrudé, dont l'amidon a été gélatinisé ou non, ...).

La définition de la diffusivité effective de l'eau dans le manioc (D_{eff}) semble moins évidente. En effet, la disparité entre ces D_{eff} collectées dans la littérature rend le choix d'une D_{eff} utilisable dans le modèle de Lambert et al. (2016) difficile. D_{eff} a donc été définie en calant ce modèle de séchage à des cinétiques expérimentales, comme il est d'usage (Zogzas et al. (1996)). Les caractéristiques prises en compte dans le modèle de D_{eff} ainsi défini sont généralement la teneur en eau et la température (Zogzas et al. (1996)). Toutefois, la structure, notamment en terme de porosité, ou de taux de rupture des cellules, peuvent également avoir un impact significatif sur D_{eff} pour certaines matrices (Dadmohammadi and Datta (2020); Welsh et al. (2021)).

Par une approche expérimentale, la possibilité de définir une D_{eff} dépendant d'un minimum de paramètres, mais valide sur du manioc ayant subi différentes transformations a d'abord été évaluée. Les niveaux de transformation considérés sont ceux rencontrés dans la production de farine : manioc brut, fermenté, râpé, pressé, désagglomeré. D_{eff} a ensuite été identifiée sur des cinétiques de séchages mesurées sur ces maniocs, séchés en flux d'air léchant et traversant. Le modèle de Lambert et al. (2016) utilisant D_{eff} ainsi définie a finalement été validé dans l'ensemble de ces configurations expérimentales.

4.2 Modèle de séchage diffusif-convectif

Le modèle de séchage diffusif-convectif en couche mince, développé par Lambert et al. (2016) et résolu selon la méthode des volumes finis (Romdhana et al. (2016)) a été utilisé dans la présente étude.

Dans ce modèle (équations 4.1 à 4.5), les produits sont considérés comme ayant une géométrie simple (plaque infinie, cylindre infini ou sphère), ne rétrécissant ni n'enflant durant le séchage, et ayant un comportement isotropique. Le séchage est ainsi modélisé en une dimension, limitant la complexité et le temps de calcul du modèle. La dimension considérée est le rayon d'une sphère ou d'un cylindre, ou dans la demi épaisseur d'une plaque. Au sein du produit, la conduction de chaleur et la diffusion d'eau sont considérées. A la surface, l'évaporation, la convection de chaleur et de matière sont considérées.

Ce modèle semble ainsi être un compromis intéressant entre une prédiction précise, un niveau de généricité élevé et un temps de calcul raisonnable. Ceci a été conforté par sa validation sur plusieurs produits alimentaires (Lambert et al. (2016)) et son utilisation dans le logiciel commercial ProSimPlus®. Il a donc été choisi pour sa généricité et son adéquation avec une utilisation en ingénierie.

Par ailleurs, l'hypothèse d'un rétrécissement négligeable du produit a été vérifiée sur le manioc (section 4.3.3).

$$\frac{\partial X_t^r}{\partial t} = \frac{1}{r^n} \cdot \frac{\partial}{\partial r}\left(r^n \cdot D_{eff} \cdot \frac{\partial X_t^r}{\partial r}\right) \tag{4.1}$$

$$\frac{\partial T_{p,t}^r}{\partial t} = \frac{1}{\rho_{MS} \cdot (c_{p,MS} + X_t^r \cdot c_{p,w}) \cdot r^n} \cdot \frac{\partial}{\partial r}\left(r^n \cdot \lambda_p \cdot \frac{\partial T_{p,t}^r}{\partial r}\right) \tag{4.2}$$

Avec X_t^r la teneur en eau du produit (base sèche, b.s.) au temps t (s) et à la position r (m) dans le produit, n le facteur de forme (0 pour une plaque infinie, 1 pour un cylindre infini, 2 pour une sphère), D_{eff} la diffusivité effective de l'eau dans le produit $(m^2 \cdot s^{-1})$, T_p la température du produit (K), ρ_{MS} la masse de matière sèche par volume de produit $(kg \cdot m^{-3})$, $c_{p,MS}$ la capacité calorifique du produit $(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$, $c_{p,w}$ la capacité calorifique de l'eau $(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$ et λ_p la conductivité thermique $(W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1})$.

Les conditions aux limites suivantes sont supposées au centre $(r = 0)$ et à la surface du produit $(r = r_{max})$.

$$\frac{\partial X_t^0}{\partial r} = \frac{\partial T_{p,t}^0}{\partial r} = 0 \tag{4.3}$$

$$-\rho_{MS} \cdot D_{eff} \cdot \frac{\partial X_t^{r_{max}}}{\partial r} = \phi_m = k_{mat} \cdot \frac{M_w}{R} \cdot \left(\frac{a_w(X_t^{r_{max}}, T_{p,t}^{r_{max}}) \cdot P_{v,sat}(T_{p,t}^{r_{max}})}{T_{p,t}^{r_{max}}} - \frac{HR \cdot P_{v,sat}(T_{a,t})}{T_{a,t}}\right) \tag{4.4}$$

$$-\lambda_p \cdot \frac{\partial T_{p,t}^{r_{max}}}{\partial r} = h_{glob} \cdot (T_{p,t}^{r_{max}} - T_{a,t}) + \phi_m \cdot \Delta H_v(T_{p,t}^{r_{max}}) \tag{4.5}$$

Avec ϕ_m la densité de flux massique d'eau ($kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$), k_{mat} le coefficient de convection matière ($m \cdot s^{-1}$), h_{glob} le coefficient de convection thermique ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$), M_w la masse molaire de l'eau ($kg \cdot mol^{-1}$), R la constante des gaz parfaits ($J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$), a_w l'activité de l'eau ($Pa \cdot Pa^{-1}$), $P_{v,sat}$ la pression de vapeur saturante (Pa), HR l'humidité relative ($Pa \cdot Pa^{-1}$), T_a la température de l'air (K), ΔH_v la chaleur latente de vaporisation de l'eau pure ($J \cdot kg^{-1}$).

En s'appuyant sur les travaux de Tanaka et al. (2015), le modèle de Lambert et al. (2016) a été utilisé en tenant compte de la distribution de taille de particules d'un produit granulaire (équation 4.6). Les particules ont été considérées comme sphériques. La cinétique de séchage d'une sphère de chaque classe de particule a été prédite par le modèle de Lambert et al. (2016). La cinétique moyenne de l'ensemble des particules a été obtenue par une somme de ces cinétiques, pondérée par la fréquence d'apparition de chaque classe de particule. Lorsque le modèle de Lambert et al. (2016) est utilisé ainsi, il est nommé "modèleΣ" dans la suite du chapitre.

$$\overline{\overline{X}} = \sum \overline{X}(d_i) \cdot f_i \tag{4.6}$$

Avec $\overline{\overline{X}}$ la teneur en eau moyenne de l'ensemble des particules (b.s.), $\overline{X}(d_i)$ la teneur en eau (b.s.) d'une particule sphérique de diamètre d_i (m) prédite par le modèle de Lambert et al. (2016), f_i la fréquence en masse ($-$) des particules de diamètre d_i mesurée par une méthode de granulométrie.

4.3 Matériels et méthodes

4.3.1 Produits étudiés

Les expérimentations ont été menées sur des racines de manioc brutes (lot #B) ; des racines à deux niveaux de fermentation (lots #F1, #F2) ; ainsi que des racines râpées, pressées, désagglomérées, formant un produit granulaire (lot #G). Des photographies de ces produits sont présentées en figure 4.1.

Des racines de manioc à deux niveaux de fermentation ont été collectées dans une unité artisanale de production de farine de manioc située à Kétou, Bénin. Les transformatrices ont fait fermenter des racines épluchées de deux origines, nommées #F1 et #F2, en les plongeant dans des sceaux d'eau durant 24h. Cette méthode de fermentation, appelée rouissage, est notamment caractérisée par un ramollissement des racines (Brauman et al. (1995)), accompagnée d'une fragmentation et/ou d'une augmentation de la porosité des racines. Les racines #F1 ayant peu ramolli durant le rouissage, il a été estimé qu'elles avaient peu fermenté, alors que les #F2, ramollies et fragmentées en morceaux ayant une longueur de l'ordre du centimètre, ont été considérées par les transformatrices comme suffisamment fermentées pour être séchées. Les racines ainsi fermentées (#F1, #F2) ont été conservées à environ $5°C$ durant 4 jours avant d'être mises sous forme de cylindres de 25 mm de diamètre et 100 mm de longueur à l'aide d'un emporte-pièce. Les racines #F1, peu ramollies, ont été découpées avec l'emporte-pièce. Les racines #F2, ramollies et fragmentées, ont été compressées manuellement dans l'emporte-pièce (photographie en figure 4.1b).

(a) Découpe de cylindres de manioc brut #B.

(b) Manioc fermenté mis en forme de cylindre #F1, #F2.

(c) Manioc râpé, pressé, désagglomeré #G.

(d) Manioc râpé, pressé, désagglomeré mis en forme de cylindre #Gc.

FIGURE 4.1 – Photographies des produits étudiés.

Un lot de racines importé du Costa-Rica a été acheté en supermarché en France. Une partie a été découpée à l'emporte-pièce, sans prendre d'épluchures, sous forme de cylindres de 17 mm de diamètre et 49 mm de longueur (lot #B, photographie en figure 4.1a).

L'autre partie a été (i) épluchée, (ii) râpée avec un appareil de cuisine *Magimix cuisine system 4200* (France) à un diamètre médian de 700 μm, (iii) déshydratée mécaniquement dans une presse à fruit semi-industrielle à une teneur en eau de 75% base sèche, puis (iv) désagglomérée manuellement, formant un milieu granulaire (lot #G, photographie en figure 4.1c). L'appareil de râpage a été choisi afin d'obtenir un produit de granulométrie similaire à ceux rencontrés dans des unités de transformation de manioc (Gevaudan (1989); Escobar et al. (2018)). Le diamètre médian a été défini selon la méthode de tamisage sous aspersion d'eau présentée par Da et al. (2013), Escobar et al. (2018) et en chapitre 3.

Une partie du manioc râpé, pressé, désagglomeré (#G) a été mis sous forme de cylindres de mêmes dimensions que ceux découpés dans les racines brutes (#B), en compressant manuellement le produit dans un emporte-pièce. Ce lot est appelé #Gc, et illustré en figure 4.1a.

Les lots #B, #G et #Gc ont ensuite été surgelés à $-25°C$ puis conservés à $-15°C$. Avant chaque expérimentation de séchage, un échantillon était décongelé au bain-marie à $25°C$.

4.3.2 Mesure des cinétiques de séchage

Appareils expérimentaux de séchage

L'homogénéité du flux d'air, la fiabilité et la précision des mesures de ses caractéristiques peuvent varier selon le séchoir utilisé. Un écart peut ainsi être observé entre des cinétiques de séchage effectuées dans les mêmes conditions d'air mesurées mais dans des séchoirs différents

(Dadmohammadi and Datta (2020)). De plus, chaque séchoir pilote opère dans des domaines de conditions d'air limitées. Les cinétiques expérimentales ont donc été effectuées sur deux séchoirs pilotes.

Un séchoir en bois (nommé SB, figure 4.2a), principalement composé d'un ventilateur, de deux radiateurs, et de quatre piles de claies a été utilisé. L'air circule perpendiculairement aux claies. La puissance du ventilateur et des résistances est fixe. La température et l'humidité relative (HR) de l'air ont été mesurées avant le produit par un thermohygromètre *Testo* ($\pm 2\% HR$), et la température a été mesurée après le produit par un thermocouple, durant toute la cinétique. La vitesse d'air a été estimée par (i) un bilan thermique au niveau des résistances et par (ii) une comparaison entre la pression différentielle mesurée par un appareil *Testo 400* au niveau du ventilateur et la courbe caractéristique du ventilateur. Le produit a été disposé sur la claie la plus haute de chaque pile, sur un tissu fin. Les claies contenant le produit ont été pesées périodiquement, manuellement, sur une balance *Pioneer PX3202* (*Ohaus*, Suisse), avec une précision d'affichage de $\pm 0,01\ g$.

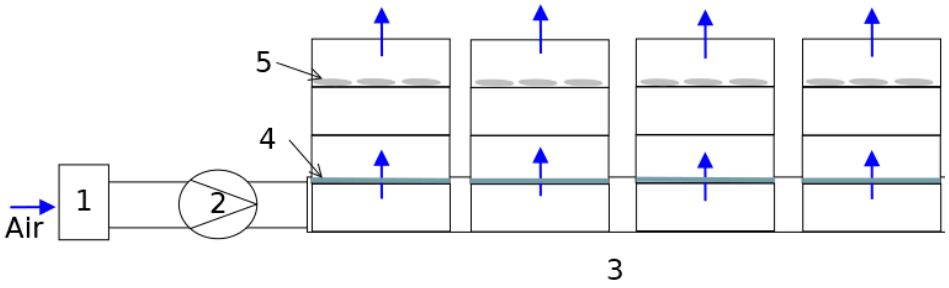
Le second séchoir (nommé SM, figure 4.2b) est une boucle dans laquelle l'air circule. Il est principalement composé d'un ventilateur, un générateur de vapeur, des résistances électriques et deux chambres de séchage (une verticale et une horizontale) dans lesquelles une claie de produit peut être disposée. Dans la chambre verticale, l'air circule perpendiculairement à la claie (en flux traversant), alors que dans la chambre horizontale, il circule parallèlement à la claie (en flux léchant). Les conditions d'air, *i.e.* température et humidité relative, sont contrôlées automatiquement et maintenues à une valeur fixe. La vitesse d'air est fixée par un réglage sur le ventilateur. Dans la chambre verticale, la claie sur laquelle est disposée le produit est pesée périodiquement, automatiquement, par une balance *PM16* (*Mettler Toledo*, France), ayant une précision d'affichage à $\pm 0,1\ g$. Dans la chambre horizontale, elle est pesée périodiquement par une balance *Pioneer PX3202* (*Ohaus*, Suisse), avec une précision d'affichage à $\pm 0,01\ g$. Dans ces deux chambres, le produit reste dans le séchoir et l'air est déviée durant les pesées.

Estimation de la teneur en eau

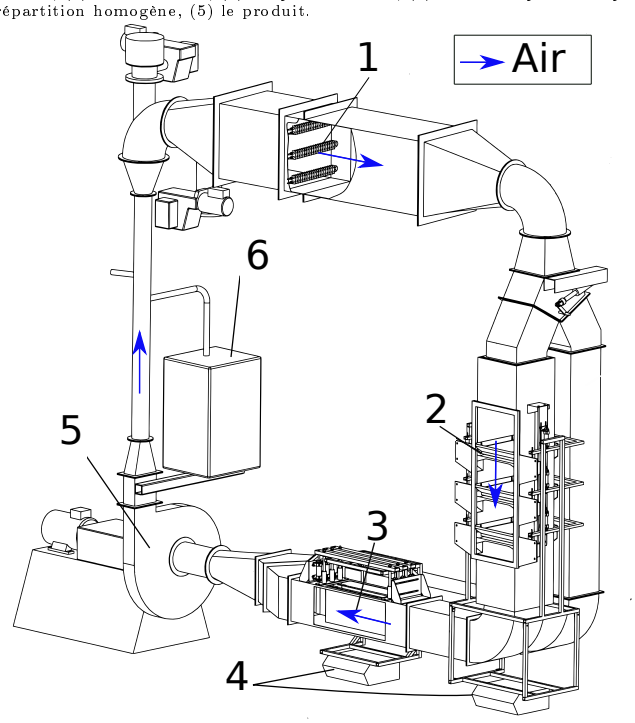
L'évolution de la teneur en eau du produit au cours du temps a été calculée à partir de la mesure de sa teneur en eau initiale et de l'évolution de sa masse au cours du séchage. De plus, la mesure de la teneur en eau finale du produit a permis d'évaluer la fiabilité de chaque essai en vérifiant le bilan matière.

Les teneurs en eau initiale et finale du produit ont été mesurées en triplicat, selon une méthode adaptée du standard AOAC (Horwitz and Latimer (2005)). Un échantillon d'environ $5\ g$ a été placé dans une étuve à $103°C$, sous pression atmosphérique, durant $24h$.

L'écart-type (σ) sur la teneur en eau du produit au cours du séchage a été estimé en comparant trois cinétiques obtenues dans les mêmes conditions. L'écart-type a ensuite été exprimé en fonction de la teneur en eau du produit ($\sigma = f(X)$) et approximé par une fonction linéaire. Les barres d'erreur présentées sur les données expérimentales ont une hauteur totale de 2σ.



(a) Séchoir à claies en bois (SB).
Avec (1) les résistances, (2) le ventilateur, (3) les piles de claies, (4) un milieu poreux imposant une perte de charge à l'air, permettant une répartition homogène, (5) le produit.



(b) Boucle de séchage en métal (SM).
Avec (1) les résistances, (2, 3) les chambres de séchage en flux d'air traversant et léchant, (4) les balances, (5) le ventilateur, (6) le générateur de vapeur.

FIGURE 4.2 – Schémas des séchoirs pilotes.

Récapitulatif des cinétiques effectuées

Les cylindres de racines fermentées (#F1 et #F2), de racines râpées, pressées (#Gc), et de racines brutes (#B) ont été séchés en flux traversant, respectivement sous une, deux et trois conditions d'air différentes (T_a, HR, v_a). Les cylindres ont été disposés sur une claie de manière à ne pas être en contact. Les racines râpées, pressées, désagglomérées ont été séchées en flux léchant (#G//) et traversant (#G$\perp$), sous les mêmes trois conditions d'air. Le lot #G// a été séché pour trois épaisseurs de produit différentes ($3,6$; $7,3$ et $12,7$ mm), alors que le lot #G$\perp$ a été séché uniquement en couche de $3,6$ mm d'épaisseur.

Les cinétiques ont été effectuées entre 40 et 80°C. Les lots #B et #G ont été séchés sous des flux d'air de mêmes caractéristiques (T_a, HR, v_a).

Le tableau 4.1 présente les conditions expérimentales et le nombre de répétitions des 36 cinétiques générées pour la présente étude.

TABLE 4.1 – Résumé des cinétiques de séchage effectuées.
Avec Dir. air la direction de l'air de séchage ; Rep. le nombre de répétitions ; #B les cylindres de manioc brut, #G le manioc râpé, préssé, désagglomérê, #G la manioc #G mis sous forme de cylindres de mêmes dimensions que #B ; // un séchage en flux léchant et ⊥ en flux traversant ; T_a la température de l'air, HR son humidité relative, v_a sa vitesse ; e l'épaisseur de produit séché ; X_0 et X_f la teneur en eau du produit en début et en fin de séchage.

Equipement	Produit	Dir. air	T_a (°C)	HR (%)	v_a $(m \cdot s^{-1})$	e^* (mm)	X_0	X_f	Rep.
Boucle de séchage	#B	⊥	40	21	1,8	15	$1,146 \pm 0,089$	$0,089 \pm 0,018$	3
Boucle de séchage	#B	⊥	60	8	1,8	15	$1,41 \pm 0,011$	$0,07 \pm 0,0007$	3
Boucle de séchage	#B	⊥	80	8	1,8	15	$1,39 \pm 0,032$	$0,023 \pm 0,016$	3
Boucle de séchage	#G	⊥	40	21	1,8	3,6	$0,752 \pm 0,005$	$0,068 \pm 0,0036$	3
Boucle de séchage	#G	⊥	60	8	1,8	3,6	$0,761 \pm 0,009$	$0,043 \pm 0,0026$	3
Boucle de séchage	#G	⊥	80	8	1,8	3,6	$0,767 \pm 0,013$	$0,03 \pm 0,0042$	3
Boucle de séchage	#G	//	40	21	1,8	3,6	$0,743 \pm 0,033$	$0,04 \pm 0,007$	2
Boucle de séchage	#G	//	60	8	1,8	3,6	0,736	0,054	1
Boucle de séchage	#G	//	80	8	1,8	3,6	$0,735 \pm 0,001$	$0,029 \pm 0,0007$	3
Boucle de séchage	#G	//	80	8	1,8	7,3	0,719	0,028	1
Boucle de séchage	#G	//	80	8	1,8	12,7	0,745	0,033	1
Boucle de séchage	#Gc	⊥	40	28	1,8	15	0,723	0,218	1
Boucle de séchage	#Gc	⊥	60	8	1,8	15	0,700	0,046	1
Séchoir en bois	#F1	⊥	56	10	0,26	25	$1,210 \pm 0,00086$	$0,0317 \pm 0,00369$	4
Séchoir en bois	#F2	⊥	56	10	0,26	25	$1,280 \pm 0,0037$	$0,0357 \pm 0,0335$	4

*Epaisseur du produit : épaisseur de couche pour #G et diamètre d'un cylindre pour #B (méthodes de mesure section 4.3.3)

4.3.3 Mesure de la géométrie des produits étudiés

La connaissance de la géométrie des produits, en terme de dimensions et de densité est nécessaire au calage du modèle sur les cinétiques de séchage.

Mesure des dimensions des cylindres (#B, #Gc, #F) et de l'épaisseur de couche (#G)

Les dimensions (diamètre et longueur) des cylindres de racines brutes (#B) avant séchage, et celles des cylindres de racines fermentées (#F1, #F2) après séchage ont été mesurées avec un pied à coulisse. Les dimensions de #B après séchage, ainsi que l'épaisseur de couche de racines râpées, pressées, désagglomérées (#G) ont été estimées à partir de leur densité, mesurée respectivement dans un bain d'huile et dans un récipient de volume connu.

Les cylindres de racines râpées, pressées, désagglomérées (#Gc) étant plus fragiles, leurs dimensions n'ont pu être mesurées avec cette précision. Ayant été obtenus avec le même emporte-pièce que les cylindres #B, leurs dimensions ont été considérées égales.

L'incertitude de mesure sur les dimensions des cylindres était de l'ordre de 2%, alors qu'elle était de l'ordre de 15% sur l'épaisseur de couche #G, malgré les précautions prises. Par ailleurs, un rétrécissement de l'ordre de 20% de l'épaisseur de couche et du diamètre des cylindres a été mesuré. Comme présenté en section 4.2, leur séchage est simulé uniquement dans une dimension (radiale pour les cylindres et les sphères, dans l'épaisseur pour une plaque). Il semblait donc acceptable de négliger ce rétrécissement afin de conserver un temps de calcul raisonnable. Par ailleurs, le rétrécissement en volume des cylindres était, lui, de l'ordre de 50%.

Mesure de la granulométrie de racines râpées, pressées, désagglomérée (#G)

Avant séchage, les particules humides du lot #G formaient des agglomérats. Or, les méthodes de mesure de granulométrie, par tamisage ou laser, tendent à rompre ces agglomérats humides. La mesure de granulométrie du produit sec a dont été jugée plus fiable.

Après séchage, la granulométrie du lot #G étant fortement hétérogène, elle a été mesurée en combinant les méthodes de tamisage à sec et d'analyse d'image. Le produit a d'abord été passé à travers une pile de tamis de taille de mailles décroissante (3360, 1500, 900, 710, 500, 355, 100 μm). La masse de produit retenue sur chaque tamis a été pesée. La distribution en masse de la taille des particules de taille < 3360 μm a alors été estimée.

Les particules retenues sur le tamis le plus large, photographiées avec une définition de 8 mégapixels, ont été analysées avec la fonction *Analyze Particles* du logiciel libre *ImageJ*. La surface et le périmètre de chaque particule ont ainsi été estimées automatiquement. Considérant les particules comme sphériques et connaissant la densité de la matière sèche du manioc (mesurée par Escobar et al. (2018)), le diamètre ainsi que la masse de chaque particule ont ensuite été calculés. La distribution en masse de taille des particules > 3360 μm en a été déduite. Elle a été combinée à celle des particules plus fines mesurée par tamisage. De plus, afin d'évaluer leur sphéricité, la circularité des particules photographiées a été estimée (équation 4.7).

$$Circularite = 4 \cdot \pi \cdot \frac{Surface}{Perimetre^2} \tag{4.7}$$

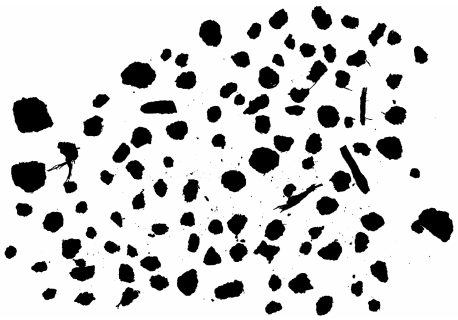
La figure 4.3 présente la distribution en masse de taille des particules des racines râpées, pressées, désagglomérées (#G) après séchage, ainsi qu'une photographie des particules analysées par *ImageJ*.

Mesure de la masse volumique et porosité

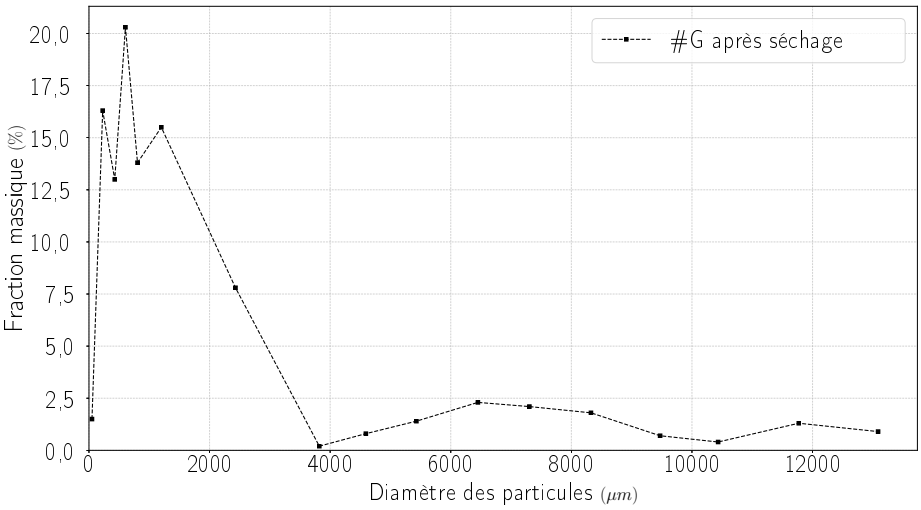
La masse de matière sèche par volume de produit (ρ_{MS}) a été estimée avant et après séchage à partir de mesures présentées dans les sections précédentes. Pour les cylindres (#B, #Gc, #F), ρ_{MS} a été déduite de la mesure de leur volume et de l'estimation de la masse de matière sèche contenue dans un cylindre. Cette estimation se base sur les mesures de sa masse et de sa teneur en eau. Pour une couche de produit granulaire #G, ρ_{MS} a été déduite de sa masse volumique apparente et de sa fraction massique de matière sèche.

Elle n'a pu être mesurée à l'échelle de la particule de #G. Une particule de #G étant une fraction de cylindre #Gc, ρ_{MS} d'une particule de #G a été considérée égale à ρ_{MS} de #Gc.

Par ailleurs, la porosité ϵ (équation 4.8) d'une couche de produit granulaire #G est nécessaire au calcul du coefficient de transfert par convection. Elle a été estimée avant et après séchage, à partir de la mesure de sa masse volumique apparente et de l'estimation de la masse volumique de la matière, hors pores. Cette masse volumique hors pores a été déduite des masses volumiques de l'eau et de la matière sèche du manioc, mesurée par Escobar et al. (2018) (*i.e.* 1565 $kg \cdot m^{-3}$), ainsi que de la mesure de teneur en eau du produit.



(a) Photographie des particules $> 3360\ \mu m$.



(b) Distribution de taille des particules.

FIGURE 4.3 – Granulométrie de racines râpées, pressées, désagglomérée (#G) après séchage.

$$\epsilon = \frac{V_{MS} + V_{eau}}{V_{MS} + V_{eau} + V_{air}} = 1 - \frac{\rho_{(eau+MS+air)}}{\rho_{(eau+MS)}} \tag{4.8}$$

Avec ϵ la porosité $(-)$, V le volume (m^3), MS la matière sèche, ρ la masse volumique $(kg \cdot m^{-3})$

4.3.4 Propriétés et paramètres nécessaires à la modélisation

Le modèle de Lambert et al. (2016), présenté en section 4.2, requiert des propriétés du produit, de l'air et de l'interaction air-produit par convection.

Géométrie du produit

La géométrie des produits a été mesurée selon les méthodes présentées en section 4.3.3. Leur taille et masse de matière sèche par volume de produit (ρ_{MS}) moyennes ont été considérées dans le modèle.

Dans le modèle, un facteur de forme (n) indique la géométrie simple à laquelle est assimilée le produit. Il a été défini à partir de cinétiques expérimentales (sections 4.4.1, 4.4.2). Les cylindres #B ont été considérés comme des cylindres infinis ($n = 1$), le produit granulaire #G comme un ensemble de sphères ($n = 2$) lors d'un séchage en flux traversant et comme

une plaque infinie ($n = 0$) lors d'un séchage en flux léchant.

Coefficient de convection

La vitesse d'air a été considérée comme plus homogène et plus précisément mesurée en flux traversant qu'en flux léchant. Le coefficient de convection thermique a donc été calculé à partir de corrélations présentées dans la littérature pour les cinétiques mesurées en flux traversant. Les produits ainsi séchés sont considérés comme cylindres infinis et les sphères (table 4.2). Il a été mesuré en flux léchant, pour une plaque similaire au lot #G//, selon la méthode suivante.

Une plaque en aluminium, de même dimension qu'une couche de #G// a été placée sur la claie de la chambre horizontale de la boucle de séchage. De l'air à $80°C$, 8% HR circulait à $1,8\ m \cdot s^{-1}$ dans la boucle. Un thermocouple, au centre de la plaque, a enregistré l'augmentation de température de la plaque. Un second thermocouple a enregistré la température de l'air au niveau de la surface de la plaque. La convection étant considérée comme limitante, le coefficient de convection a été déduit des températures de l'air et de la plaque au cours du temps.

Le coefficient de convection matière a été déduit, lui, du coefficient de convection thermique par la corrélation de Lewis (table 4.2).

Propriétés physico-chimiques du produit

La capacité calorifique, la conductivité et l'hygroscopicité du manioc ont été collectées dans la littérature (table 4.2). Les diffusivités effectives de l'eau dans le manioc collectées dans la littérature étant fortement disparates pour une même matrice, leur fiabilité semblait contestable. Une diffusivité effective D_{eff} a donc été identifiée dans la présente étude.

D_{eff} dépend principalement de la température, de la teneur en eau et de la structure de la matrice considérée (Zogzas et al. (1996)). L'influence de la structure des matrices alimentaires étant complexe et généralement peu connue, leur diffusivité effective est souvent exprimée uniquement en fonction de la température et de la teneur en eau. Leur dépendance à la température suit généralement une loi de type Arrhénius, alors que leur dépendance à la teneur en eau semble produit-dépendante (Zogzas et al. (1996)).

Dans une étude préliminaire, les paramètres de la corrélation 4.9, notamment validée sur de l'amidon granulaire par Karathanos (1990), qui est le composé majoritaire du manioc, ont été identifiés sur des cinétiques expérimentales de la présente étude. La dépendance à la teneur en eau s'étant révélée négligeable, seule la dépendance à la température, de type Arrhénius, a été considérée. L'équation 4.9 a été simplifiée en considérant $a_0 = 0$ (table 4.2).

$$D_{eff} = a \cdot exp(a_0 \cdot X) \cdot exp\left(-\frac{b}{T_p}\right) \tag{4.9}$$

Avec D_{eff} la diffusivité effective ($m^2 \cdot s^{-1}$), a ($m^2 \cdot s^{-1}$), a_0 ($-$) et b (K) des paramètres ; X la teneur en eau du produit (b.s.) et T_p la température du produit (K).

Pour résumer, l'ensemble des propriétés du produit et coefficients de convection requis par le modèle sont présentés en table 4.2. La plupart de ces propriétés et coefficients ont été soit trouvés dans la littératures, soit mesurés. La présente étude a permis de définir les facteurs de forme (n) des différents lots considérés et la diffusivité effective de l'eau dans le manioc (D_{eff}). n a été défini par l'analyse des cinétiques expérimentales et D_{eff} par identification numérique. Par ailleurs, les propriétés de l'air ont été calculées à partir de lois de mélange, la loi des gaz parfaits et de corrélations de la littérature (e.g. Banooni et al. (2018)).

4.3.5 Simulation et identification de la diffusivité effective

Le modèle présenté en section 4.2 a été implémenté en Python 3.8 et résolu par la fonction *odeint* de la librairie *Scipy*. Les paramètres de la diffusivité effective (D_{eff}, table 4.2) ont été identifiés avec la fonction *minimize* de la librairie *Scipy*, basée sur l'algorithme de Nelder-Mead. L'objectif de la minimisation était l'erreur relative entre la cinétique expérimentale et celle simulée, pondérée par le nombre de points de la cinétique expérimentale. Par ailleurs, afin d'éviter des raideurs numériques, ces paramètres ont été mis en *log10*, comme suggéré par Goujot et al. (2012). Sur un DELL Latitude 5500 Intel(R) Core(TM) i7-8665U CPU @ 1.90 GHz avec 16 GB RAM et le système d'exploitation Windows 10 PRO 64 bits, l'identification des deux paramètres de D_{eff} sur une cinétique prenait moins de deux minutes.

La diffusivité effective (D_{eff}) a été identifiée successivement sur trois sous-ensembles de cinétiques : (i) 3 cinétiques du lot #B mesurées à 3 conditions d'air différentes, (ii) 5 du lot #G// mesurées à 3 conditions d'air et 3 épaisseurs de produit, et (iii) ces 8 cinétiques des lots #B et #G// simultanément. D_{eff} a ainsi été identifiée sur des cinétiques mesurées dans l'ensemble des conditions opératoires considérées dans cette étude pour les lots #B et #G// (table 4.1). Le modèle utilisant ces D_{eff} a ensuite été comparé à l'ensemble des cinétiques expérimentales mesurées sur #B, #G⊥, #G//, #Gc.

Les cinétiques simulées et expérimentales ont été comparées sur la base de la racine de l'erreur quadratique moyenne entre leur teneur en eau X (équation 4.10).

$$REQM = \sqrt{\frac{\sum(X_{experimental} - X_{modele})^2}{nombre\ de\ mesures}} \tag{4.10}$$

4.4 Résultats et discussion

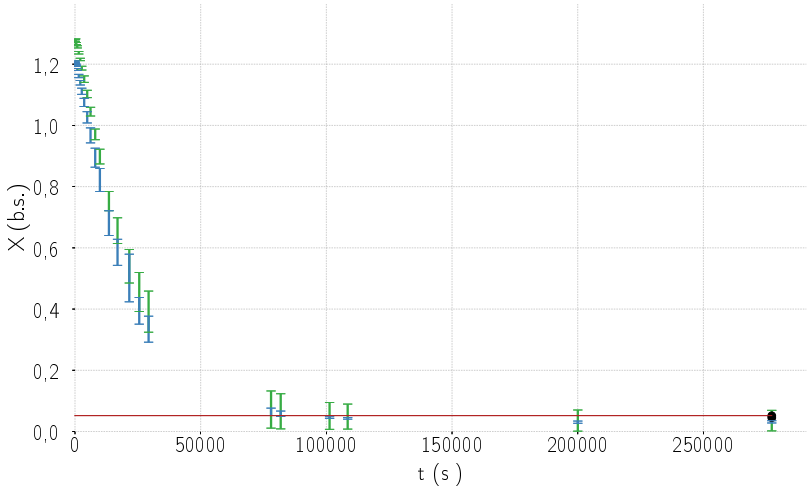
L'étude menée ici s'est basée sur 36 cinétiques expérimentales mesurées sous 15 conditions expérimentales différentes, présentées en table 4.1. Certaines cinétiques ont d'abord été comparées afin de définir comment le niveau de transformation et la direction du flux d'air devraient être pris en compte dans le modèle. Le modèle de Lambert et al. (2016) (section 4.2) a ensuite été calé et validé sur ces cinétiques.

TABLE 4.2 – Propriétés du produit et coefficients de convection.

Avec #G le manioc râpé, pressé, désagglomméré, séché en flux d'air traversant (⊥) ou léchant (//), #B les cylindres de manioc brut, #Gc le manioc #G mis sous forme de cylindre, #F1 et #F2 les cylindres de manioc fermenté.

	Propriétés	Unité	Source	#G⊥	#G//	#B	#Gc	#F1, #F2
Géométrie	ρ_{MS}	$kg \cdot m^{-3}$	Mesure (section 4.3.3)	587	271	463	587	722
	n	–	Analyse cinétiques (section 4.4.1)	2 (sphères)	0 (plaque infinie)			1 (cylindre infini)
	r_{max}	m	Mesure (section 4.3.3)*	Rayons	1/2 Épaisseur			Rayon
	ϵ	$m^3 \cdot m^{-3}$	Mesure (section 4.3.3)	75%	–			–
Propriétés intrinsèques	$c_{p,MS}$	$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	Choi and Okos (1986)**	$c_{p,MS} = 1600$				
	λ_p	$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$	Choi and Okos (1986)**	$\lambda_p = 0,4$				
	a_w	$Pa \cdot Pa^{-1}$	van der Werf et al. (2022)	$a_w = exp\left(\frac{-exp(-0.0145172 \cdot T_p)}{X^{1.36838}}\right)$				
	D_{eff}	$m^2 \cdot s^{-1}$	Paramètres identifiés	$D_{eff} = a \cdot exp\left(\frac{-b}{T_p}\right)$				
Convection	h_{glob}	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Littérature et mesure	$h_{glob} = \frac{Nu \cdot \lambda_a}{L_{eq}}$ Corrélation pour sphères en lit fixe (Whitaker (1972)) $Nu = 0,5 \cdot Re^{0,5} + 0,2 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3}$ $L_{eq} = \frac{6 \cdot V_{sphere}}{A_{sphere}} \cdot \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} = \frac{18}{r} \cdot \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}$	$h_{glob} = 18$ (mesure section 4.3.4)	$h_{glob} = \frac{Nu \cdot \lambda_a}{L_{eq}}$ Corrélation pour cylindre en flux traversant (Churchill and Bernstein (1977)) $Nu = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{1/3}}{(1+(\frac{0,4}{Pr})^{2/3})^{1/4}} \cdot \left(1 + \left(\frac{Re}{282}\right)^{5/8}\right)^{4/5}$ $L_{eq} = 2 \cdot r$	
	k_{mat}	$m \cdot s^{-1}$	Relation de Lewis	$\frac{h_{glob}}{\rho_a \cdot c_{p,ha} \cdot Le^{2/3}}$				

* Rayons de #G⊥ déduits de la distribution de taille de particles (Figure 4.3b). Rayon de #B et #Gc = 7,5 *mm*, de #F1 et #F2 = 12,6 *mm*. 1/2 épaisseur de #G// = 1,8;3,6;6,3 *mm* selon l'essai.
** Corrélations de Choi and Okos (1986) appliquée à différentes compositions de manioc.


1,2
1,0
0,8
0,6
0,4
0,2
0,0
X (b.s.)
0
50000
100000
150000
200000
250000
t (s)

cylindres de mêmes dimensions, ont été comparées (figure 4.4).

Les cinétiques obtenues sur des racines de manioc de deux origines, à deux niveaux de fermentation mises sous forme de cylindre (#F1 et #F2) sont similaires (figure 4.4a). Les cinétiques obtenues sur des cylindres de racines brutes (#B) et râpées, pressées (#Gc), bien que présentant une courbure légèrement différente dans la partie transitoire de la cinétique, sont également dans les barres d'erreur l'une de l'autre (figure 4.4b). Ce léger écart pourrait être dû à leur différence de masse de matière sèche par volume de cylindre (*i.e.* $\rho_{MS} = 463\ kg_{MS} \cdot m^{-3}$ pour #B et $587\ kg_{MS} \cdot m^{-3}$ pour #Gc), leurs teneurs en eau initiales étant différentes, et non à une différence de propriétés physico-chimiques. Cette hypothèse sera confirmée par une approche de modélisation présentée en section 4.4.2.

Finalement, l'effet de la fermentation, du râpage et du pressage, ainsi que l'origine des racines sur les propriétés physico-chimiques du manioc influençant le séchage semblent négligeables dans le cadre de la présente étude. Les mêmes propriétés physico-chimiques, et donc la même diffusivité effective (D_{eff}) pourraient ainsi être utilisées pour le manioc brut et à ces différents niveaux de transformation.

Effet de la direction du flux d'air

Avant d'être séché, le manioc est généralement râpé et/ou fermenté puis pressé et désagglomméré. La fermentation est difficile à maîtriser. Les racines fermentées par rouissage (immergées entières dans l'eau) ont ainsi une géométrie fortement variable. Par ailleurs, lorsque le manioc est fermenté après avoir été râpé, la fermentation a un effet négligeable sur la géométrie du produit (Escobar et al. (2018)). De plus, son influence sur les propriétés physico-chimiques du manioc semblant négligeable (section 4.4.1), le modèle a été calé sur les cinétiques de racines râpées, pressées, désagglomérées et non fermentées #G. L'étude de l'effet de la direction du flux d'air s'est donc concentrée sur #G.

Si l'effet des caractéristiques de l'air (température, humidité, vitesse) sur le séchage est connu et déjà pris en compte dans le modèle (section 4.2), l'effet de sa direction (traversant ou léchant) semble moins évident.

La figure 4.5a présente des cinétiques obtenues sur les racines râpées, pressées, désagglomérées (#G) séchées en flux traversant (#G$\perp$) et léchant (#G//). La cinétique #G$\perp$ est significativement plus rapide que la cinétique #G//. Or, les propriétés géométriques et physico-chimiques du produit, ainsi que les caractéristiques de l'air, connues pour influencer le séchage sont identiques dans ces cinétiques. Il peut donc être supposé que la direction du flux d'air a une influence sur la surface d'échange entre le produit et l'air. En flux traversant, l'air semble ainsi pénétrer la couche de produit, passant entre les particules. En flux léchant, l'air ne semble pas pénétrer la couche de produit, léchant uniquement sa surface.

La figure 4.5b, présentant des cinétiques de séchage en flux léchant (#G//) avec deux épaisseurs de couche différentes conforte cette hypothèse. Trois phases peuvent être distinguées sur ces cinétiques : (1) une phase courte de déshydratation à vitesse constante, où l'eau en surface du produit s'évapore par convection, (2) une longue phase à vitesse décroissant, où l'eau diffuse dans le produit puis s'évapore par convection à la surface, (3) une asymptote où

le produit est en équilibre avec l'air. Sur la figure 4.5b, durant la phase 2, lorsque l'épaisseur de couche est doublée, le temps de séchage l'est également. Le séchage semble donc majoritairement diffusif. De plus, la surface d'échange ne semble pas augmenter avec l'épaisseur de couche. L'analyse de ces quatre cinétiques semble converger vers la conclusion que l'air ne pénètre pas, ou de manière négligeable, la couche de produit en flux léchant.

Ainsi, au niveau industriel, il semble pertinent de sécher en flux traversant un produit fractionné tel que #G. La surface d'échange est ainsi maximisée et le temps de séchage limité. D'autre part, un modèle à l'échelle du produit ne peut considérer #G$\perp$ et #G// de la même manière. Il semble adéquat de considérer #G// à l'échelle de la couche de produit par une plaque infinie dans laquelle l'air ne pénètre pas, alors que #G$\perp$ serait mieux représenté à l'échelle de la particule. Les particules les plus larges de #G ont une circularité moyenne de $0,64 \pm 0,14$ (équation 4.7). En supposant que l'épaisseur de la couche permette de la considérer comme une couche mince, il semble donc raisonnable de considérer #G$\perp$ comme un ensemble de sphères indépendantes dans le modèle.

4.4.2 Modélisation

Le modèle de Lambert et al. (2016) a été calé sur des cinétiques de séchage de manioc, en définissant (i) la géométrie simple à laquelle le produit est assimilé, représenté par son facteur de forme (n), ainsi que (ii) sa diffusivité effective (D_{eff}). Le facteur de forme est défini par l'analyse des cinétiques expérimentales (section 4.4.1), alors que D_{eff} est identifiée numériquement.

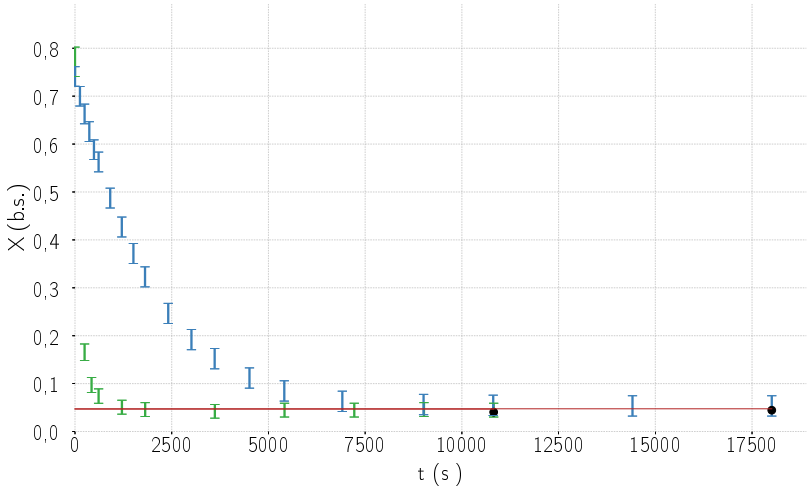
Le modèle vise à être valide dans des unités de transformation de manioc, dans lesquelles les racines sont généralement fermentées et/ou râpées, pressées et désagglomérées avant d'être séchées. Les cinétiques obtenues sur les racines râpées, pressées, désagglomérées (#G), séchées en flux léchant (//) ou traversant ($\perp$) sont les plus proches de cette réalité de terrain. Or, la géométrie de #G, complexe, n'est évidente ni à mesurer précisément, ni à prendre en compte dans le modèle. La fiabilité de D_{eff} identifiée sur ces cinétiques et n défini sont donc potentiellement contestables. Une stratégie a été définie pour s'assurer de leur fiabilité.

D_{eff} a également été identifiée sur des cinétiques effectuées sur du manioc ayant une géométrie simple, i.e. les cylindres de manioc brut #B. Le définition de la géométrie de #B semblant fiable, D_{eff} identifiée sur #B a été prise comme référence. De plus, d'après l'analyse des cinétiques expérimentales (section 4.4.1), #B et #G semblent avoir la même D_{eff}. Il est donc supposé que si la géométrie de #G est correctement définie dans le modèle, les D_{eff} identifiées sur ces deux lots seront similaires.

Le modèle utilisant D_{eff} identifiées sur #B et #G a finalement été comparé aux cinétiques effectuées sur les cylindres de manioc de différentes origines, râpées pressées ou fermentées. La validité et la généricité de D_{eff} a ainsi été évaluée.

Définition des facteurs de forme

La géométrie simple, représentée par le facteur de forme n, à laquelle a été assimilé le produit dans chaque configuration a été définie. Les cylindres de manioc brut #B, fragmenté


0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,3
0,2
0,1
0,0
X (b.s.)
0
2500
5000
7500
10000
12500
15000
17500
t (s)

Ayant défini la géométrie simple à laquelle chaque lot était assimilé dans le modèle, la diffusivité effective (D_{eff}) a été identifiée.

Identification de la diffusivité effective

La diffusivité effective (D_{eff}) a été successivement identifiée sur 3 cinétiques de cylindres bruts #B, 5 de produit granulaire #G// et simultanément sur ces 8 cinétiques des lots #B et #G//, obtenues sous 3 conditions d'air (40, 60 et 80°C) et 3 épaisseurs de couche pour le lot #G//. Le manioc étant composé à 93% base sèche d'amidon (Aryee et al. (2006)), il peut être supposé que leur D_{eff} soit proche. Les D_{eff} identifiées ont donc été comparées à celle de l'amidon déterminée par Karathanos (1990) entre 25 et 140°C (figure 4.6, table 4.3).

Du fait de contraintes expérimentales, D_{eff} n'a pas pu être identifiée sur les cinétiques de manioc râpé, pressé, désagglomeré, séché en flux traversant (#G⊥). Le premier point des cinétiques expérimentales était à 250 s, alors qu'en 250 s, la teneur en eau (X) de #G⊥ avait déjà diminué de 78% à moins de 15% base sèche (figure 4.7). De plus, les particules les plus fines, qui sont aussi les plus nombreuses (figure 4.3b), avaient déjà séché (figure 4.7). La majeure partie du séchage n'étant pas précisément mesurée expérimentalement, une identification de paramètres ne serait pas fiable. Il est néanmoins souligné qu'avec un Biot matière de l'ordre de $10^3 - 10^4$, la diffusion reste limitante pour ce lot. Les D_{eff} identifiées sur les autres lots pourront donc être validées sur ce lot.

La figure 4.6 présente les valeurs des D_{eff} identifiées et de celle de l'amidon selon la température du produit T_p. La diffusivité effective de l'amidon ($D_{eff,amidon}$) est fonction de sa température T_p et de sa teneur eau X (Karathanos (1990)), contrairement à celle du manioc qui semble uniquement fonction de T_p (section 4.3.4). $D_{eff,amidon}$ a été tracée à $X = 0,1$. La similarité de ces D_{eff} tend à montrer que leurs valeurs, identifiés, ont un sens physique. De plus, une même diffusivité effective identifiée devrait représenter avec une bonne précision la diffusivité de l'eau dans le manioc, à différents niveaux de transformation, séché sous un flux d'air aussi bien léchant que traversant.

TABLE 4.3 – Paramètres de l'équation de diffusivité effective du manioc (identifiés), et de l'amidon (définie par Karathanos (1990)).
Karathanos (1990) a identifié un paramètre représentant sa dépendance à la teneur en eau, négligée pour le manioc (section 4.3.4). Avec #B les cylindres de manioc brute, #G// le manioc râpé, pressé, désagglomeré.
Avec $D_{eff} = a \cdot exp(a_0 \cdot X) \cdot exp(-\frac{b}{T_p})$ (équation 4.9, section 4.3.4)

		a	a_0	b
Identifié sur	#B	$5,2305 \cdot 10^{-6}$	-	$2755,0$
	#G//	$5,2298 \cdot 10^{-4}$	-	$4286,8$
	#B, #G//	$8,9087 \cdot 10^{-5}$	-	$3640,4$
Amidon (Karathanos (1990))		$5,321 \cdot 10^{-6}$	$-1,511$	$2848,5$

Validation du modèle

Le modèle utilisant D_{eff} identifiée sur 3 cinétiques de #B ou 5 de #G// ou les 8 simultanément, prédit l'ensemble des cinétiques expérimentales avec une erreur (REQM) moyenne de 5% sur la teneur en eau X (b.s.) et une erreur maximale de 12% (tableau 4.4). Ces erreurs, faibles vis à vis des erreurs expérimentales, confortent la validité du modèle et des

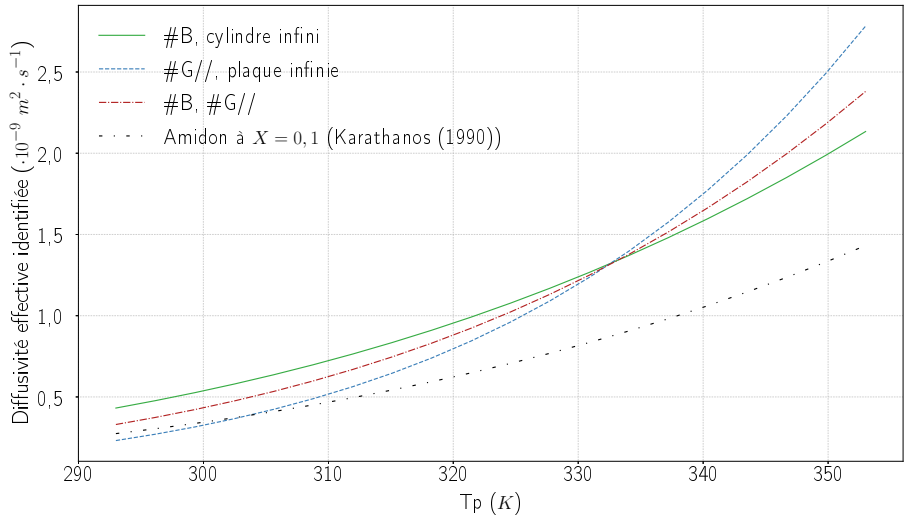


FIGURE 4.6 – Diffusivités effectives équationnelles identifiées sur les cinétiques des lots #B, #G//, considérés respectivement comme un cylindre infini et une plaque infinie ; et sur l'amidon, composé majoritaire du manioc (Aryee et al. (2006)), définie par Karathanos (1990).

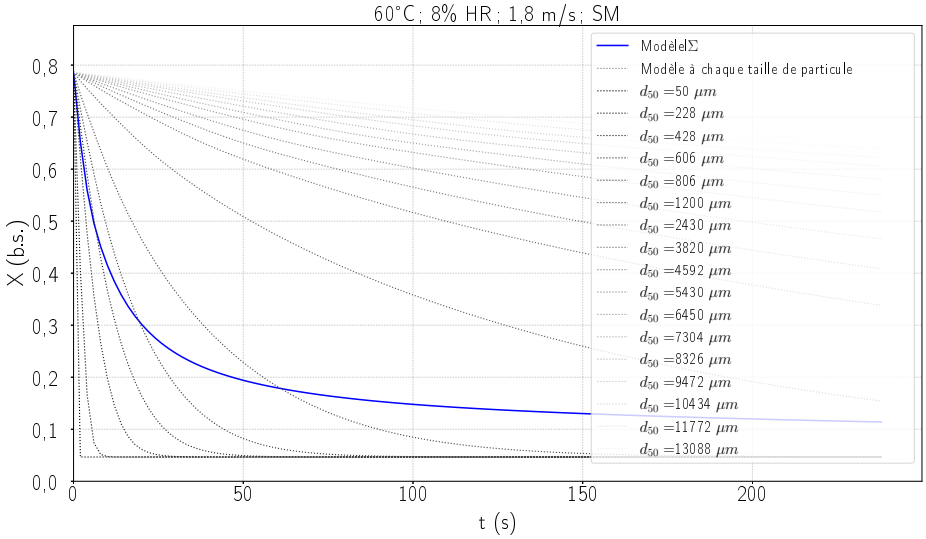


FIGURE 4.7 – Simulation de la cinétique de séchage des particules de #G⊥ entre le début du séchage et le premier point de la cinétique expérimentale.

Prédiction par le modèleΣ utilisant la diffusivité effective identifiée sur #B et #G//. En gris les cinétiques simulées pour chaque taille de particules définies en figure 4.3 (plus la ligne est foncée et la cinétique rapide, plus la particule est petite) ; en bleu la moyenne pondérée des ces cinétiques, i.e. modèleΣ.

D_{eff} identifiées dans les 13 conditions expérimentales considérées, de 40 à 80°C. La figure 4.8 comparant les cinétiques expérimentales et simulées en utilisant D_{eff} identifiée sur les cylindres #B renforce cette observation. En effet, seule la cinétique prédite sur #G// (en flux léchant) à une fine épaisseur de couche est légèrement plus rapide que la cinétique expérimentale, bien que proche des barres d'erreur ($\pm\sigma$) (figure 4.8). Au vu de la prédiction précise du modèle pour des couches plus épaisses, cette erreur semble d'avantage liée à la mesure de l'épaisseur (section 4.3.3), difficilement précise lorsque la couche est fine, notamment en

raison d'un tassement possible lors de la mesure de densité, ou à une légère irrégularité de la couche, qu'à un manque de fiabilité du modèle. Ainsi, 3 cinétiques expérimentales effectuées sur du manioc mis sous forme d'une géométrie simple (ici #B), semblent suffisantes pour identifier une D_{eff} valide dans une large gamme de conditions expérimentales. La comparaison des cinétiques sur #G⊥, #G// et #B, expérimentales et simulées avec les deux autres D_{eff} identifiées, conforte également la validité du modèle (figure en annexe A.2).

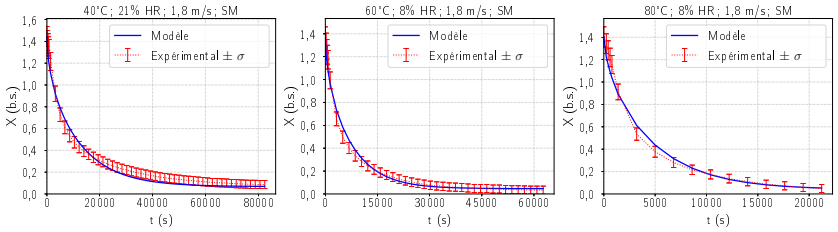
La dépendance des propriétés physico-chimiques à la variabilité du manioc, et ainsi leur généricité, a également été évaluée. Les cinétiques expérimentales effectuées sur des cylindres de manioc de différentes origines, fragmenté (#Gc) ou fermenté (#F1 et #F2), ont été prédites par le modèle utilisant D_{eff} identifiée sur des cylindres de manioc brut (#B). Les cinétiques ainsi simulées et expérimentales sont similaires (figures 4.8a, 4.8d, 4.8e). Or, seules la masse de matière sèche par volume de produit (ρ_{MS}) et le rayon du cylindre (r_{max}) ont été modifiés pour simuler le séchage de ces différents lots. Les différences d'origine et de niveau de transformation des racines considérées dans la présente étude semblent donc avoir une influence négligeable sur les propriétés physico-chimiques utilisées dans le modèle.

Le modèle a été validé sur #G⊥ en tenant compte de la distribution de taille des particules, sur #G//, et sur les cylindres fermentés #F1, #F2. Il semble donc applicable dans des unités de transformation séchant du manioc râpé à différentes granulométries, préalablement fermenté ou non, séché en flux traversant ou léchant entre 40 et 80°C. Il semble également applicable pour du manioc fermenté par rouissage, non râpé, à condition de définir sa géométrie.

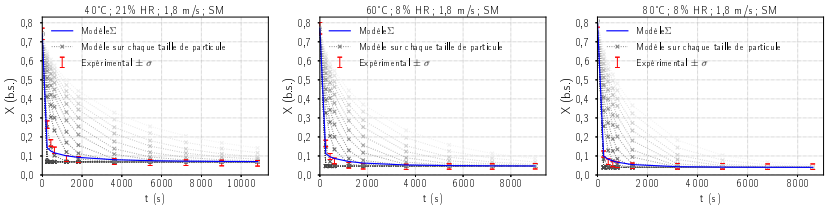
TABLE 4.4 – Validation du modèle : racine de l'erreur quadratique moyenne (REQM) sur la teneur en eau X entre les cinétiques expérimentales et simulées.

Les cinétiques ont été simulées avec les diffusivités effectives (D_{eff}) présentées en figure 4.6, identifiés sur 3 cinétiques de cylindre bruts (#B), 5 de produit granulaire séchés en flux léchant (#G//), et les 8 simultanément (#B, #G//). Avec #F les cylindres de manioc fermenté et #Gc le manioc #G mis sous forme de cylindre.

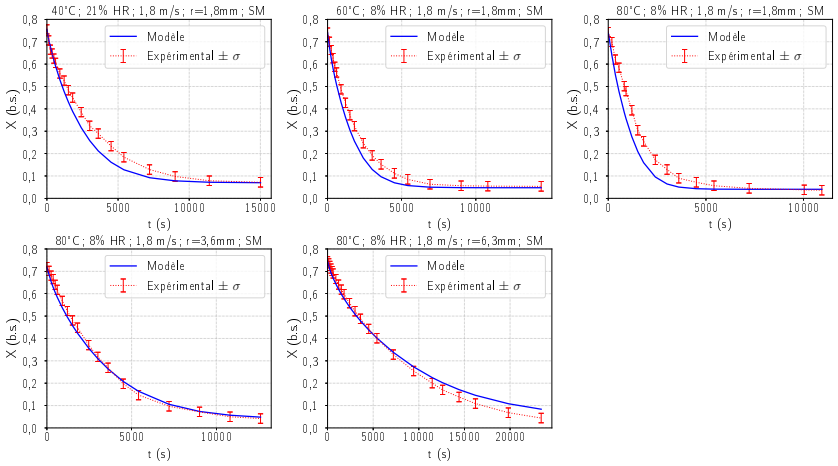
		REQM (% b.s.) moyen sur X quand D_{eff} appliqué sur						REQM (% b.s.) max
		#B	#G\\	#G⊥	#Gc	#F	tous	sur tous
D_{eff} identifiée sur	#B	5	6	3	4	4	4	11
	#G\\	7	4	3	3	6	5	11
	#B et #G\\	6	5	3	3	5	5	12



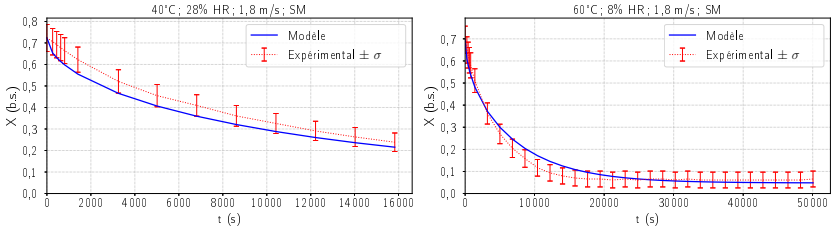
(a) Cylindres de racines brutes séchées en flux traversant (#B).



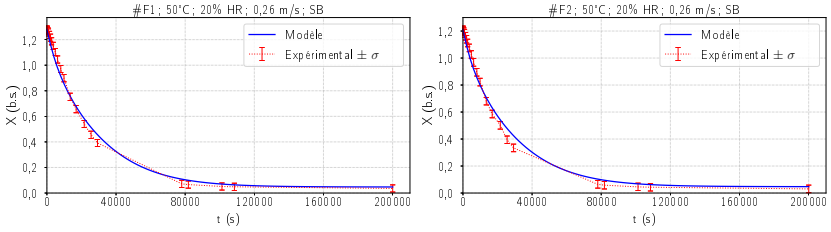
(b) Racines râpées, pressées, désagglomérées séchées en flux traversant (#G⊥).



(c) Racines râpées, pressées, désagglomérées séchées en flux léchant (#G//).



(d) Racines râpées, pressées, désagglomérées mises sous forme de cylindres, séchées en flux léchant (#Gc).



(e) Racines insuffisamment (#F1) et suffisamment (#F2) fermentées, de deux variétés différentes de #G et #B, mises sous forme de cylindres.

FIGURE 4.8 – Validation du modèle dans l'ensemble des conditions expérimentales, avec la diffusivité effective identifiée sur les cylindres de racines brutes #B.
Avec SM et SB respectivement la boucle de séchage en métal et le séchoir à claies en bois (figure 4.2).

Dépendance de la diffusivité effective à la teneur en eau et à la structure du produit

D_{eff} a été exprimée uniquement en fonction de la température du produit dans la présente étude. Néanmoins, Zogzas et al. (1996); Dadmohammadi and Datta (2020); Welsh et al. (2021) considèrent que D_{eff} peut aussi être dépendante de la teneur en eau et de la structure du produit, notamment en terme de porosité, de tortuosité, et de niveau de rupture cellulaire.

Le modèle utilisant une unique D_{eff} prédit avec une précision acceptable le séchage de cylindres de manioc brut #B, fragmenté #G, fermenté #F (figure 4.8). La différence de structure, en terme de porosité, de tortuosité, et de niveau de rupture cellulaire, entre ces cylindres (Brauman et al. (1995); Escobar et al. (2021)), semble donc avoir une influence négligeable sur D_{eff}. Ces différences de structure pourraient se révéler significatives dans le cadre d'une modélisation plus fine, à des fins d'analyse approfondie du comportement du produit. Néanmoins, elle semble pouvoir être négligée dans un modèle développé en vue d'une utilisation en ingénierie, comme ici.

Une dépendance négligeable de D_{eff} à X sur le manioc a été évaluée dans une pre-étude (section 4.3.4), et confirmée par la validation du modèle utilisant une D_{eff} indépendante de X. D'après Dadmohammadi and Datta (2020), cette dépendance est notamment due au lien entre la diminution de X et l'augmentation de la porosité du produit durant le séchage. Selon la porosité d'une matrice, l'eau diffuserait principalement sous forme de vapeur ou de liquide, modifiant la valeur de D_{eff}. Or, un rétrécissement relativement important en volume des cylindres de manioc (de l'ordre de 50%) durant le séchage semble indiquer un faible développement de porosité du produit. De plus, la dépendance de D_{eff} à la porosité semble négligeable dans le cadre de la présente étude (voir paragraphe précédent). Par ailleurs, cette dépendance négligeable pourrait aussi être liée à l'identification de D_{eff} sur des cinétiques de séchage : à des valeurs de X élevées, le séchage étant principalement convectif, D_{eff} est peu influente et son identification moins fiable.

4.4.3 Discussion générale

D'après l'analyse des cinétiques en section 4.4.1 et la validation du modèle sur les cylindres #B, #Gc, #F1, #F2 en section 4.4.2, les mêmes propriétés physico-chimiques, dont D_{eff}, peuvent être utilisées pour simuler le séchage du manioc de différentes origines, à différents niveaux de transformation. Ceci semble montrer la généricité des valeurs et modèles de propriétés considérés. On peut supposer que les écarts entre les D_{eff} estimées sur différents sous-produits du manioc dans la littérature (de 10^{-11} à 10^{-7} $m^2 \cdot s^{-1}$ (Ajala et al. (2012) et Tunde-Akintunde and Afon (2010))), soient d'avantage liés à des différences de méthodes d'estimation, qu'à de réelles différences de comportement. En effet, comme le rappellent Roca et al. (2008) et Dadmohammadi and Datta (2020), la valeur de D_{eff} est fortement dépendante des hypothèses du modèle utilisé pour son identification, et des conditions expérimentales. Plus les hypothèses du modèle sont fortes et nombreuses, plus D_{eff} inclue de phénomènes non directement liés à la diffusion, s'éloignant d'une caractéristique physique et limitant son pouvoir prédictif. La définition d'une D_{eff} valide sur un produit sous différentes formes

(notamment différentes porosités), et en différentes conditions expérimentales, indiquerait la généricité et la validité de D_{eff} et du modèle de séchage.

Les D_{eff} identifiées sur le manioc à différents niveaux de transformation (#B et #G) sont similaires (section 4.4.2). Le modèle de Lambert et al. (2016) a été validé sur plusieurs lots, séchés sous différentes conditions expérimentales (flux d'air traversant et léchant, dans deux équipements de séchage), en utilisant une unique D_{eff} dépendante de la température. Le modèle et les D_{eff} identifiées semblent donc valides et relativement génériques. Les hypothèses du modèle, portant notamment sur la géométrie du produit et la définition des coefficients de convection, semblent ainsi acceptables. Les facteurs de forme définis, la prise en compte de la distribution de taille de particules (modèleΣ), et la considération d'un rétrécissement négligeable semblent adaptés.

La stratégie mise en place dans la présente étude semble adaptée à la problématique, et pourrait être envisagée pour d'autres produits. Elle permettrait de caler un modèle de séchage pour un produit alimentaire ayant une géométrie complexe, en essayant de s'assurer de la cohérence physique de D_{eff} identifiée. Le calage du modèle comprend ici la définition de la géométrie à laquelle assimiler le produit, ainsi que D_{eff}. Les autres propriétés du produit et coefficients de convection nécessaires à la modélisation de son séchage sont supposés être disponibles dans la littérature ou mesurables simplement. De plus, il est supposé qu'une même D_{eff} décrit le comportement de différents sous-produits d'un aliment. L'acceptabilité de cette hypothèse est d'abord évaluée sur des cinétiques expérimentales. Si elle semble acceptable, D_{eff} est identifiée sur le produit, mis sous forme d'une géométrie simple à mesurer et à prendre en compte dans le modèle. Le modèle est ensuite calé sur le produit ayant une géométrie plus complexe, en définissant sa géométrie et éventuellement sa diffusivité. D_{eff} identifiée sur la géométrie simple est supposée plus fiable. Il est donc supposé que si elle permet de prédire le séchage de la géométrie complexe, la définition de la géométrie peut être considérée comme acceptable.

Les résultats de la présente étude suggèrent que trois cinétiques expérimentales, obtenues sur un même produit à trois températures d'air différentes, suffisent à identifier une D_{eff} valide sur ce même produit, mais d'une autre variété, à d'autres niveaux de transformations, séché sous un flux d'air dans d'autres directions, et dans un autre équipement. Le travail expérimental nécessaire au calage du modèle de Lambert et al. (2016) pourrait ainsi être faible, si la géométrie des sous-produits étudiés est relativement simple ou similaire à celles considérées dans la présente étude. En effet, le calage du modèle se concentrerait alors sur la définition d'une D_{eff}, la géométrie simple à laquelle le produit doit être assimilée étant déjà définie. Ce résultat vient compléter les méthodes présentées dans la littérature tendant à minimiser le nombre de cinétiques de séchage nécessaires à l'identification de paramètres fiables (e.g. Goujot et al. (2012); Lambert et al. (2015); Goujot and Courtois (2015)).

Ce travail est finalement une contribution au développement d'un module de simulation du séchage multi-produits en agroalimentaire, ou dans un autre domaine. La valeur de D_{eff} variant selon le modèle avec lequel il est identifié (Roca et al. (2008)), il serait intéressant de l'identifier sur différents produits avec le même modèle. Le modèle de Lambert et al. (2016),

validé sur différents produits, ayant un temps de calcul compatible avec une utilisation en ingénierie, semble être un bon candidat. Le caler sur des cinétiques de plusieurs produits, par exemple par la stratégie proposée dans la présente étude, permettrait de créer une librairie de D_{eff} et ainsi un module de séchage multi-produits.

Ce module de séchage pourrait être une base commune à la simulation de plusieurs équipements de séchage à air chaud. Dans ces séchoirs, les phénomènes à l'échelle du produit, similaires, seraient représentés par un même modèle. Ces phénomènes impliquent principalement la convection et la diffusion, représentés par le modèle de Lambert et al. (2016). De plus, selon le séchoir, les échanges entre l'air et le produit semblent devoir être considérés à l'échelle de la particule (e.g. séchoirs flash pneumatique, à lit fluidisé, à claies en flux traversant), ou de la couche de produit (e.g. séchoir à claies en flux léchant). Le modèle de Lambert et al. (2016) a été validé à ces deux échelles de représentation du produit dans la présente étude. Il semble donc pouvoir représenter les transferts air-produit dans différents séchoirs. Différents séchoirs pourraient être ainsi simulés en combinant ce modèle à l'échelle du produit à d'autres modèles ou équations bilans représentant les phénomènes spécifiques à chaque équipement (e.g. recyclage dans un séchoir à claies).

4.5 Conclusion

36 cinétiques ont été effectuées sur du manioc de différentes origines, brut (#B), fermenté (#F), et râpé, pressé, désagglomeré (#G) séchés entre 40 et 80°C et à différentes épaisseurs de couche pour #G dans deux séchoirs pilote. Le modèle de Lambert et al. (2016), représentant la diffusion et la convection à l'échelle du produit, a été adapté en définissant la géométrie simple à laquelle chaque lot devait être assimilé, ainsi que D_{eff}. Le manioc étant généralement fragmenté avant d'être séché, et sa fermentation n'ayant pas d'influence sur D_{eff}, le modèle a été adapté au manioc râpé, pressé, désagglomeré #G, séché en flux traversant (#G$\perp$) et léchant (#G//). La simulation de #G$\perp$ a été effectuée en tenant compte de la distribution de taille de ses particules, alors que #G// a été considéré comme une plaque infinie. Afin de s'assurer de la pertinence de ces adaptations du modèle à #G, et de la cohérence de D_{eff}, le modèle a également été adapté au manioc mis sous forme d'une géométrie simple (les cylindres de manioc brut #B). Le modèle de Lambert et al. (2016), utilisant une unique D_{eff} définie sur 3 cinétiques, a finalement été validé sur les cinétiques de #B, #G//, #G$\perp$, et les cylindres #Gc et #F, obtenues dans deux séchoirs pilotes, avec un erreur (REQM) moyenne sur X de 5%. Le modèle semble donc générique et correctement adapté aux configurations considérées. D_{eff}, ainsi que les propriétés physico-chimiques définies dans la littératures semblent valides et génériques, peu dépendante de l'origine, du niveau de transformation, et des conditions expérimentales.

La présente étude montre la possibilité d'utiliser une même bibliothèque de propriétés physico-chimiques et un même modèle pour prédire le séchage du manioc à différents niveaux de transformations, séché sous différents flux d'air. Ceci constitue une base pour le développement d'outils d'aide à la conception de séchoirs. Par ailleurs, la prise en compte

de la distribution de taille de particules proposée ici pourrait permettre d'étudier l'influence du niveau de fragmentation sur le séchage par des méthodes de type Monte-Carlo (Tanaka et al. (2015)), et, associé à d'autres modèles, de prédire le comportement du produit dans une chaîne d'opérations unitaires (notamment fragmentation - séchage).

Résumé

Le séchage est une étape critique dans la production de farine de manioc car il conditionne largement le coût de production et la qualité finale du produit. Un modèle de séchage à l'échelle du produit pourrait aider à concevoir différents types de séchoirs. Nous avons donc validé un modèle de séchage à l'échelle du produit sur des cinétiques expérimentales de séchage sur claies. Les cinétiques ont été effectuées sur deux séchoirs expérimentaux, avec un air circulant parallèlement ou perpendiculairement à la couche de produit, à $0,26$ ou $1,8\ m \cdot s^{-1}$, et entre 40 et $80°C$. Ces cinétiques ont été effectuées sur des racines de manioc de trois origines (différentes variétés, maturité, etc), ayant subi différentes transformations. Ces racines ont été soit découpées en cylindres, soit fermentées, soit râpées, pressées puis désagglomérées, formant un produit granulaire. La prise en compte de la distribution de taille des particules a été nécessaire pour simuler certaines cinétiques.

Chapitre 5

Simulation à l'échelle de l'unité de transformation

Dans les chapitres précédents, des modèles de propriétés et des modèles d'opérations unitaires phénoménologiques, à l'échelle du produit, pour les opérations de déshydratation du manioc, ont été définis. Dans ce chapitre, un simulateur de procédés à l'échelle de l'unité de transformation a été développé. En vue de pouvoir être utilisé pour répondre à de multiples problématiques, il a été construit afin d'être aussi modulable, générique et accessible que possible. Développé sur un cas concret, il vise dans un premier temps à être utilisé en aide à la conception d'unités de production de farine de manioc. Les modèles choisis dans les chapitres précédents ont donc été implémentés dans le simulateur.

5.1 Introduction

Concevoir, régler et conduire un procédé nécessite d'effectuer de nombreux choix, illustrés en figure 5.1. En effet, plusieurs filières peuvent transformer une même matière première en un même produit fini, les transporter et distribuer. Ces filières incluent une ou des unités de transformation. Ces unités peuvent présenter des enchaînements d'opérations unitaires différents. Chaque opération (e.g. séchage) peut être mise en œuvre par différentes techniques (e.g. séchage convectif vs conductif), elles même mises en œuvre par différentes technologies (e.g. séchage pneumatique vs en claies). Afin de mettre en œuvre chaque technologie, des variables de conception et de réglage doivent être choisies. Le choix de ces opérations, technologies et variables mène à la conception préliminaire d'une unité. Les coûts, le rendement et le dimensionnement global des équipements peuvent alors être estimés. Une étape de conception détaillée doit ensuite être effectuée afin de définir la géométrie et les spécifications précises de chaque équipement et composant de l'équipement (e.g. raccords, tuyauterie).

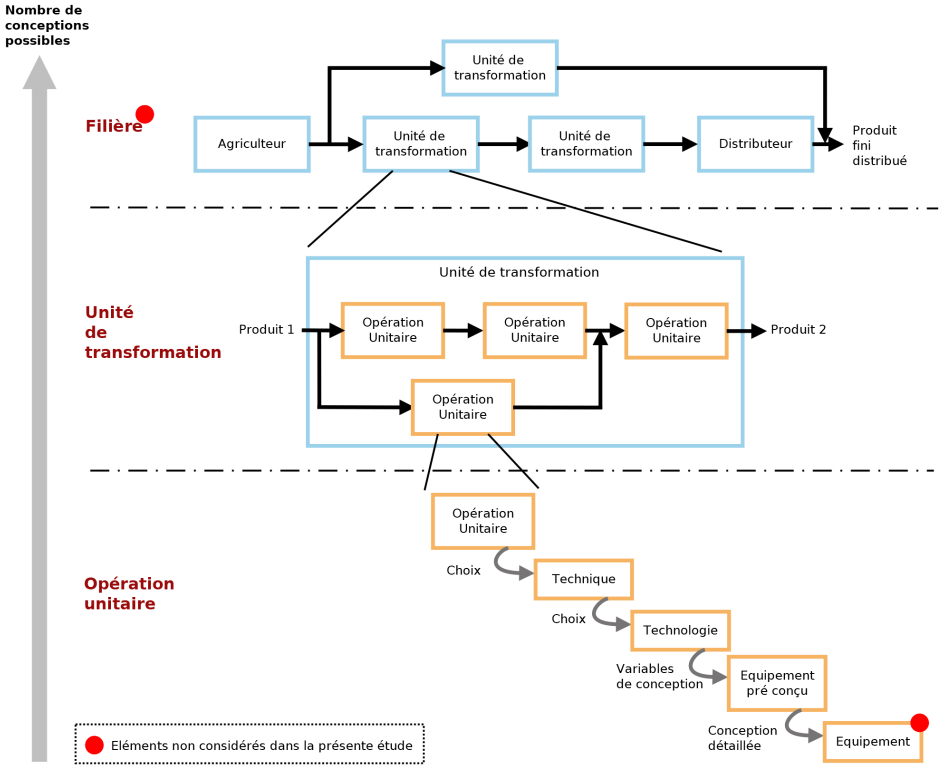


FIGURE 5.1 – Illustration de la multitude de conceptions possibles pour une opération unitaire, une unité de transformation ou une filière.

La présente étude se concentre sur la conception préliminaire d'unités de transformation. L'échelle de la filière et l'étape de conception détaillée de l'équipement en sont exclues, mais pourraient être considérées dans une étude à venir. Ainsi, dans notre cas, l'enchaînement d'opérations unitaires, ainsi que la technique, la technologie, la conception et les réglages de chaque opération doivent être définis pour concevoir une unité. L'ensemble de ces choix de conception sera ici nommé *scénario de conception*.

En génie chimique, la conception d'unités de transformation (ou usines), comme d'opé-

rations unitaires est aujourd'hui largement assistée par des outils numériques basés sur des simulateurs de procédés (e.g. ProSimPlus®, AspenPlus®, Joulia (2008); Halder et al. (2011)). Ces simulateurs prédisent les variables associées aux flux circulants entre les appareils (débit, composition, température, ...) et des indicateurs de performance (coûts, impact environnemental, ...), selon la conception du procédé. Ils reposent principalement sur des modèles d'opérations unitaires génériques, i.e. multi-produits, faisant appel à des modèles de propriétés (Joulia (2008)). Les modèles disponibles ont été majoritairement développés pour les fluides. Simuler la transformation de matrice solides dans ces logiciels n'est ainsi pas évident.

Comme présenté en section 1.2.2, une même opération unitaire peut être représentée par différents modèles. Un modèle est choisi selon le niveau de connaissance disponible, et l'utilisation qui en est faite (e.g. compréhension fine des phénomènes vs conception). Pour une utilisation en aide à la conception préliminaire, Vernat et al. (2010) proposent quatre critères permettant d'évaluer ces modèles, regroupés sous l'acronyme PEPS (Parcimonie, Exactitude, Précision, Spécialisation, cf section 1.2.2). Cependant, en agroalimentaire, les modèles d'opérations satisfaisant les critères PEPS sont rares (Madoumier et al. (2019)). De plus, pour satisfaire ces critères, ils doivent être peu spécialisés, i.e. multi-produits. Ils font ainsi appel à des propriétés des produits. Dans les logiciels génériques de génie chimique, les propriétés des fluides sont déterminées à partir des propriétés des corps purs qui les composent et de lois de mélange. Toutefois, la complexité matrices alimentaires, pouvant être biologiques, solides, électrolytiques, rend l'accessibilité de leurs propriétés difficile (Truong-Meyer (2009); Madoumier et al. (2019)).

Ce manque de modèles de propriétés comme d'opérations limite le développement de simulateurs de procédés agroalimentaires. De fait, aucun logiciel commercial générique n'est disponible à notre connaissance. Ainsi, selon leurs moyens, soit les sociétés développent des simulateurs spécifiques à leurs besoins, soit elles conçoivent leurs procédés sans simulation, par des méthodes plus proches de l'essai-erreur (Halder et al. (2011)). Par ailleurs, dans le milieu académique, des simulateurs de procédés agroalimentaires ont déjà été développés à l'échelle de l'équipement (e.g. Raffray (2014)), du couplage entre deux équipements (e.g. Rivier (2017)) et de l'unité de transformation (e.g. Savouré (2021)). Construits afin de répondre à un objectif spécifique, il semble difficile d'utiliser ces simulateurs pour une autre problématique, un autre produit ou procédé. Soulignant le manque de simulateurs génériques en agroalimentaire, Halder et al. (2011) présentent un simulateur construit en suivant la démarche modulaire utilisée en génie chimique. Les simulations sont effectuées à l'échelle de l'opération unitaire, en se basant sur un solveur commercial (COMSOL®).

La présente étude propose une stratégie de développement d'un simulateur pour l'aide à la conception de procédés agroalimentaires, multi-opérations unitaires, multi-technologies, multi-produits, à l'échelle de l'unité de transformation. L'aide à la conception inclut ici l'aide au dimensionnement et au réglage des équipements mais également d'autres applications d'ingénierie assistée par ordinateur (*computer aide engineering, CAE*). Le simulateur ainsi développé se veut être une fondation fonctionnelle, dans laquelle des éléments (opérations, produits, critères) pourront être ajoutés facilement. De plus, il vise à être accessible à au-

tant d'acteurs que possible, pouvant disposer de moyens financiers ou de connaissances en informatique limités.

Le simulateur a été développé sur un cas concret : la production de farine de manioc au Bénin. Il vise alors à aider à limiter les coûts de transformation, principalement en améliorant la performance énergétique des opérations de déshydratation (cf section 5.4.1). Par ailleurs, la teneur en eau de la farine produite doit être inférieure à 13% base sèche (b.s.) pour assurer sa qualité. Le simulateur prédit donc la teneur en eau du produit (contrainte), les performances énergétiques et les coûts de l'unité (objectifs). Pour ce faire, des modèles de coûts, de propriétés et d'opérations (épluchage, lavage, fermentation, râpage, compression, séchage pneumatique, séchage en claies, mouture) ont été développés et implémentés.

La structure du simulateur ainsi que la stratégie de sélection, de développement et de calage des modèles sont d'abord présentées. Le cas applicatif et les éléments implémentés sont ensuite exposés. Finalement, la modularité et la généricité du simulateur sont discutées.

5.2 Structure du simulateur

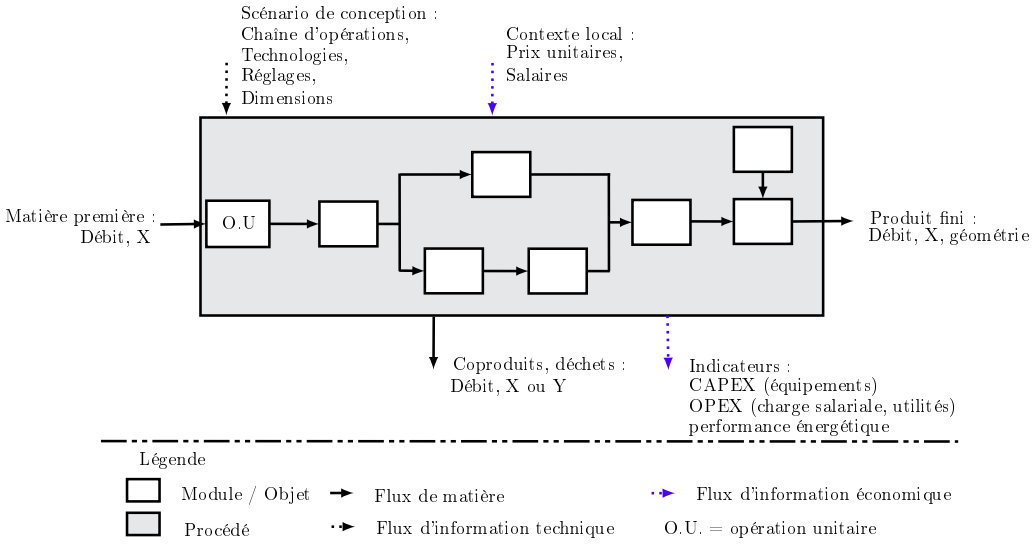
Un simulateur visant à être modulaire et accessible a été développé. Comme schématisé en figure 5.2a, lors d'une simulation, l'utilisateur définit le produit à transformer (type, débit), le scénario de conception et des données propres au contexte local. Le produit est transformé successivement par les opérations unitaires définies dans le scénario de conception. Le simulateur prédit les variables associées aux flux (produits, coproduits, utilités) à chaque étape du procédé, ainsi que des indicateurs pertinents pour l'utilisateur (e.g. coûts).

5.2.1 Modularité

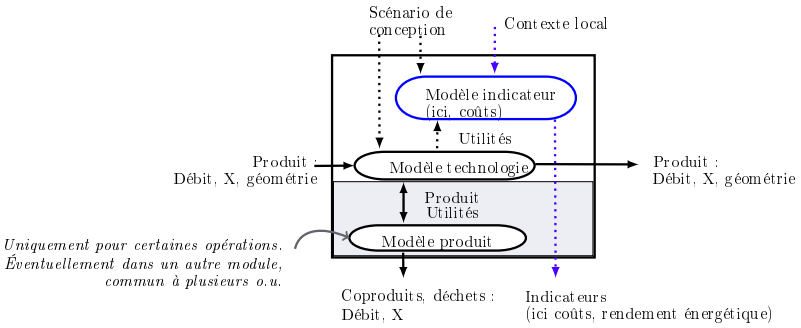
Le simulateur contient des modules d'opérations unitaires et des modules de flux (produits, coproduits, utilités, figure 5.3). Ces modules sont assimilables à des boîtes contenant des variables et des modèles représentant ces opérations et flux. Les modules d'opérations unitaires (figure 5.2b) contiennent principalement le modèle de l'opération, ainsi que des modèles d'indicateurs (e.g. coûts). Les modules de flux contiennent principalement des modèles de propriétés et certaines variables modifiées lors de leur transformation (e.g. débit, teneur en eau).

Pour la lisibilité et la maintenabilité du code, il est important de ne coder qu'une fois les mêmes équations. Or, par exemple, l'air de séchage (neuf ou usé) et les fumées du brûleur partagent l'essentiel de leur propriétés (e.g. calcul du c_p). Un module *gaz* (dans ce cas) regroupant toutes les propriétés communes aux gaz est donc créé. Les (sous-) modules *air* et *fumée* en héritent et le complètent avec leurs propriétés plus spécifiques. Il est possible de raisonner de la même manière avec un module *séchage* dont vont hériter les (sous-) modules *séchage pneumatique* et *séchage en claies*, et les compléter avec ce qui leur est spécifique.

Cette structure modulaire hiérarchisée de simulateur est classique dans les logiciels commerciaux de génie chimique (e.g. ProSimPlus®, Joulia (2008)). Elle est facilitée par la programmation orientée objet. En effet, chaque module (opération unitaire, produit, utilité, etc.)



(a) Simulateur.



(b) Zoom sur une opération unitaire.

FIGURE 5.2 – Schéma bloc du simulateur développé. L'état du produit final et les coûts sont prédits selon le produit initial, le scénario de conception et le contexte local choisis par l'utilisateur.

est implémenté comme une *classe* (au sens informatique) avec des *méthodes* associées. Ces méthodes sont essentiellement des modèles d'opération ou de propriétés, des calculs des coût et de performance énergétique. Il existe un mécanisme d'héritage des aspects communs et de surcharge avec des aspects spécifiques entre classes et sous-classes.

Il est à noter que la simulation d'une opération unitaire fait appel non seulement au module *opération unitaire* correspondant mais aussi au module *produit* qui apporte les propriétés du produit. A titre d'exemple, la simulation du séchage du manioc en claies fait appel au module *produit* pour le calcul de la diffusivité, et au module *air* pour le calcul des propriétés de l'air. C'est d'une manière similaire que procède le logiciel ProSimPlus®, Joulia (2008) avec sa librairie de propriétés SIMULIS Thermodynamics®.

5.2.2 Accessibilité

Le simulateur est voué à être utilisé par des personnes hors du milieu académique, n'ayant pas accès à certains logiciels spécialisés et payants. Il a donc été développé en Python : un langage sous licence libre, en plein essor, répandu dans le monde scientifique comme dans

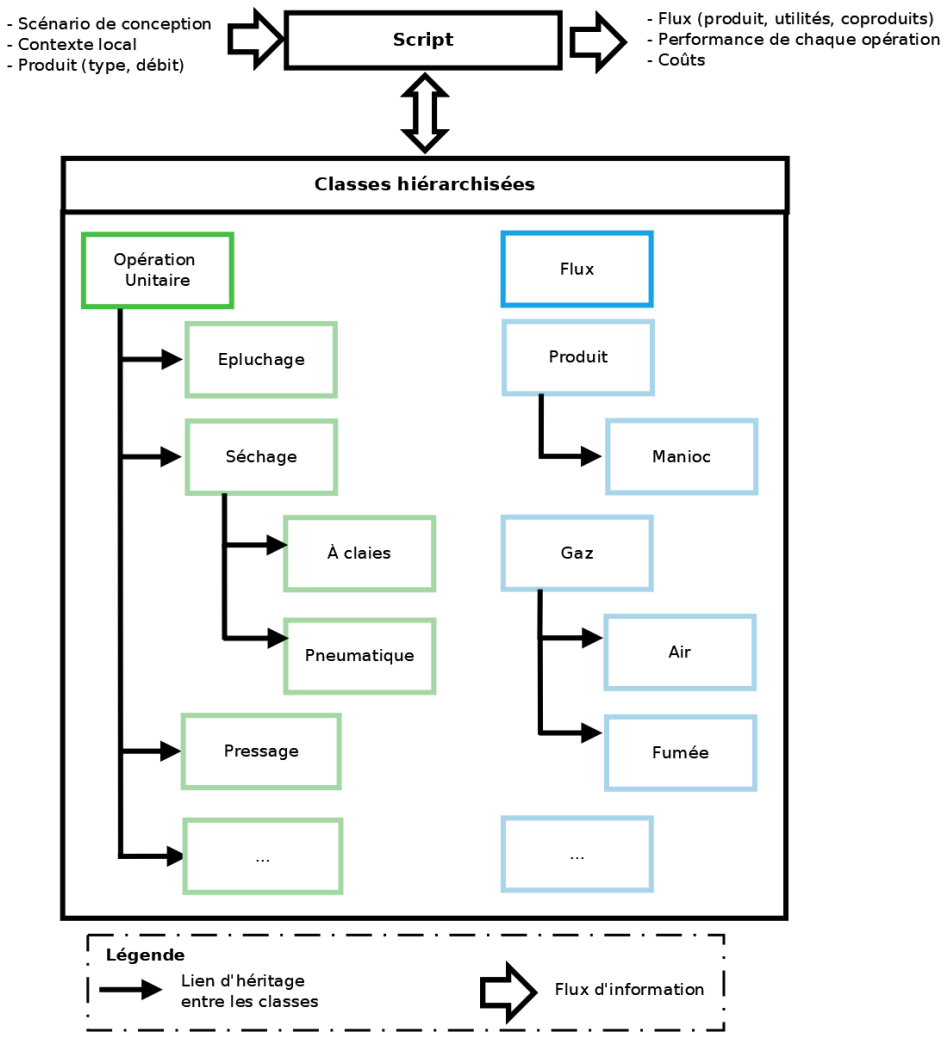


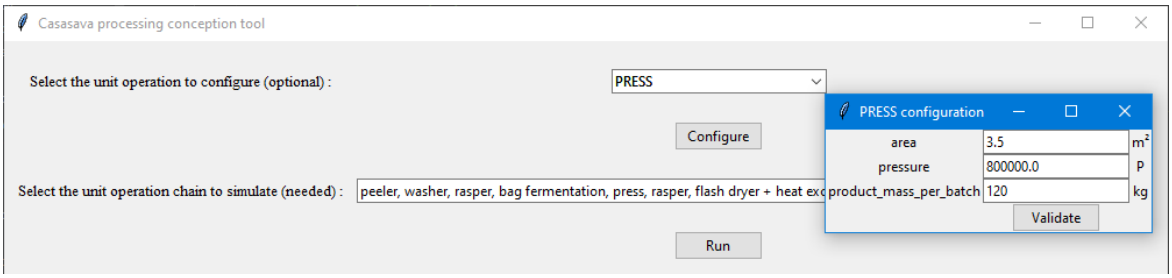
FIGURE 5.3 – Schéma de la structure du code du simulateur.

d'autres domaines, et présentant une syntaxe simple à utiliser. De plus, des librairies libres mettent à disposition des solveurs, utilisés pour résoudre les équations des modèles.

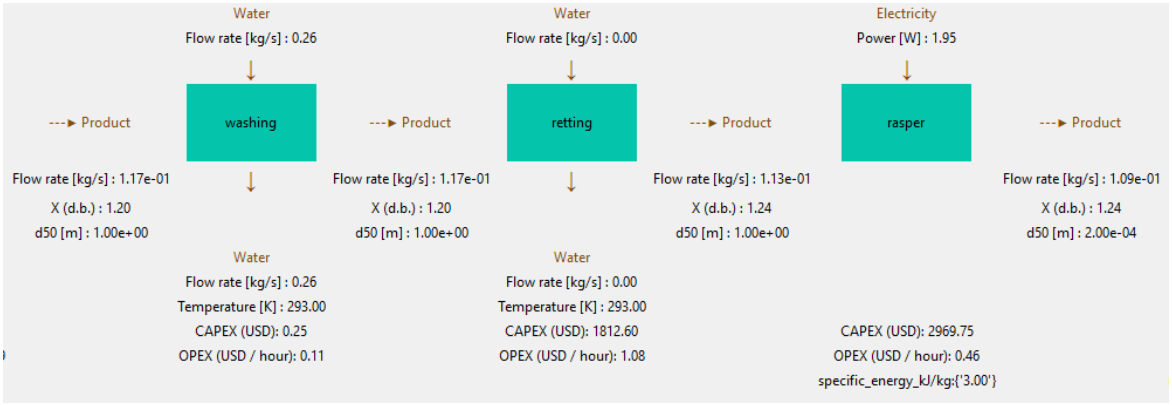
Afin de rendre le simulateur accessible à autant d'acteurs que possible, des fichiers csv [1] et une interface graphique permettent de configurer les simulations. L'interface a été développée avec la bibliothèque graphique libre *Tkinter*. L'utilisateur renseigne son scénario de conception à travers l'interface (figure 5.4a), et les informations dépendant du contexte local dans un fichier csv. Lorsque la simulation est finie, un diagramme de procédé s'affiche (figure 5.4b). Les résultats principaux sont alors stockés dans un fichier csv. Il présente l'état des flux et les indicateurs reliés à chaque opération (e.g. coûts, performances).

Pour résumer, cette structure a permis de développer un outil accessible, générique et modulable. Le langage de développement choisi, libre de droit et gratuit, ainsi que l'interface, facilitent la diffusion du simulateur. L'approche modulaire, matérialisée dans le code par l'utilisation du paradigme de programmation orientée objet, permet de changer l'ordre des

1. csv : comma-separated-values, format de fichier présentant des données sous forme de tableau, séparées par des virgules.



(a) Définition du scénario de conception (capture d'écran de l'interface).



(b) Diagramme de procédé généré par le simulateur (capture d'écran d'une partie de l'interface).

FIGURE 5.4 – Captures d'écran de l'interface du simulateur.

opérations unitaires, d'en ajouter une, d'ajouter un modèle d'indicateur, ou de simuler la transformation d'un autre produit, moyennant un travail numérique minimal. Finalement, cette structure encourage l'utilisation de modèles génériques, multi-produits.

Comme présenté en section 5.1, peu de modèles génériques, adaptés à l'aide à la conception sont disponibles en agroalimentaire. Une stratégie a donc été développée et appliquée pour choisir, caler, ou développer les modèles implémentés dans cette structure.

5.3 Stratégie de choix, de calage et de développement des modèles

5.3.1 Modèles d'opérations unitaires

Plusieurs modèles peuvent décrire un unique système réel. Comme détaillé en section 1.2.2, les modèles peuvent être basés sur l'observation ou sur la physique, et représenter les phénomènes à différentes échelles. Chaque type de modèle correspond à une utilisation spécifique. Pour choisir un modèle, il faut d'abord définir ce qu'il doit prédire, soit, ici, les attentes du transformateur ou concepteur de l'unité. De plus, le niveau de finesse des modèles dépend principalement de la criticité de l'opération considérée, et du niveau de connaissance disponible. Une opération est dite critique si sa conception a un impact majeur sur les attentes des utilisateurs.

Une unité de transformation industrielle existante a donc été analysée afin de définir (i) les attentes des transformateurs, correspondant aux critères à prédire, et (ii) la criticité des

opérations.

Des modèles d'opérations unitaires ont ensuite été choisis, développés, calés et validés. Les entrées et sorties principales de ces modèles sont présentées en figure 5.5. Ils doivent, autant que possible, être *PEPS*, multi-produits, multi-technologies (cf section 5.1). Si des modèles répondant à ces critères, et valides sur les matrices considérées sont disponibles dans la littérature, ils sont choisis. Sinon, un travail supplémentaire est nécessaire, détaillé dans cette section.

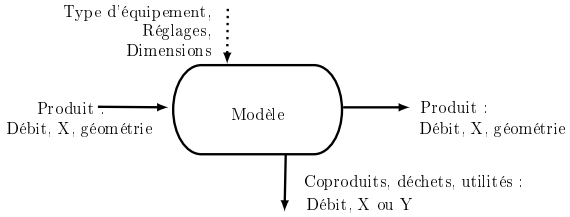


FIGURE 5.5 – Schéma bloc d'un modèle d'opération unitaire.

Pour les opérations peu critiques, un niveau de détail élevé, nécessitant souvent un temps de calcul important, n'est pas souhaitable. Les modèles implémentés reposent donc sur des ratios calculés à partir de données de terrain (mesures dans des unités ou spécifications d'équipements). Ils permettent de simuler l'existant, sans chercher à aider à concevoir un nouvel équipement.

Pour les opérations critiques dont les phénomènes sont mal connus (e.g. fragmentation), des modèles basés sur l'observation peuvent être développés. Un modèle existant, validé sur d'autres matrices, peut être calé sur des données expérimentales. Si la littérature ne présente pas de modèles, il peut être développé selon divers approches brièvement présentées par Truong-Meyer (2009), selon les données et moyens expérimentaux disponibles. L'analyse dimensionnelle a retenu notre attention dans le cadre de cette étude. Elle permet de développer des modèles d'opérations dont les phénomènes physiques ne sont pas entièrement connus, en se basant sur un nombre limité de données expérimentales. Basés sur des relations entre des nombres adimensionnels, ces modèles sont valides pour des équipements à plusieurs échelles (Delaplace et al. (2014)).

Pour les opérations critiques dont les phénomènes sont connus (e.g. séchage), nous proposons que les modèles à l'échelle de l'équipement reposent sur des modèles phénoménologiques, multi-produits, multi-technologies, à l'échelle du produit. Si un modèle à l'échelle du produit est disponible dans la littérature mais non validé sur la matrice considérée, il est validé expérimentalement. Représentant les phénomènes subits par le produit dans différentes conditions physiques, un unique modèle à l'échelle du produit peut être utilisé dans plusieurs modèles à l'échelle de l'équipement (e.g. modèle diffusif-convectif pour des séchoirs pneumatiques et à claies). Il est alors complété par des équations bilans, essentiellement sur l'air, représentant le fonctionnement de la technologie. Si un modèle à l'échelle du produit n'existe pas, il doit être développé, requérant un travail conséquent.

5.3.2 Modèles de propriétés

Les modèles d'opérations multi-produits font généralement appel aux propriétés des flux transformés, à savoir utilités et produits. Les utilités considérées ici sont des fluides simples (e.g. eau, air, fumées). Le produit (manioc) est ici une matrice biologique solide, éventuellement divisée à certaines étapes du procédé.

Les propriétés de ces fluides simples ont été largement étudiées (e.g. Perry and Green (1997); Banooni et al. (2018)). Elles peuvent être déterminées à partir de modèles thermodynamiques connus et de lois de mélanges. Le fluide est alors considéré comme un corps pur ou un ensemble de constituants n'interagissant pas entre eux. Au contraire, dans une matrice biologique solide, la structure, l'arrangement des constituants et leurs interactions ont généralement une influence sur son comportement. Toutefois, leur influence étant complexe et majoritairement peu connue, déterminer des modèles de propriétés de ces produits n'est pas évident. De plus, dans la cadre de cette étude, les modèles de propriétés du produit visent à être aussi PEPS que possible (principalement génériques et parcimonieux).

Développer des modèles de propriétés en partant d'une compréhension physique des phénomènes permettrait d'obtenir des modèles plus génériques qu'en partant d'observations (section 1.2.2, Truong-Meyer (2009)). Toutefois, les modèles de propriétés de matrices alimentaires solides basés sur la physique, généralement développés à travers des approches mécanistiques ou multi-échelles, sont rares (Ho et al. (2013)). De plus, principalement développés en vue de comprendre le comportement du produit, ils sont généralement peu parcimonieux (Ho et al. (2013)). Ceci limite leur utilisation en aide à la conception. Nous nous sommes donc concentrés sur des modèles plus simples et plus communément utilisés en aide à la conception.

Comme pour les fluides simples, des propriétés comme la capacité calorifique peuvent être déterminées à partir de la composition et des propriétés des pseudo-constituants de l'aliment (Choi and Okos (1986)). Toutefois, pour la plupart des aliments et propriétés, ces approches ne sont pas valides. Des modèles empiriques, basés sur l'observation sont alors considérés. Peu génériques, ils doivent être adaptés à chaque matrice. Par exemple, selon la matrice, les isothermes de sorption peuvent être représentées par différentes formes mathématiques (e.g. exponentielle), tenant compte de différentes variables (e.g. température), et utilisant différents paramètres. Afin que ces modèles soient aussi génériques que possible, ils doivent être calés sur des mesures effectuées sur de multiples formes du produit, dans de multiples configurations expérimentales. Ces mesures peuvent être directes, comme dans le cas des isothermes de sorption, basées sur une mesure d'équilibre en laboratoire. Elles peuvent également être indirectes, comme pour la diffusivité, généralement estimée en calant un modèle d'opération unitaire basé sur la loi de Fick sur des cinétiques expérimentales de déshydratation.

Pour certaines propriétés (ici la sorption d'eau), de nombreuses mesures sont disponibles dans la littérature. Elles ont été effectuées par différents auteurs, sur différentes formes du produit. Leur compilation permet de caler un modèle et de discuter son niveau de généricité. Cette approche semble particulièrement adaptée pour des propriétés mesurées directement. En effet, la valeur des propriétés mesurées indirectement (e.g. diffusivité effective de l'eau dans une matrice) est sensible à l'état de la matrice, mais également au modèle d'opération

TABLE 5.1 – Contexte local défini pour les simulations présentées en section 5.4.3 : un cas béninois.

	valeur	unité	source
salaire	0,46	USD/h	Smig Bénin
prix essence	0,113	USD/kWh	GlobalPetrolPrices *
prix gaz	0,089	USD/kWh	Unité de transformation
prix électricité	0,17	USD/kWh	Unité de transformation
prix diesel	0,104	USD/kWh	GlobalPetrolPrices *
prix sacs de fermentation	0,2	USD/sac	Ministère de l'économie et des finances du Bénin **
prix ciment	0,11	USD/kg	Ministère de l'économie et des finances du Bénin **
prix sable	0,01	USD/kg	Ministère de l'économie et des finances du Bénin **
prix gravier	0,03	USD/kg	Ministère de l'économie et des finances du Bénin **
prix acier	14528	USD/m^3	Ministère de l'économie et des finances du Bénin **
prix racines de manioc	0,06	USD/kg	Unité de transformation
prix lafun	0,91	USD/kg	Unité de transformation
débit de racines de manioc	600	kg/h	Unité de transformation centre américaine

* `https://fr.globalpetrolprices.com/Benin/`
** `https://finances.bj/wp-content/uploads/2022/09/RepertoirePrixReference_2023.pdf`

unitaire et aux conditions expérimentales considérées (Dadmohammadi and Datta (2020)). Déterminer un modèle de propriété à partir de données de la littérature, estimées avec différents modèles d'opérations, sur des cinétiques effectuées dans différents équipements est alors potentiellement moins fiable que pour des propriétés mesurées directement.

Lorsque le nombre de données disponibles dans la littérature est insuffisant pour caler un modèle, des expérimentations doivent être menées. Les propriétés mesurées directement peuvent être mesurées sur de multiples formes du produit (origine, niveau de transformation). Les propriétés mesurées indirectement sont identifiées en calant un modèle d'opération (e.g. modèle de séchage pour identifier la diffusivité) sur des cinétiques expérimentales. Les cinétiques expérimentales sont, dans la mesure du possible, effectuées sous plusieurs conditions opératoires sur le produit de différentes origines, à différents niveaux de transformation.

Finalement, le comportement d'un produit dans une opération unitaire peut être simulé avec un jeu de modèles de propriétés et un modèle d'opération permettent de simuler. Lorsque ce jeu de modèles de propriétés et d'opération est choisi, il est comparé à des données expérimentales afin d'évaluer sa validité.

5.3.3 Modèles de coûts

Les coûts de transformation font partie des indicateurs les plus couramment intégrés aux simulateurs de procédé (Madoumier et al. (2019)). Ici, ils ont été calculés à partir des dépenses d'exploitation (OPEX) et d'investissement (CAPEX).

Dépenses d'exploitation (OPEX)

Les dépenses d'exploitation (OPEX) incluent, dans le cadre de cette étude, le coût de la matière première, de la main d'œuvre et des utilités. Le coût de la main d'œuvre est calculé avec le salaire des opérateurs et leur productivité (masse traitée/temps/personne), mesurée dans une unité de transformation. Le salaire dépend du contexte local. Il est actuellement

défini par l'utilisateur (table 5.1) mais pourrait par exemple être défini à travers des requêtes dans des bases de données. Selon l'opération, la quantité d'utilité employée est définie soit par l'utilisateur dans le scénario de conception, soit par le modèle de l'opération. Son prix unitaire dépend du contexte local. Comme le salaire, il est actuellement défini par l'utilisateur mais pourrait l'être autrement.

Le coût éventuel de traitement ou le revenu généré par les coproduits, ainsi que le coût de maintenance des équipements, du personnel encadrant, des taxes n'ont pas été pris en compte à ce stade de l'étude. Ils devraient l'être prochainement.

Dépenses d'investissement (CAPEX)

Les CAPEX incluent ici uniquement le coût des équipements. Le coût du foncier et des bâtiments n'ont pas été pris en compte. Les corrélations présentées par Turton et al. (2008) sont largement utilisées en génie chimique pour estimer le coût des équipements. Elles relient leur coût à des variables de conception (e.g. surface de tuyau) ou de réglage (e.g. pression) de l'équipement. Elles peuvent être multipliées par des facteurs indiquant les variations de coûts selon l'année et la zone géographique.

Les corrélations disponibles dans la littérature ont été développées pour les équipements courants en génie chimique, à partir de données collectées dans des pays fortement industrialisés. Leur validité dans des pays où l'industrialisation est récente et croissante, avec des usines de petite capacité, présentant éventuellement d'autres types d'équipements est contestable. Des corrélations peuvent alors être développées à partir de données collectées auprès d'équipementiers de la zone géographique étudiée. Comme suggéré par Turton et al. (2008), elles ont la forme de fonctions puissances, permettant de tenir compte des effets d'échelle.

Le prix d'équipements basiques (e.g. bacs), en première approche, est supposé égal au prix des matériaux nécessaires à leur construction.

5.4 Cas applicatif : farine de manioc en Afrique subsaharienne

La structure numérique du simulateur et les stratégies de définition des modèles à implémenter présentées dans les sections précédentes ont été appliquées à un cas concret : la production de farine de manioc en Afrique subsaharienne.

Trois voies de production de farines de manioc ont été considérées (figure 5.6). Les racines sont d'abord parées puis lavées. L'ordre des opérations suivantes diffère selon le type de farine. Néanmoins, on retrouve des opérations de fragmentation, fermentation (optionnelle), déshydratation mécanique (majoritairement par pressage) et thermique (majoritairement par séchage convectif).

Ce contexte a été choisi principalement pour deux raisons. D'une part, il présente des enjeux d'optimisation importants. D'autre part, la production de farine implique des opérations unitaires communes à de nombreux procédés agroalimentaires. Les modèles définis pourraient donc être réutilisés s'ils sont génériques.

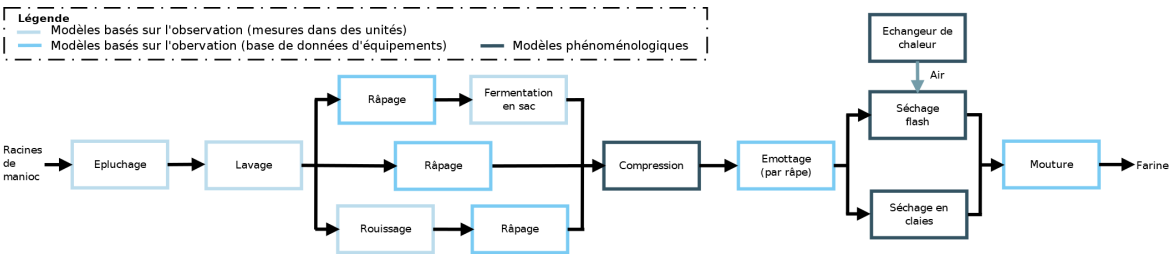


FIGURE 5.6 – Diagramme des procédés de production de farine simulés, présentant le type de modèle utilisé pour chaque opération.

5.4.1 Objectifs du simulateur

Comme indiqué en section 5.3, la problématique à laquelle le simulateur doit répondre a d'abord été identifiée, en analysant une unité de transformation au Bénin. Des rapports présentant l'analyse d'autres unités ont permis de s'assurer que les problèmes rencontrés dans l'unité béninoise étaient courants (e.g. Tran et al. (2022)). **La principale problématique relevée est le coût de transformation élevé, fortement impacté par la conception et la conduite des opérations de déshydratation, souvent mal maîtrisées.** Ces coûts sont en fait particulièrement sensibles à la consommation énergétique de ces opérations. Une contrainte sur la qualité du produit est également soulevée : il doit être suffisamment sec pour être conservé.

Le simulateur doit donc prédire en priorité la teneur en eau du produit (contrainte), les coûts de transformation et les performances énergétiques (objectifs).

5.4.2 Modèles implémentés

Pour répondre à cette problématique de réduction des coûts par l'amélioration de la conception des opérations de déshydratation, des modèles ont été implémentés dans la structure présentée en section 5.2. Ces modèles ont été choisis suivant les stratégies proposées en section 5.3.

Criticité des opérations unitaires

Les modèles d'opérations unitaires sont choisis selon la criticité de l'opération et le niveau de connaissance disponible. Le type de modèle choisi pour chaque opération est présenté en figure 5.6.

Les opérations de déshydratation étant particulièrement critiques, elles ont été représentées par des modèles phénoménologiques. Elles sont précédées par une opération de fragmentation par râpage. La conception et la conduite du râpage peuvent avoir un effet significatif sur le comportement du produit en déshydratation, et donc sur la consommation énergétique et les coûts de transformation de l'unité. Cette opération est donc critique. Toutefois, les phénomènes subis par le produit durant le râpage étant mal connus, un modèle basé sur l'observation a été retenu.

Les opérations de parage, lavage et fermentation ne sont actuellement pas ou peu mécani-

TABLE 5.2 – Variables de conception (C) et de réglage (R) définies pour les simulations présentées en section 5.4.3.

Opération	Technique	Variable				
		C	R	Nom	Valeur	Unité
Parage		-	-	-	-	-
Lavage		-	-	-	-	-
Fermentation	Rouissage		X	temps de séjour	72	h
			X	ratio eau / produit	1	-
	Fermentation en sac	X		volume d'un sac	0,03	m^3
			X	temps de séjour	48	h
Râpage	Râpage	X		modèle d'équipement	râpe à tôle perforée, Bénin	-
		X		type d'énergie	électricité	-
Mouture	Mouture	X		modèle d'équipement	moulin à marteau, Bénin	-
		X		type d'énergie	électricité	-
Compression	Filtre-presse	X		surface de filtration	3,5	m^2
			X	pression	$8 \cdot 10^5$	Pa
			X	masse de produit par batch	120	kg
Séchage	Séchoir à claies	X		espace inter claies	0,1	m
		X		longueur des claies	4	m
		X		largeur des claies	2	m
		X		nombre de claies	25	-
		X		type d'énergie	gaz	-
			X	épaisseur de produit	$2,5 \cdot 10^{-3}$	m
			X	débit d'air de séchage	55	$kg \cdot s^{-1}$ (b.s.)
			X	taux d'air recyclé	0,1	-
			X	température air	333	K
	Séchoir flash pneumatique	X		longueur tube	30	m
		X		épaisseur d'isolant	$7,5 \cdot 10^{-2}$	m
		X		épaisseur de tube	$2,0 \cdot 10^{-3}$	m
		X		diamètre de tube (section 1)	$4,3 \cdot 10^{-1}$	m
		X		diamètre de tube (section 2)	$4,3 \cdot 10^{-1}$	m
		X		position changement de section	30	m
Autre	Générateur d'air chaud	X		longueur de tube	1,5	m
		X		nombre de rangées de tubes	9	-
		X		nombre de tubes par rangée	10	-
		X		angle des turbulateurs	60	°
		X		nombre de passes	3	-
		X		diamètre des tubes	$4,6 \cdot 10^{-2}$	m
		X		surface de dispersion	10	%
		X		type d'énergie	diesel	-
			X	débit de combustible	$5,1 \cdot 10^{-3}$	$kg \cdot s^{-1}$
			X	débit d'air destiné au séchoir	1,08	$kg \cdot s^{-1}$
			X	taux d'air en excès	2	-

sées. De plus, leur impact sur le comportement du produit durant sa déshydratation, et ainsi sur les coûts générés par ces opérations, semble négligeable. Elles ne sont donc pas critiques dans la présente étude. De même, la mouture finale (du produit séché) n'a pas d'influence sur les opérations de déshydratation. De plus, d'après l'analyse d'une unité de transformation, la consommation énergétique de la mouture finale a un effet négligeable sur les coûts de transformation globaux. Les opérations manuelles et de mouture sont donc représentées par des modèles simples, basés sur des mesures de terrain.

Les entrées des modèles d'opérations sont le produit à transformer (type, débit, géométrie, teneur en eau) et les variables de conception et de réglage définies en table 5.2.

Modèles des opérations manuelles

Les opérations de parage, lavage et fermentation, majoritairement manuelles, induisent une perte de matière et/ou une consommation d'eau. Ces opérations ont été simulées sur la base de ratios, déduits de mesures effectuées dans des unités de transformation. Les pertes

TABLE 5.3 – Perte de matière sèche (MS) à chaque opération unitaire.

Opération / Technique	Perte MS (%)	Source
Parage	30	Bouniol et al. (2017a,b, 2020)
Lavage	0	Hypothèse
Fermentation par rouissage	3	Bouniol et al. (2017a), Mesures sur site*
Fermentation en sac	3	Hypothèse
Râpage, émottage	4	Mesures sur site*
Compression	4	Mesures sur site*
Séchage pneumatique	4	Hypothèse
Séchage en claies	4	Mesures sur site*
Échangeur de chaleur	0	–
Mouture	0	Mesures sur site*

*Mesures effectuées dans une unité béninoise

de matière sèche sont présentées en table 5.3. Un ratio masse d'eau de lavage ou de rouissage par masse de racines de 1 est considéré, estimé d'après les observations menées au Bénin. Par ailleurs, la fermentation en sac induit une diminution de la teneur en eau du manioc d'environ 17% (déduit de Bouniol et al. (2020))

Modèles des opérations mécaniques

Pour le râpage, un modèle de conception corrélant la granulométrie, le débit de produit, l'énergie consommée et la conception de l'équipement aurait été intéressant. Des modèles collectés dans la littérature ont été comparés à des données expérimentales, sans succès. Une approche par analyse dimensionnelle a ensuite été initiée mais n'a pu aboutir par manque de données expérimentales fiables. Ce travail pourrait être repris dans une étude ultérieure. Des données expérimentales fiables pourraient être générées, soit avec un équipement de râpage disponible dans le laboratoire du CIAT (Colombie), soit avec un pilote qui serait construit, sollicitant des moyens financiers et humains conséquents.

Finalement, les opérations de râpage et de mouture sont simulées sur la base de données mesurées sur des équipements (table 5.4). Selon l'équipement choisi et le débit de produit imposé, l'énergie consommée, la granulométrie du produit et le nombre d'équipements nécessaires sont prédits.

La puissance et la capacité nominale des équipements sont considérées. Ainsi, la capacité de l'équipement peut être supérieure au débit de produit. L'équipement ne fonctionne alors pas en continu. Le temps de fonctionnement et l'accumulation de produit engendrée pourraient être estimés dans une étude ultérieure, dans un objectif d'ordonnancement de production.

Modèle de compression

La déshydratation mécanique est majoritairement opérée par compression, dans des filtres-presses. La compression pourrait également être mise en œuvre par d'autres technologies, comme des presses à bande (Tarleton and Wakeman (2006)). Dans ces technologies, le produit

TABLE 5.4 – Equipements de fragmentation disponibles dans le simulateur.

Equipement	Energie spécifique $(kJ \cdot kg^{-1})$	Capacité $(kg \cdot h^{-1})$	Diamètre produit (m)	Prix $kUSD$	Source
Râpe à tôle perforée, Colombie	8	1700	$800 \cdot 10^{-6}$	–	Mesures sur site*
Râpe à tôle perforée, Bénin	9	2400	$200 \cdot 10^{-6}$	–	Mesures sur site
Moulin à marteau, Bénin	40	320	$100 \cdot 10^{-6}$	8,9	Mesures sur site
Moulin à marteau, Nigéria	54	1000	–	3116	Équipementier

* effectuées par A. Escobar, CIAT, Colombie.

subit des phénomènes similaires (Olivier and Vaxelaire (2004)). Ainsi, les modèles à l'échelle de l'équipement de ces technologies pourraient reposer sur un unique modèle à l'échelle du produit.

Un modèle de filtration-consolidation à l'échelle du produit a donc été développé (chapitre 3, van der Werf et al. (2023)). Un modèle de filtration (Hermia) et un de consolidation (Shirato et al. (1979)) ont été assemblés en un modèle. Multi-produits, ils font appel à des propriétés des produits pour simuler leur transformation. Les propriétés ont été identifiées et le modèle validé sur des cinétiques expérimentales de déshydratation de maniocs de différentes origines, râpées à deux granulométries, menées dans un pilote de filtration-compression.

Ce modèle permet de simuler un filtre-presse. La teneur en eau (X) du manioc pressé est prédite selon sa teneur en eau, sa masse initiale, la surface de filtration, la pression appliquée et la durée de l'opération. Cette opération étant en batch, la durée de l'opération est estimée par le simulateur, à partir de la masse initiale de produit dans la presse m, et du débit de produit à transformer $\dot{m}$ ($t = m \cdot \dot{m}^{-1}$).

Ce modèle de filtration-consolidation devrait, dans le futur, être validé sur un filtre-presse industriel. Il pourrait être complété, notamment avec des profils de pression et équations bilans afin de simuler d'autres équipements de compression. De plus, les temps de chargement et déchargement devraient être pris en compte.

Modèles de séchage convectif

Des séchoirs flash pneumatiques et à claies en flux d'air léchant (i.e. circulant parallèlement au produit) semblent majoritairement utilisés dans les unités de transformation (Precoppe et al. (2016)). Des modèles phénoménologiques de ces séchoirs ont été implémentés, prédisant la teneur en eau du produit séché et le rendement du séchoir, selon les flux entrants (produit, air), la conception du séchoir (nombre et surface de claies, espace entre les claies, dimensions du tube, ...) et les conditions opératoires (qualité de l'air, durée du séchage, ...).

Un modèle de **séchage flash pneumatique** développé et validé sur l'amidon de manioc par Chapuis et al. (2017, 2023), a été implémenté. Les transferts de matière et de chaleur entre l'air et le produit sont prédits sur la base de la lois de Fick, et du calcul de convection à la surface du produit. Les particules étant entraînées dans un flux d'air, ce modèle diffusif-convectif est accompagné d'un modèle de transport pneumatique. Ces calculs font appel aux propriétés du produit transformé, ici le manioc. Il devrait, dans une étude postérieure, être validé sur du manioc (au delà de l'amidon seul).

Aucun modèle de ce type (PEPS, multi-produits), validé pour du manioc ou un produit proche n'était disponible à notre connaissance pour un **séchage en claies**. De plus, dans un séchoir flash pneumatique et dans un séchoir à claies en flux d'air léchant ou traversant le produit, le produit subit des phénomènes similaires, i.e. convection et diffusion. Des modèles à l'échelle de l'équipement de ces technologies pourraient donc reposer sur un unique modèle à l'échelle du produit.

Lambert et al. (2016) présentent un modèle phénoménologique de séchage diffusif-convectif 1D, à l'échelle du produit, validé sur des grains de soja, de maïs, des granulés pour lapins et poulets. Il fait appel à des propriétés du produit. Nous avons mené une étude expérimentale pour déterminer ces propriétés et valider le modèle sur le manioc. Des cinétiques expérimentales ont été effectuées sur du manioc de différentes origines, à différents niveaux de transformations (brut, râpé, compressé, fermenté), séchés en flux d'air léchant et traversant. Ce travail est présenté en chapitre 4.

Afin de prédire le fonctionnement d'un séchoir à claies en flux léchant, il est complété par des bilans de matière et d'énergie, tel que présenté en annexe B. De plus, cette opération est conduite en batch, alors que le procédé est simulé en continu. Afin de rester cohérent avec ce mode continu, la durée de l'opération est calculée à partir de la masse de produit par batch (définie dans le scénario de conception), et du débit de produit à sécher.

Un perspective serait de valider expérimentalement ce modèle de séchage en claies. Un modèle de séchage en claies en flux d'air traversant pourrait également être développé à partir du modèle de Lambert et al. (2016) à l'échelle du produit.

Par ailleurs, ces modèles de séchage prédisent la teneur en eau finale de la farine (X_f). Or, dans le choix d'un scénario de conception, X_f est une contrainte et non un objectif. Dans une perspective où ces modèles seraient associés à un algorithme d'optimisation, une fonction itérant jusqu'à obtenir un scénario respectant cette contrainte pourrait être associée à ces modèles de séchage.

Dans le simulateur, les modèles de séchage, de compression et de fragmentation sont complétés par la mesure de perte de matière induite par la manipulation du produit (table 5.3), mesurée sur site au Bénin.

Générateur d'air chaud : Un générateur d'air chaud peut être associé à un séchoir. Le générateur modélisé est composé d'une chambre de combustion et d'un échangeur tubulaire dans lesquels l'air et les fumées circulent à contre courant, séparés par une paroi. Chaque compartiment (chambre de combustion et échangeur tubulaire) est modélisé sur la base de règles de dimensionnement (modèle d'observation), et de lois physiques (modèle physique). Le modèle de la chambre de combustion est principalement basé sur des règles de dimensionnement présentées dans le manuel du fabricant de brûleurs *Riello* (Riello S.p.A (2001)). Celui de l'échangeur tubulaire est basé sur des règles de dimensionnement décrites par Bergman and Incropera (2011) et les travaux de Rivier et al. (2015); Rivier (2017). Associés, ces modèles permettent un dimensionnement préliminaire d'un générateur combinant ces deux

TABLE 5.5 – Propriétés physiques du manioc implémentées.
Avec X la teneur en eau (b.s.), x_i la fraction massique de chaque constituant en base humide (b.h.), T_p la température (°C), P la pression (bar).

Propriété	Relation ou valeur	Source
Diffusivité matière $[m^2 \cdot s^{-1}]$	$D_{eff} = 5,2305 \cdot 10^{-6} \cdot exp\left(\frac{-2755,0}{T_p}\right)$	chapitre 4
Isotherme de sorption $[-]$	$a_w = exp(-exp(-0,0145172 \cdot \frac{T_p+273,16}{X^{1,86838}}))$	van der Werf et al. (2022), chapitre 2
Masse de matière sèche par volume de produit $[kg \cdot m^{-3}]$	$\rho_{MS} = 347$	chapitre 4
Capacité calorifique $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$	$c_p = \sum c_{p,i}(T_p) \cdot x_i$	Choi and Okos (1986)
Conductivité thermique $[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$	$\lambda_p = \sum \lambda_{p,i}(T_p) \cdot x_i$	Choi and Okos (1986)
Résistance spécifique à la filtration $[m \cdot kg^{-1}]$	$\alpha_{av} = 6,5 \cdot 10^{11}$	chapitre 3
Fraction volumique de solides en fin de filtration $[-]$	$C_{av_{tr}} = 0,45$	chapitre 3
Fraction volumique de solides en fin de consolidation $[-]$	$C_{av_\infty} = 0,45 \cdot P^{0,094}$	chapitre 3
Coefficient de consolidation modifié $[m^2 \cdot s^{-1}]$	$C_e = 6,6 \cdot 10^{-8} \cdot P^{0,84}$	chapitre 3
Coefficient de consolidation secondaire $[-]$	$\nu = 0,98$	chapitre 3

compartiments. Selon la conception du générateur et les flux entrants (les conditions de l'air ambiant, le débit d'air de séchage demandé, le débit et la nature de combustible), le modèle prédit la température d'air de séchage ainsi que la température et le débit de fumée. Ce modèle est détaillé en annexe C.

Ce modèle de générateur, polyvalent, est actuellement associé au modèle de séchage flash pneumatique. Avec un travail informatique raisonnable, il pourra être associé à d'autres modèles de séchage.

Modèles de propriétés

Les modèles de déshydratation utilisent des modèles de propriétés du produit. Ces modèles de propriétés ont été choisis en suivant les stratégies présentées en section 5.3.2 et sont présentés en table 5.5. Les propriétés thermiques ont été définies par les modèles génériques développés par Choi and Okos (1986), déjà largement utilisés en simulation alimentaire. Aucun modèle de ce type (générique, sans paramètre à identifié) n'a été trouvé pour les autres propriétés.

Un modèle d'activité de l'eau a été défini en calant un ensemble de données collectées dans la littérature à un modèle validé sur d'autres types de matrices. Le modèle a ensuite été simplifié en excluant les variables ayant une influence négligeable. Les données avaient été préalablement analysées afin d'évaluer leur fiabilité et l'influence de la variabilité du manioc sur l'activité de l'eau. Ce travail a fait l'objet d'une publication (van der Werf et al. (2022), chapitre 2).

Les modèles de diffusivité de l'eau dans le manioc et des propriétés du manioc en filtration-consolidation ont été définis en calant les modèles d'opérations à des cinétiques expérimentales de déshydratation (chapitres 3 et 4). Comme pour l'activité de l'eau, le modèle de diffusivité a été simplifié.

L'ensemble de ces propriétés a été validé pour du manioc de différentes origines. De plus, il a été démontré en chapitre 2 que la capacité calorifique, l'activité de l'eau et la diffusivité varient peu entre les niveaux de transformation considérés (brut, râpé, pressé, séché).

TABLE 5.6 – Productivité de la main d'œuvre (kg/h/opérateur) utilisée pour le calcul des OPEX, mesurée dans une unité de transformation au Bénin.

Opération	Action	Productivité (kg/h/opérateur)	
		Moyenne	Ecart-type
Parage	parage	25	5
Lavage	lavage	*	*
Fermentation	chargement	*	*
	fermentation	NA	NA
	vidange eau	1333	0
Rinçage	rinçage et vidange eau	2516	1233
	vidange matière	937	805
Compression	mise en sac	625	151
	chargement presse	1387	897
	compression	NA	NA
	déchargement et désensachage	1034	399
Râpage	râpage / émottage	720	NA
	chargement trémis, déchargement, etc	2552	NA
Séchage	chargement claies	409	NA
	déchargement claies	409	NA
Mouture	mise en bassine	1027	163
	ensachage	318	50

** Non mesuré*
NA : Non applicable

Modèles de coûts

Dépenses d'exploitation (OPEX) : Les OPEX incluent ici le coût des matières premières (manioc), de la main d'œuvre et des utilités (section 5.3). Les prix unitaires et salaires sont définis par l'utilisateur. Selon l'opération considérée, la quantité d'utilité consommée est soit définie dans le scénario de conception (e.g. débit de gaz consommé par le générateur d'air chaud associé au séchoir pneumatique), soit prédite par les modèles d'opérations (e.g. quantité d'eau de lavage). La productivité des opérateurs, pour chaque opération unitaire, est basée sur les moyennes mesurées au sein de l'unité béninoise (table 5.6). Une forte variabilité de la productivité peut être soulignée. Elle dépend notamment des opérateurs et de la charge de travail de la journée. Elle pourrait également varier en fonction de l'implantation de l'unité et de la conception des équipements (e.g. bac de fermentation avec ou sans système d'extraction de la matière). Les mesures réalisées et les hypothèses choisies fournissent des valeurs suffisantes pour les besoins de cette étude. À long terme, il serait intéressant de mesurer la productivité dans d'autres unités, sur d'autres équipements et opérateurs. Par ailleurs, pour les actions pour lesquelles la productivité n'a pas pu être mesurée, des hypothèses ont été posées. Il est par exemple supposé que la productivité lors du chargement d'un bac de fermentation est la même que lors de la vidange de produit d'un bac de rinçage, ces manipulations étant similaires.

Dépenses d'investissement (CAPEX) : Les CAPEX incluent ici uniquement le coût des équipements (section 5.3.3). Les fonctions de coût proposées par Turton et al. (2008) et présentées en section 5.3 ne sont pas pertinentes dans le contexte étudié (Afrique Subsaharienne, unités semi-industrielles). Des fonctions puissances ont donc été calées à des prix et caractéristiques d'équipements collectées auprès d'équipementiers béninois, nigérians

et congolais (table 5.7). Ces coûts sont supposés intégrer l'équipement et son installation. D'après ces données, le pays d'origine de l'équipement ne semble pas être un facteur influent. Ceci peut être dû à une quantité limitée de données, à la difficulté d'obtenir des prix fiables de la part des équipementiers, et à la diversité des prix existant au sein d'un même pays.

Par manque de données également, le coût de la presse n'a pu être corrélé qu'à la pression appliquée et non à la surface de filtration ou sa capacité. En effet, les prix collectés se rapportent à des presses de capacité similaire (autours de 200 kg/batch). Or, à une même pression appliquée, une presse présentant une capacité plus importante sera probablement plus chère. Pour le calcul du CAPEX, il est donc estimé que la masse de produit par batch, définie dans les variables de conception, est répartie dans autant de presses de 200 kg de capacité que nécessaire (table 5.7).

Par ailleurs, le prix de la râpe et du séchoir à claies n'ont pu être corrélés qu'à leur capacité, estimée par les équipementiers. Cependant, surtout pour le séchoir, la capacité réelle dépend de la conception de l'équipement (impactant directement son prix), mais également de sa conduite (e.g. temps de séjour, masse par batch). Il aurait donc été préférable d'estimer le prix en fonction de variables de conception. Ce n'était malheureusement pas possible avec les données disponibles.

TABLE 5.7 – Fonctions de coût estimées à partir de données collectées auprès d'équipementiers béninois, nigérians et congolais.

Avec C le coût (USD), $\dot{m}$ la capacité de l'équipement ($kg \cdot h^{-1}$), P la pression appliquée (bar), S la surface (m^2), R^2 le coefficient de détermination, m_{1batch} la masse de produit par batch (kg).

Équipement	Fonction de coût	R^2	Validité
Râpe	$C = 5,0205 \cdot \dot{m}^{0,8208}$	$0,6869$	$100 - 2000\, kg \cdot h^{-1}$
Presse	$C = 410,320 \cdot P^{0,3155} \cdot \frac{m_{1batch}}{200}$	$0,3588$	$2 - 16\, bar$
Séchoir à claie	$C = 71,412 \cdot \dot{m}^{0,2397}$	$0,9075$	$88 - 1000\, m^2$
Séchoir flash pneumatique	$C = 649,17 \cdot S_{tube}^{1,1715}$	$0,7631$	$4 - 28\, m^2$

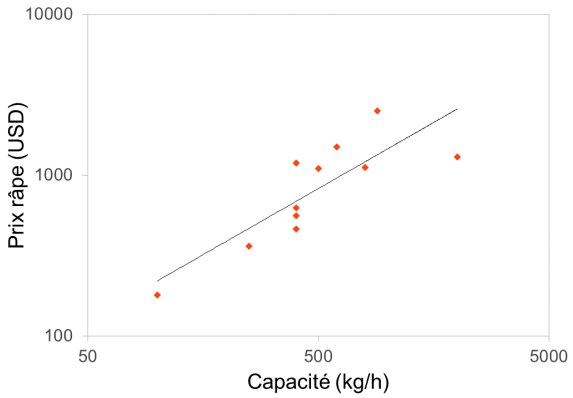


FIGURE 5.7 – Fonction de coût : exemple de l'équipement de râpage (échelles logarithmiques).

Par manque de données cohérentes, le prix des moulins n'a pas pu être estimé par une fonction de coût. Le modèle de l'opération reposant sur une base de données d'équipements, le prix de chaque équipement a été ajouté dans la base de données (table 5.4).

Le prix des bacs de fermentation et de lavage a été considéré égal au coût des matériaux nécessaires à leur fabrication. Ils sont supposés être en béton, dont le prix unitaire est estimé à partir des prix de ses composants, dépendants du contexte local. Ces prix sont actuellement définis par l'utilisateur (table 5.1). Les dimensions des bacs, et ainsi la quantité de béton, sont déduites du débit de produit et de la durée de l'opération.

5.4.3 Simulation de scénarios de conception

Les modèles d'opérations, de propriétés et économiques ont été implémentés dans la structure présentée en section 5.2. Trois voies de production de farine de manioc rencontrées dans des unités de transformation (figure 5.6) peuvent ainsi être simulées en continu. Selon la voie choisie, le manioc paré et lavé est soit fermenté par rouissage avant râpage, soit fermenté en sac après râpage, soit non fermenté et râpé. Les opérations suivantes sont similaires (compression, émottage, séchage, mouture). De plus, le séchage peut être mis en œuvre par deux technologies : en claies ou pneumatique.

A titre d'exemple, six scénarios de conception ont été simulés, correspondant à six unités de transformation : chacune des trois voies présentées en figure 5.6 a été simulée soit avec un séchoir flash pneumatique associé à un générateur d'air chaud, soit avec un séchoir à claies en flux d'air léchant avec une un chauffage d'air direct au gaz.

Pour les six scénarios, il est considéré :

— la même capacité : 600 kg de racines par heure, soit celle d'une unité de référence [2].
— une implantation au Bénin, donc le même contexte local (table 5.1).
— les opérations communes à ces six unités sont conçues et réglées de la même manière (variables de conception et réglage présentées en table 5.2). Les opérations de séchage ont été conçues et réglées afin de respecter la contrainte sur la teneur en eau finale du produit (13% base sèche, b.s.). De plus, afin de pouvoir comparer les deux technologies de séchage (en claies et flash pneumatique), les variables ont été choisies pour que leur performance énergétique (Consommation Énergétique Massique - CEM) soit aussi bonne que possible.

Coûts et performances

Les différences entres ces six scénarios résident finalement dans la mise en œuvre de la fermentation et du séchage. Le changement de mise en œuvre de la fermentation a un impact négligeable sur les coûts globaux, i.e. CAPEX et OPEX de l'ensemble de l'unité. Ceci était attendu, cette opération étant peu coûteuse et peu critique dans le calcul des coûts. La différence de coûts engendrée par les séchoirs est plus significative. Préférer un un séchoir flash pneumatique (couplé à un échangeur) à un séchoir à claies multiplie les CAPEX globaux par 1,52 et les OPEX par 1,14. Le chauffage indirect de l'air pour le séchoir flash pneumatique peut au moins partiellement expliquer cet écart de coût : plus énergivore et nécessitant l'ajout

2. La capacité d'une unité Centre-Américaine fonctionnant en continu a été considérée. Le fonctionnement de cette unité n'a pas été analysé. Les résultats des simulations seront donc comparés à des données expérimentales ou collectées dans d'autres unités, plus petites. En effet, en raison du contexte sanitaire et géopolitique durant cette thèse, aucune unité d'une telle capacité n'a pu être analysée.

d'un échangeur, il augmente les CAPEX et OPEX. Un échangeur reste nécessaire dans les contextes où seuls certains combustibles sont disponibles (e.g. diesel, huile).

La performance des séchoirs simulés peut être comparée en terme de Consommation Energétique Massique (CEM en $kJ \cdot kg_{eau}^{-1}$). La CEM est généralement entre 3300 à 6500 $kJ \cdot kg_{eau}^{-1}$ pour des séchoirs convectifs industriels bien conçus. Dans les scénarios considérés, la CEM du séchoir à claie en chauffage direct est de 3121 $kJ \cdot kg_{eau}^{-1}$ et celui du séchoir pneumatique en séchage indirect de 4504 $kJ \cdot kg_{eau}^{-1}$. Ces deux séchoirs sont donc performants énergétiquement (CEM dans l'ordre de grandeur attendu). Le séchoir à claies est ici plus performant en terme de CEM. Ceci peut notamment être lié au chauffage indirect de l'air du séchoir pneumatique, engendrant des pertes énergétiques. De plus, dans le modèle de séchage en claies, l'humidification de l'air due à la combustion n'est actuellement pas considérée. Sa prise en compte dans le modèle pourrait augmenter la CEM du séchoir à claies.

Par ailleurs, les temps de chargement et déchargement des claies sont particulièrement contraignants. Leur prise en compte dans une étude ultérieure pourrait influencer le choix d'une technologie ou l'autre. Dans une étude future, il serait intéressant d'évaluer par simulation dans quelles conditions (e.g. débit, prix énergie), quel équipement est moins coûteux. Un chauffage direct ou indirect pourrait être considéré pour les deux équipements.

Coproduits et déchets

Les simulations permettent également d'évaluer les flux de matière générés par la transformation du manioc. Selon leur prise en charge, ils peuvent être des déchets ou des coproduits. Nous basons cette discussion sur les résultats de la simulation d'un scénario, présentés en table 5.8. De l'eau chargée en terre ou en amidon (filtrat), des épluchures et des gaz chauds (fumée et air humide) sont rejetés.

L'eau de lavage, chargée en terre, est généralement rejetée dans le milieu naturel. Un filtre permettant un recyclage de cette eau pourrait être intéressant dans des contextes où l'eau est limitée.

Le filtrat, selon sa teneur en amidon, pourrait eutrophiser le milieu s'il est rejeté sans filtration préalable. De plus, s'il est suffisamment chargé en amidon (seuil à définir), il pourrait être valorisé : soit l'amidon serait extrait et commercialisé ; soit le filtrat serait méthanisé.

Les épluchures pourraient éventuellement être méthanisées. Une étude bibliographique et/ou expérimentale permettrait d'évaluer le potentiel méthanogène de ces effluents et ainsi l'intérêt d'ajouter un méthaniseur. De plus, des projets sont actuellement en développement afin de valoriser ces épluchures, par exemple en farines pour l'alimentation animale (HQCP, Nigéria).

Par ailleurs, le séchage rejette des fumées et de l'air chaud et humide. Leur chaleur pourrait être réutilisée. Toutefois, ceci nécessiterait la mise en place de technologies avancées comme une pompe à chaleur pour l'air, ou un système limitant les risques liés à l'apparition d'acide sulfurique lors de la condensation de fumées.

Néanmoins, actuellement, peu de solutions sont mises en place pour valoriser ces flux. Une perspective d'amélioration du simulateur serait de tenir compte des opérations de valorisation

ou traitement (e.g. filtres, méthaniseur) afin d'évaluer dans quels contextes ils sont bénéfiques.

TABLE 5.8 – Principales variables associées aux flux prédites par le simulateur pour un scénario de conception utilisant les variables présentées en table 5.2, dans le contexte local décrit en table 5.1.

	Produit sortant		Utilités		Coproduits & déchets	
	$\dot{m}$	X	Type	Valeur	Type	Valeur
	$kg_{b.s.} \cdot h^{-1}$	b.s.	-	-	-	-
initial	600	1,20	-	-	-	-
parage	420	1,20	-	-	épluchure ($kg_{b.s.} \cdot h^{-1}$)	180
lavage	420	1,20	eau ($kg \cdot h^{-1}$)	900	eau ($kg \cdot h^{-1}$)	936
râpage	403	1,20	électricité (kW)	5,9*	-	-
fermentation en sacs	391	1,00	-	-	filtrat ($kg \cdot h^{-1}$)	79
compression	375	0,60	-	-	filtrat ($kg \cdot h^{-1}$)	148
émottage	360	0,60	électricité (kW)	5,9*	-	-
séchage en claies	346	0,13	gaz ($kg \cdot h^{-1}$)	11	air ($kg_{b.s.} \cdot h^{-1}$)	$178 \cdot 10^3$
mouture	346	0,13	électricité (kW)	4,3*	-	-

* puissance installée.

Validité des simulations

La validité des simulation peut être discutée en évaluant la cohérence entre les résultats attendus au vu des modèles, des mesures effectuées dans une unité et de l'expertise de chercheurs ; et les résultats des simulations.

La table 5.8 présente l'évolution du manioc au cours de sa transformation pour un scénario simulé. Comme attendu, la teneur en eau (X) du produit diminue principalement suite à la compression et au séchage, atteignant 13% b.s.. De plus, le débit de produit (base sèche) diminue fortement lors du parage puis légèrement dans les opérations suivantes (pertes de matière due aux manipulations). Ces prédictions sont cohérentes avec ce qui est attendu. Les simulations des autres scénarios sont également cohérentes.

Cette cohérence est aussi évaluée sur la répartition des coûts entre les opérations, présentés en table 5.9 pour le même scénario. Cette répartition est similaire pour les autres scénarios. Les coûts prédits sont majoritairement distribués entre le séchage (35% des OPEX et 38% des CAPEX), le parage (49% des OPEX) et la mouture (45% des CAPEX). A titre de comparaison, dans une unité analysée, le séchage représente environ 41% des OPEX et 65% des CAPEX, la charge salariale (majoritairement dédiée au parage) 49% des OPEX et la mouture 26% des CAPEX. Les ordres de grandeur semblent donc respectés. Les écarts observés (principalement sur la répartition des CAPEX), peuvent être dûs à la conception peu maîtrisée des équipements de l'unité analysée. La fiabilité des modèles prédisant des coûts d'équipements, basées sur peu de données, peut également être remise en cause.

Par ailleurs, la forte proportion d'OPEX dédiée au parage souligne l'intérêt de travailler sur la mécanisation de cette opération en vue de réduire les coûts de transformation. En effet, actuellement, à notre connaissance, aucun équipement de parage ne permet d'obtenir un produit de la qualité requise par les transformateurs et le marché dans le cas de la production de farine. D'autre part, les OPEX élevés liés au séchage pourraient être limités par l'utilisation de biomasse comme combustible. L'impact environnemental de la transformation serait alors

réduit. Ceci nécessiterait des études supplémentaires, dont certaines sont en cours au Cirad (e.g. projet BioStar, UMR BioWooEB).

TABLE 5.9 – Coûts, performances, nombre d'équipements et d'opérateurs calculés par le simulateur pour un scénario de conception utilisant les variables présentées en table 5.2, dans le contexte local décrit en table 5.1.

	Coûts		Nombre		Performances	
	CAPEX	OPEX	équipements	opérateurs	Type	Valeur
	USD	USD/h	-	-	-	-
parage	-	24,3	1	52,8	perte de matière ($kg_{MS} \cdot kg_{farine}^{-1}$)	0,46
lavage	0,2	0,1	1	0,2	consommation d'eau ($kg_{eau} \cdot kg_{farine}^{-1}$)	2,4
râpage	2 969,8	0,7	1	0,7	énergie spécifique ($kJ \cdot kg_{farine}^{-1}$)	97
fermentation en sacs	237,7	0,7	1	1,4	temps de séjour (min)	2880
compression	632,6	1,2	1	2,6	temps de séjour (min)	18
émottage	2 969,8	0,5	1	0,5	énergie spécifique ($kJ \cdot kg_{farine}^{-1}$)	43
séchage en claies	14 931,3	17,2	1	2,8	CEM ($kJ \cdot kg_{eau}^{-1}$)	3121
mouture	17 800,0	4,5	2	8,3	énergie spécifique ($kJ \cdot kg_{farine}^{-1}$)	40

Pour résumer, ces simulations montrent donc que le simulateur actuel permet de simuler plusieurs voies de transformation, mettant en œuvre différentes technologies de séchoir, et de comparer leurs coûts. Il pourrait ainsi aider des concepteurs à évaluer l'adéquation d'un scénario de conception avec leurs attentes. De plus, ces simulations soulignent l'importance de travailler sur la conception d'équipements de parage, la valorisation des effluents et l'utilisation d'énergie renouvelable pour le séchage (e.g. biomasse) en vue de réduire les coûts de transformation de cette unité. Toutefois, les résultats présentés sont à prendre avec précaution, les modèles de coûts étant à consolider avec des données supplémentaires et des opérations de déshydratation étant à valider à échelle (semi-)industrielle. Le travail présenté ici est donc une première étape dans le développement d'un simulateur utilisable sur le terrain.

5.5 Discussion : modularité et généricité du simulateur développé

Le simulateur a été développé sur un cas concret. Il devrait aider à augmenter la rentabilité des unités de production de farine de manioc en Afrique subsaharienne [3] par l'amélioration de la conception des opérations de déshydratation (mécanique et thermique). Les modèles implémentés ont été choisis dans cet objectif. Toutefois, la structure et les modèles ont été développés dans une optique de généricité, en vue de permettre la simulation d'autres procédés de transformation, impliquant d'autres produits, opérations et critères. Cette section discute les actions à mener afin de simuler d'autres procédés.

5.5.1 Ajout d'un produit

Les opérations manuelles et de fragmentation sont simulées à partir de mesures effectuées dans des unités de transformation ou des spécifications d'équipements. Si le produit est proche

3. La localisation est spécifiée car les données sur lesquelles sont basées les modèles de coûts ont été collectées en Afrique subsaharienne .

du manioc (e.g. igname), il pourrait être supposé que les mesures (e.g. perte de matière, réduction de taille, énergie spécifique, productivité) effectuées sur le manioc soient valides sur cet autre produit. Pour un produit moins similaire, des mesures supplémentaires pourraient être nécessaires. Par ailleurs, développer des modèles multi-produits pour les opérations de fragmentation, mécanisées, serait intéressant en vue de développer un simulateur multi-produits. Ils pourraient par exemple être développés par une approche d'analyse dimensionnelle.

Les opérations de déshydratation sont simulées en combinant des modèles d'opérations multi-produits (contenus dans des modules d'opération) et de propriétés (contenus dans un module de produit). Pour simuler la transformation d'un autre produit que le manioc, quelques expérimentations sont utiles afin de valider le modèle d'opération sur le produit en question. De plus, un module propre à ce nouveau produit doit être créé, intégrant ses modèles de propriétés spécifiques. Il héritera des modèles de propriétés multi-produits implémentés dans le module général *produit* (e.g. capacité calorifique, Choi and Okos (1986)).

Les modèles de propriétés spécifiques au produit peuvent être définis suivant l'approche présentée en section 5.3.2. Le choix de ces modèles implique généralement le choix (i) des variables du produit prises en compte, (ii) de la forme mathématique reliant ces variables à la propriété (e.g. polynôme) et (iii) de la valeur des paramètres de l'équation. Les propriétés d'un produit proche du manioc (e.g. igname) pourraient être représentées par un modèle reliant les mêmes variables par une forme mathématique similaire, voire utilisant les mêmes paramètres. Peu de données pourraient ainsi suffire à adapter ou valider le modèle de propriété choisi pour le manioc à ce nouveau produit.

Les modèles communs à ces deux produits (forme de l'équation et éventuellement valeur des paramètres) seraient implémentés dans un module auquel ces produits seraient apparentés (e.g. *amylacés*). Les valeurs des paramètres, s'ils sont spécifiques à chaque produit, seraient implémentées dans leur (sous-)module.

5.5.2 Ajout d'une opération unitaire

Une opération unitaire peut être ajoutée en créant un nouveau module (classe, au sens informatique). Il contient principalement un modèle de l'opération prédisant l'état du produit selon des variables de conception et de réglage, ainsi que des modèles de coûts d'exploitation et d'investissement. Ces modèles peuvent être définis selon les stratégies proposées en section 5.3.1, 5.3.3.

5.5.3 Ajout d'une technologie

Une opération unitaire peut être mise en œuvre par différentes techniques (e.g. séchage convectif vs conductif), regroupant elles mêmes différentes technologies (e.g. séchage en claies, ou flash pneumatique vs séchage conductif rotatif). Les actions à mener afin d'ajouter une technologie à une opération déjà implémentée dépend du type de modèle de l'opération en question.

Pour les opérations simulées à partir d'une base de données d'équipements (ici les opérations de fragmentation), ajouter une technologie revient à ajouter ses spécifications à la base

de données.

D'autres modèles d'opérations sont basés sur un modèle phénoménologique à l'échelle du produit, commun à plusieurs technologies (séchage diffusif-convectif et filtration-consolidation dans le cas présent). Dans certains cas, le modèle de la technologie à ajouter peut reposer sur un modèle à l'échelle du produit préalablement implémenté (e.g. séchage en claies en flux traversant basé sur un modèle diffusif-convectif). Un module spécifique à la technologie est alors créé, contenant des modèles ou équations bilans représentant le fonctionnement spécifique de cette technologie. Ces équations font appel au modèle à l'échelle du produit implémenté dans un module hiérarchiquement plus haut dans la structure du simulateur (figures 5.2b et 5.3).

Dans les autres cas, le travail nécessaire à l'ajout d'une technologie correspond à celui nécessaire à l'ajout d'une opération. Les stratégies à mettre en œuvre peuvent être celles proposées en section 5.3.1. Ceci est notamment le cas si la technologie à ajouter n'est pas basée sur la même technique que les technologies préalablement implémentées (e.g. séchage conductif).

De plus, dans tous ces cas, les coûts doivent être estimés tel que présenté en section 5.3.3 et ajoutés au module créé ou à la base de données d'équipement.

5.5.4 Modification de la chaîne d'opérations unitaires

Les opérations sont représentées par des modules ayant la même structure. Elles peuvent donc être interchangées, supprimées ou ajoutées simplement dans le code. Seule une ligne de code est à modifier. Une perspective serait de pouvoir composer la chaîne d'opérations à modéliser à travers l'interface graphique. Un logiciel gratuit comme DWSIM® [4] pourrait faciliter ce développement.

5.5.5 Passage d'une simulation en continu à batch

Certaines opérations unitaires sont batch (e.g. compression, rouissage), d'autres continues (e.g. séchage pneumatique). De plus, le temps de séjour du produit est fortement variable selon l'opération. De l'ordre de 48h pour le rouissage, il n'est que de quelques secondes dans un séchoir pneumatique. Dans les unités, le produit peut donc s'accumuler entre les opérations. De plus, la répartition des opérateurs et la répartition des tâches n'est pas évidente. Toutefois, actuellement, ni les accumulations, ni les temps de transfert ne sont calculés. Il n'est ainsi pas possible d'aider à organiser la production dans l'espace et dans le temps (ordonnancement). De plus, dans un contexte où la disponibilité des matières premières est fortement variable, des lots de différents produits peuvent être transformés successivement par les mêmes équipements. Afin de répondre à ces problématiques d'organisation, une perspective de ce travail serait de pouvoir simuler un procédé en mode batch.

Actuellement, un script simule la transformation du produit à travers des opérations successives. Il combine ainsi des modules d'opérations et de flux. Pour simuler un procédé batch, ces mêmes modules pourraient être utilisés. Ils devraient être complétés et le script

4. `https://dwsim.org/`

de simulation modifié. Les modules d'opérations unitaires devraient contenir une fonction retournant le temps nécessaire à transformer la masse de produit contenue dans un batch. De plus, des fonctions relatives au transfert entre les opérations devraient être implémentées, soit dans les modules d'opérations, soit dans des modules indépendants. Elles prédiraient notamment le temps (transfert, chargement, déchargement) entre les opérations, le niveau de produit accumulé (ou non) et les temps d'arrêts éventuels. Il est noté que cette liste d'éléments à ajouter n'est pas exhaustive. Finalement, ces éléments seraient appelés dans le (nouveau) script consacré à la simulation en batch. L'approche proposée par Savouré (2021) pourrait être utilisée dans ce script (i.e. simulation par évènements discrets). Ainsi, en plus de présenter un intérêt de terrain, ceci renforcerait le lien entre cette thèse et celle de Savouré (2021), réalisée au sein de la même équipe de recherche.

5.5.6 Ajout d'un indicateur

Dans le cas applicatif présenté, la pertinence du scénario de conception testé était jugée par rapport à la teneur en eau finale du produit (contrainte), à la rentabilité et à la performance énergétique du procédé (objectifs). Ces indicateurs ont été définis car ils semblaient être les plus importants aux yeux d'experts et transformateurs. Toutefois, d'autres indicateurs pourraient être considérés.

La qualité du produit pourrait être évaluée sur un autre critère que sa teneur en eau (e.g. taux de gélatinisation ou teneur en composés cyanogéniques). Un modèle reliant une propriété représentant sa qualité à certaines de ses variables (e.g. température) pourrait être implémenté dans son module produit. Un travail bibliographique et éventuellement expérimental serait alors nécessaire au choix ou au développement de ces modèles.

L'impact environnemental de l'unité pourrait être estimé en se basant sur la méthodologie d'analyse de cycle de vie (ACV). Afin de limiter les temps de calculs, cette estimation pourrait reposer sur une base de données contenant les impacts de chaque flux, préalablement calculés sur la base des méthodes de calcul et des bases de données libres d'ACV. Les calculs des impacts relatifs aux utilités, déchets et matériaux des équipements seraient implémentés dans les modules d'opérations. Il serait intéressant de mener ce travail avec d'autres unités du Cirad, spécialistes de l'ACV. En effet, des chercheurs ont co-développé le logiciel MEANS [5] évaluant l'impact environnemental de productions agricoles. D'autres travaillent sur l'application de l'ACV dans les pays tropicaux (e.g. Basset-Mens et al. (2021)).

De nombreux autres indicateurs pourraient être imaginés et implémentés. Les cas ci-dessus sont des exemples, cette sous-section ne visant pas à être exhaustive. Ces exemples ont été choisis pour montrer qu'ils peuvent être ajoutés facilement dans les modules d'opérations ou de flux.

5.5.7 Changement de contexte local

La zone géographique du cas présenté est le Bénin, dont les données spécifiques sont contenues dans un fichier csv. Le même problème pourrait être rencontré dans une autre

5. `https://www6.inrae.fr/means`

zone géographique. L'utilisateur devrait alors renseigner le fichier csv contenant des données spécifiques au contexte local (e.g. prix unitaires, table 5.1).

Moyennant un travail supplémentaire, la définition de ces données pourrait être automatisée, éventuellement par des requêtes dans des bases de données. Par ailleurs, les modèles de coûts d'équipements implémentés ont été développés sur des données collectées au Bénin, en République Démocratique du Congo (RDC) et au Nigeria. Or, le coût des équipements devrait dépendre de la zone géographique. Avec un nombre de données suffisant, cette dépendance pourrait être prise en compte en ajoutant un facteur spécifique à chaque zone dans les modèles de coûts (Turton et al. (2008)). Avec un nombre de données restreint, il reste possible de redéfinir des modèles de coûts spécifiques à une nouvelle zone à travers la stratégie présentée en section 5.3.3.

Par ailleurs, selon le contexte local, les problématiques rencontrées, comme les technologies usuelles, peuvent être différentes de celles considérées ici. Des indicateurs, technologies, ou même opérations devraient alors être ajoutés, en suivant les propositions des sections précédentes.

Finalement, beaucoup des modifications proposées ici peuvent être apportées au simulateur moyennant un effort faible si les données ou modèles sont disponibles. Le simulateur pourra ainsi être enrichi au fil du développement des connaissances. Il pourrait alors répondre à des problématiques variées. Néanmoins, le développement de modèles peut être long, en témoignent les chapitres précédents de cette thèse. Il peut être tout de même supposé que plus le nombre de modèles implémenté est important, et plus leur niveau de généricité est élevé, plus ce travail sera réduit. En effet, des modèles et approches similaires pourraient être utilisés pour plusieurs opérations ou produits.

5.6 Conclusion

Nous avons proposé une stratégie de développement d'un simulateur pour l'aide à la conception et à la conduite de procédés agroalimentaires, multi-opérations unitaires, multi-technologies, multi-produits, à l'échelle de l'unité de transformation.

Une structure de simulateur a été développée dans cet objectif. Afin d'être accessible auprès d'autant d'acteurs que possible, elle a été développée dans un langage libre de droit, Python, et présente une interface graphique. Elle contient principalement des modules d'opérations unitaires et de flux (produits, coproduits, utilités). Ces modules sont des boîtes contenant les modèles nécessaires à la simulation. Les modules d'opérations peuvent être chaînés. Les modules d'opérations comme de flux peuvent être interchangés. Ainsi, la transformation de multiples produits par différentes chaînes d'opérations peut être simulée, à condition que les modèles adéquats soient implémentés.

Or, en agroalimentaire, des modèles destinés à l'aide à la conception ne sont pas systématiquement disponibles. Une stratégie de développement, de choix et de calage de ces modèles a été proposée. Selon le système à modéliser, elle peut demander un travail bibliographique, de

terrain, expérimental ou numérique. Elle repose toujours sur une définition claire de l'objectif du simulateur, i.e. de la problématique à laquelle il doit répondre.

Un cas applicatif a été présenté. Le simulateur vise alors à l'aide à la conception d'unités (semi-)industrielles de production de farine de manioc moins coûteuses, au Bénin. Des modèles ont été définis selon cette stratégie et implémentés dans la structure. Une première étape de développement d'un simulateur tel qu'attendu a ainsi été effectuée. Ceci a permis de montrer le potentiel du simulateur.

Les principales perspectives seraient d'abord la consolidation des modèles implémentés. Le simulateur pourrait ensuite être enrichi avec de nouveaux modèles, afin de répondre à d'autres problématiques. Par ailleurs, afin de diffuser plus facilement le logiciel, l'interface pourrait être améliorée, par exemple en utilisant l'interface gratuite de DWSIM®, et rendu disponible sur internet. De nombreuses utilisations du simulateur pourraient ensuite être envisagées. Il pourrait notamment être un outil pédagogique à destination des concepteurs ou opérateurs, leur formation constituant un enjeu majeur (e.g. Taborda et al. (2021)). Associé à un optimiseur, il proposerait des scénarios de conception adaptés aux attentes des concepteurs ou transformateurs. Finalement, il représente une contribution à l'amélioration de l'efficience du travail de conception et conduite de procédés agroalimentaire.

Résumé

Ce chapitre présente une contribution au développement d'un simulateur pour l'aide à la conception de procédés agroalimentaires, multi-opérations unitaires, multi-technologies, multi-produits, à l'échelle de l'unité de transformation. Le simulateur développé se veut être une fondation fonctionnelle, dans laquelle des éléments (opérations, produits, critères) pourront être ajoutés facilement. Pour ce faire, il est développé selon une approche modulaire. En vu d'être utilisable par différents acteurs, il est développé à partir d'outils libres. Une stratégie de choix, calage ou développement des modèles nécessaires à la simulation, aussi génériques que possible, est également proposée. Des modèles choisis et calés selon cette stratégie ont été implémentés en vue d'aider à concevoir des unités de production de farine de manioc en Afrique subsaharienne. Cette application constitue une première étape dans le développement d'un simulateur. Elle montre le potentiel de la structure et de la stratégie proposée.

Chapitre 6

Conclusion et perspectives

L'objectif de ce travail était de contribuer au développement d'un simulateur en vue d'aider à concevoir et conduire des unités de transformation agroalimentaires, à partir d'un cas concret : la production de farine de manioc en Afrique subsaharienne.

Un simulateur de procédés à l'échelle de l'unité de transformation a été développé. Il vise à être aussi accessible, modulable et générique que possible. Développé sur un cas concret, le simulateur vise dans un premier temps à aider à concevoir et conduire des unités de production de farine de manioc moins énergivores et ainsi moins coûteuses en Afrique subsaharienne. Pour ce faire, des modèles d'opérations unitaires, de propriétés et de coûts ont été choisis et développés. Les modèles doivent être aussi génériques que possible, afin d'être applicables dans d'autres cas (e.g. autre technologie ou produit).

La conception et la conduite des opérations de déshydratation (par séchage convectif et compression) sont particulièrement critiques pour les performances du procédé de production de farine de manioc. De plus, ces opérations sont courantes en agroalimentaire. Des modèles d'opération phénoménologiques ont donc été choisis. Dans de nombreuses technologies de séchage par exemple (e.g. séchage pneumatique vs en claies), les phénomènes de transfert à l'échelle du produit sont similaires (e.g. diffusion et convection). Les modèles à l'échelle de l'équipement de ces technologies peuvent alors reposer sur un unique modèle à l'échelle du produit. Par ailleurs, les modèles des opérations manuelles et de fragmentation, ainsi que les modèles de coûts sont basés sur des données mesurées ou collectées sur le terrain (unité de transformation, équipementiers).

Trois chapitres de cette thèse ont été consacrés au choix, au calage et à l'adaptation des modèles de séchage convectif-diffusif et de filtration-consolidation à l'échelle du produit, ainsi que des modèles de propriétés associés. Un dernier chapitre présente le simulateur de procédé développé à l'échelle de l'unité de transformation.

En chapitre 2, des modèles de **propriétés** thermiques, d'interaction entre l'eau et le manioc, et représentant son comportement en filtration-consolidation ont été choisis. Les modèles de propriétés doivent être aussi génériques que possible (e.g. multi-produits, multi-variétés, multi-niveaux de transformation). Des modèles multi-produits, sans paramètres à identifier, proposés par Choi and Okos (1986) ont été choisis pour les propriétés thermiques (capacité

et conductivité thermiques). Aucun modèle présentant ce niveau de généricité n'était disponible pour les autres propriétés. Toutefois, des isothermes de sorption ont été mesurées par de nombreux auteurs, sur de multiples formes de manioc en terme d'origine et de niveau de transformation. Leur compilation a montré que ces variabilités du manioc, ainsi que l'hystéresis entre ad- et désorption avaient un effet négligeable ou incertain sur son comportement en sorption. Les données collectées ont donc été calées à un unique modèle dépendant de la température. Ce modèle est ainsi valide pour une grande diversité de formes de manioc, entre 25 et 90°C. Prédisant certains isothermes d'amidon avec une bonne précision, sa validité sur d'autres produits amylacées pourrait être évaluée dans une étude future. Pouvoir utiliser cet unique modèle pour une multiplicité de produits contribuerait à développer un simulateur multi-produits. D'autres propriétés (diffusivités, propriétés en filtration-consolidation), n'ont pu être déduites de la littérature. Leur modèle à été choisi ou adapté en calant des modèles d'opérations unitaires (filtration-consolidation, séchage) à des cinétiques expérimentales.

Des cinétiques expérimentales ont été mesurées sur diverses racines de manioc râpées, déshydratées dans une cellule de **filtration-consolidation** entre 4 et 21 bar (chapitre 3). Elles ont été calées à un modèle d'opération unitaire combinant les modèles génériques de filtration sur gâteau d'Hermia, et de consolidation de Shirato et al. (1979). Les modèles de propriétés du manioc en filtration et en consolidation ainsi identifiés et ce modèle d'opération ont été validés sur l'ensemble des cinétiques expérimentales avec une RMSE moyenne de 13% sur la teneur en eau du gâteau.

Ces modèles (de propriétés et de procédé) ont ensuite été validés en extrapolation sur des cinétiques à 2 et 3 bar effectuées dans une autre cellule de filtration-consolidation. Néanmoins, ils n'étaient pas valides sur des mesures effectuées sur un filtre-presse dans une unité de transformation. Une perspective de ce travail est de valider ces modèles à plus grande échelle, sur une plus grande variabilité de racines.

Des cinétiques de **séchage** ont été mesurées sur des racines de manioc de trois origines (différentes variétés, maturités, etc), ayant subi différentes transformations (découpées en cylindres ; ou fermentées ; ou râpées, pressées puis désagglomérées, formant une poudre, chapitre 4). Ces maniocs ont été séchés dans deux séchoirs expérimentaux, avec un air circulant parallèlement ou perpendiculairement à la couche de produit, entre 40 et 80°C. Ces cinétiques ont été calées à un unique modèle de séchage diffusif-convectif en couche mince, multi-produits, proposé par Lambert et al. (2016). Un modèle de diffusivité de l'eau dans le manioc a ainsi été identifié. La prédiction de certaines cinétiques nécessite la prise compte de la distribution de taille des particules du produit. Une perspective de ce travail est de valider ce modèle de séchage sur du manioc en couche épaisse.

Ce modèle de séchage, complété par des bilans de matière et d'énergie, permet d'aider à concevoir des séchoirs, notamment pneumatiques ou à claies. Un modèle de séchage en claies en flux d'air parallèle à la couche de produit a été proposé et un en flux perpendiculaire devrait être développé. De plus, un modèle phénoménologique de séchage flash pneumatique,

validé sur de l'amidon de manioc, a été proposé par Chapuis et al. (2017, 2023). Ici, il a été adapté en intégrant les propriétés du manioc. De plus, les modèles de séchage pneumatique et en claies en flux perpendiculaire doivent tenir compte du diamètre des particules. Avec l'approche de simulation proposée en chapitre 4, il serait possible de prendre en compte la distribution complète de taille des particules. Associé à un modèle de râpage, l'étude de l'impact de cette distribution sur le séchage du produit pourrait contribuer à améliorer l'ensemble du procédé (râpage - pressage - émottage - séchage). Le développement d'un modèle de râpage n'a pas abouti ici par manque de données expérimentales fiables. Il pourrait être repris, sous réserve d'un investissement dans un pilote ou d'un partenariat avec un laboratoire équipé.

A travers ces trois chapitres, nous avons vu que lorsqu'aucun modèle de propriété générique, sans paramètres à identifier, n'est disponible dans la littérature, le temps nécessaire au choix ou au calage d'un modèle de propriété est relativement élevé. L'approche appliquée pour la sorption pourrait éventuellement être améliorée en automatisant la collecte de données dans la littérature, possiblement facilité par le développement des *data paper*. Par ailleurs, d'après notre étude, un modèle de diffusivité identifié sur trois expériences était valide dans l'ensemble des configurations considérées. Le nombre d'expérimentations, et ainsi le temps de calage des modèles pourrait ainsi être réduit si cette approche est validée sur d'autres produits. Néanmoins, il semble difficile de caractériser les propriétés de l'ensemble des produits alimentaires par ce type d'approche, tant le travail serait fastidieux. Comme la capacité calorifique, certaines propriétés, sur certaines matrices, pourraient être définies à travers des lois de mélange (Halder et al. (2011); Madoumier et al. (2015); Lambert et al. (2018)). La validité de cette approche pour la sorption de l'eau dans le manioc reste à confirmer. D'autres propriétés, comme la diffusivité ou la résistance spécifique à la filtration, pourraient être prédites par des modèles génériques basés sur la physiques, mais développés en vue d'être utilisés en aide à la conception (e.g. Dadmohammadi and Datta (2020)). Cette seconde approche semble particulièrement prometteuse, notamment pour les matrices solides comme le manioc dans lesquelles les interactions entre les constituants peuvent influencer significativement leur comportement.

Un **simulateur de procédés** à l'échelle de l'unité de transformation a été développé (chapitre 5). Visant à être accessible à des utilisateurs ayant des moyens financiers limités, il a été développé en Python, un langage libre. De plus, il se veut être une fondation fonctionnelle, dans laquelle des éléments (opérations, produits, critères) pourront être ajoutés facilement. Pour ce faire, il a été développé selon une approche modulaire similaire à celle utilisée dans des logiciels commerciaux de génie chimique tels que ProSimPlus®, AspenPlus® (Joulia (2008)). Ainsi, il repose principalement sur des modules d'opérations et des modules de flux, contenant les modèles d'opérations, de coûts et de propriétés.

L'ensemble des modèles de propriétés, d'opérations et de coûts choisis pour le cas applicatif a été assemblé dans le simulateur de procédés. La transformation en mode continu de racines de manioc en farines peut ainsi être simulée. Le simulateur prédit l'état des flux (produit, utilités, déchets), les coûts, et performances énergétiques à chaque étape de la

transformation, selon le scénario de conception (chaîne d'opérations, conception et réglages de chacune) et le contexte local.

De nombreuses perspectives d'utilisation et enrichissement du simulateur sont envisageables. Le simulateur pourrait accompagner des transformateurs de manioc ou équipementiers dans le choix des dimensions et réglages des technologies à mettre en œuvre. Des fonctions de désirabilité (évaluant l'adéquation entre un indicateur et les attentes du transformateur), et un optimiseur pourraient être ajoutées au simulateur. Les scénarios de conception les plus en adéquation avec les attentes du transformateur seraient alors proposés (Savouré (2021)).

Par ailleurs, en Afrique subsaharienne, les unités semblent confrontées à des variations de disponibilité des matières premières (produits et utilités). L'impact de ces variations sur les coûts, et les scénarios de conception les plus résilients face à ces variations pourraient être évalués par simulation, éventuellement à travers une analyse de sensibilité.

Une autre problématique soulevée par les transformateurs est le manque de formation des équipementiers, notamment pour la conception de séchoirs. Ce simulateur pourrait être un outil de formation, en vue de rendre des séchoirs performants disponibles sur le marché. De même, il pourrait accompagner la formation de transformateurs et opérateurs, en vue d'améliorer les choix de conception et la conduite des unités (Taborda et al. (2021)).

De plus, des problèmes à l'échelle de la filière ont été soulevés (e.g. disponibilité de la matière première, accessibilité du marché). Intégrer ce simulateur à l'échelle de l'unité dans un outil à l'échelle de la filière permettrait d'apporter des réponses plus complètes aux problématiques de terrain, évaluant l'intérêt de décentraliser certaines opérations par exemple. De nombreuses autres utilisations et améliorations du simulateur proposé sont possibles. Finalement, ce travail est une contribution à l'aide à la conception et à la conduite d'unités de production de farine de manioc.

Une autre perspective importante de ce travail est d'enrichir ce simulateur afin de répondre à d'autres problématiques, sur d'autres procédés et produits. Un produit proche du manioc (e.g. igname) pourrait dans un premier temps être ajouté. Ceci permettrait également d'évaluer la généricité des modèles et stratégies adoptés dans la présente étude.

Bibliographie

Ademiluyi, F. and Puyate, Y. (2013). Modeling drying kinetics of fermented ground cassava in a rotary dryer. *Transnational Journal of Science and Technology*, 3(5) :1857–8047.

Ademiluyi, T., Audu, T. O., Njobuenwu, D. O., and Akpan, F. E. (2008). Effect of variety on the heat transfer coefficient during drying of fermented ground cassava. *International Journal of Food Science & Technology*, 43(7) :1181–1186.

Adeteju, O., Olayinka, Y., and Ayodele, L. (2016). Moisture sorption characteristics of garri produced using a mechanical dryer. *European Journal of Engineering and Technology*, 4(4) :59–67.

Aguerre, R. J., Viollaz, P. E., and Suárez, C. (1996). A fractal isotherm for multilayer adsorption in foods. *Journal of Food Engineering*, 30(1) :227–238.

Ajala, A., Ngoddy, P., and Olajide, J. (2020). Sorption isotherms and their fitted equations for dried chips of cassava roots (Manihot Esculenta Crantz ; Tme-7 variety) and the resulting isosteric heats of sorption. *Food Research*, 4(3) :703–711.

Ajala, S., Aboiye, A., Popoola, J., and Adeyanju, J. (2012). Drying Characteristics and Mathematical Modelling of Cassava Chips. *Chemical and Process Engineering Research*, 4 :703–711.

Ajibola, O. (1986). Desorption isotherms of gari from 40°C to 70°C. *Journal of Agricultural Engineering Research*, 35(3) :207–210.

Al-Muhtaseb, A. H., McMinn, W. A. M., and Magee, T. R. A. (2002). Moisture Sorption Isotherm Characteristics of Food Products : A Review. *Food and Bioproducts Processing*, 80(2) :118–128.

Al-Muhtaseb, A. H., McMinn, W. A. M., and Magee, T. R. A. (2004). Water sorption isotherms of starch powders. Part 1 : mathematical description of experimental data. *Journal of Food Engineering*, 61(3) :297–307.

Anderson, R. B. (1946). Modifications of the Brunauer, Emmett and Teller equation. *Journal of the American Chemical Society*, 68(4) :686–691.

Anses (2021). Ciqual french food composition table. Online, accessed : 2021-04-28.

Aryee, F., Oduro, I., Ellis, W., and Afuakwa, J. (2006). The physicochemical properties of flour samples from the roots of 31 varieties of cassava. *Food Control*, 17(11) :916–922.

Aviara, N. and Ajibola, O. (2002). Thermodynamics of moisture sorption in melon seed and cassava. *Journal of Food Engineering*, 55(2) :107–113.

Ayala-Aponte, A. A. (2011). Adsorption isotherms and isosteric heat estimation in cassava flour. *Biotecnología en el Sector Agropecuario y Agroindustrial*, 9(1) :88–96.

Ayala-Aponte, A. A. (2016). Propiedades termodinámicas de humedad de sorción en harina de yuca. *DYNA, Journal of the facultad de Minas*, 83(197) :138–144.

Azaka, O. A., Enibe, S. O., and Achebe, C. H. (2019). Determination of Moisture Diffusivity during Drying of Rectangular Cassava Pellets : Experimental and Modeling Study. *Journal of Engineering and Applied Sciences*, 15(1) :56–63.

Bahrani, S. A. (2013). *Modification des propriétés physico-chimiques de l'amidon par procédés hydrothermiques : Contribution à l'étude des transferts couplés chaleur-masse*. PhD thesis, Université de La Rochelle, France.

Banooni, S., Hajidavalloo, E., and Dorfeshan, M. (2018). A comprehensive review on modeling of pneumatic and flash drying. *Drying Technology*, 36(1) :33–51.

Basset-Mens, C., Avadí, A., Bessou, C., Acosta-Alba, I., Biard, Y., and Payen, S. (2021). *Life cycle assessment of agre-food systems : An operational guide dedicated to developing and emerging economies*. Editions Quae, Versailles, 1st edition.

Bergman, T. L. and Incropera, F. P., editors (2011). *Fundamentals of heat and mass transfer*. Wiley, Hoboken, 7th edition.

Bizot, H. (1983). Using the GAB model to construct sorption isotherms. In Jowitt, R., Escher, F., Hallstrom, B., Meffert, H., Spiess, W., and Vos, G., editors, *Physical properties of foods*, pages 43–54. Applied Science Publishers.

Bouniol, A., . Adinsi, L., Hotegni, F., Delepch, D., Akissoe, N., Fliedel, G., Tran, T., and Dufour, D. (2020). Assessment of the processing ability of improved cassava varieties into a traditional food product (gari) in benin. Technical report, CGIAR Research Program on Roots, Tubers and Bananas (RTB), Savalou, Bénin.

Bouniol, A., Ospina, M. A., Fosto, A., Hanna, R., and Dufour, D. (2017a). Assessment of the processing ability of improved cassava varieties into a traditional food product (fufu) in cameroon. Technical report, CGIAR Research Program on Roots, Tubers and Bananas (RTB), Bertoua, Cameroun.

Bouniol, A., Prin, L., Hanna, R., Fosto, A., and Fliedel, G. (2017b). Assessment of the processability of improved cassava varieties into a traditional food product ("baton" or "chikwangue") in cameroon. Technical report, CGIAR Research Program on Roots, Tubers and Bananas (RTB), M'Balmayo, Cameroun.

Bradley, R. L. (2010). Moisture and total solids analysis. In Nielsen, S., editor, *Food analysis*, pages 85–104. Springer, 4th edition.

Brauman, A., Kéléké, S., Mavoungou, O., Ampe, F., and Miambi, E. (1995). Etude cinétique du rouissage traditionnel des racines de manioc en Afrique centrale (Congo). In Agbor Egbe, T., A, B., Griffon, D., and Trech, S., editors, *Transformation alimentaire du manioc*, Colloques et séminaires, pages 725–738. ORSTOM editions, Paris.

Cahyanti, M., Alfiah, M., and Hartini, S. (2018). Sorption isotherm modelling of fermented cassava flour by red yeast rice. In *IOP Conference Series : Materials Science and Engineering. The 12th Joint Conference on Chemistry*, pages 1–6, Indonesia. IOP Publishing.

Chapuis, A., Lancement, C., Giraldo, F., Precoppe, M., Moreno, M., Dufour, D., and Tran, T. (2023). Extensive experimental validation of a model for pneumatic drying of cassava starch. *Drying Technology*, 41(1) :122–136.

Chapuis, A., Precoppe, M., Méot, J. M., Sriroth, K., and Tran, T. (2017). Pneumatic drying of cassava starch : Numerical analysis and guidelines for the design of efficient small-scale dryers. *Drying Technology*, 35(4) :393–408.

Chavez-Mendez, C.-M., M.A., S.-C., K.N., W.-K., and M.A., G.-A. (1998). Fitting cassava drying kinetic with a high order equation. *Drying Technology*, 16(1-2) :323–331.

Chirife, J., Iglesias, H. A., and Boquet, R. (2007). Some characteristics of the heat of water vapour sorption in dried foodstuffs. *International Journal of Food Science & Technology*, 12(6) :605–613.

Chisté, R. C., Cardoso, J. M., Silva, D. A. d., and Pena, R. d. S. (2015). Hygroscopic behaviour of cassava flour from dry and water groups. *Ciência Rural*, 45(8) :1515–1521.

Chisté, R. C., Silva, P. A., Lopes, A. S., and da Silva Pena, R. (2012). Sorption isotherms of tapioca flour : Hygroscopic behaviour of tapioca flour. *International Journal of Food Science & Technology*, 47(4) :870–874.

Chiwona-Karltun, L., Brimer, L., Kalenga Saka, J. D., Mhone, A. R., Mkumbira, J., Johansson, L., Bokanga, M., Mahungu, N. M., and Rosling, H. (2004). Bitter taste in cassava roots correlates with cyanogenic glucoside levels. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 84(6) :581–590.

Choi, Y. and Okos, M. (1986). Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods. In Le Maguer, M. and Jelen, P., editors, *Food Engineering and Process Applications*, pages 93–101. Elsevier Applied Science, England.

Churchill, S. W. and Bernstein, M. (1977). A correlating equation for forced convection from gases and liquids to a circular cylinder in crossflow. *Journal of Heat Transfer*, 99(2) :300–306.

Chuzel, G., Perez, D., Dufour, D., and Griffon, D. (1995). Amélioration technologique des équipements d'extraction d'amidon en Colombie. In Agbor Egbe, T., A, B., Griffon, D., and Trech, S., editors, *Transformation alimentaire du manioc*, Colloques et séminaires, pages 624–636. ORSTOM editions, Paris.

Cock, J. (1985). *Cassava, new potential for a neglected crop.* IADS development-oriented literature series. Westview Press, London.

Cova, A., Sandoval, A. J., Balsamo, V., and Müller, A. J. (2010). The effect of hydrophobic modifications on the adsorption isotherms of cassava starch. *Carbohydrate Polymers*, 81(3) :660–667.

Da, G., Dufour, D., Giraldo, A., Moreno, M., Tran, T., Velez, G., Sanchez, T., Le-Thanh, M., Marouze, C., and Marechal, P.-A. (2013). Cottage level cassava starch processing systems in Colombia and Vietnam. *Food and Bioprocess Technology*, 6(8) :2213–2222.

Dadmohammadi, Y. and Datta, A. K. (2020). Prediction of effective moisture diffusivity in plant tissue food materials over extended moisture range. *Drying Technology*, 38(16) :2202–2216.

Datta, A. K. (2008). Status of physics-based models in the design of food products, processes, and equipment. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 7(1) :121–129.

De Boer, J. (1953). *The Dynamical Character of Adsorption.* Oxford Clarendon Press.

Defloor, I., Dehing, I., and Delcour, J. A. (1998). Physico-chemical properties of cassava starch. *Starch - Stärke*, 50(2-3) :58–64.

Delaplace, G., Loubiere, K., Ducept, F., and Jeantet, R. (2014). *Modélisation en génie des procédés par analyse dimensionnelle. Méthode et exemples résolus.* Editions Lavoisier TEC et DOC, Paris.

Demiate, I. M. and Kotovicz, V. (2011). Cassava starch in the brazilian food industry. *Food Science and Technology*, 31(2) :388–397.

Doporto, M. C., Dini, C., Mugridge, A., Viña, S. Z., and García, M. A. (2012). Physicochemical, thermal and sorption properties of nutritionally differentiated flours and starches. *Journal of Food Engineering*, 113(4) :569–576.

Drouzas, A. and Saravacos, G. (1988). Effective Thermal Conductivity of Granular Starch Materials. *Journal of Food Science*, 53(6) :1795–1799.

Escobar, A., Dahdouh, L., Rondet, E., Ricci, J., Dufour, D., Tran, T., Cuq, B., and Delalonde, M. (2018). Development of a Novel Integrated Approach to Monitor Processing of Cassava Roots into Gari : Macroscopic and Microscopic Scales. *Food and Bioprocess Technology*, 11(7) :1370–1380.

Escobar, A., Rondet, E., Dahdouh, L., Ricci, J., Akissoé, N., Dufour, D., Tran, T., Cuq, B., and Delalonde, M. (2021). Identification of critical versus robust processing unit operations determining the physical and biochemical properties of cassava-based semolina (gari). *International Journal of Food Science & Technology*, 56(3) :1311–1321.

FAOstat (2021). FAOSTAT statistical database (Food and Agriculture Organization of the United Nations). Online ; accessed 9 December 2021.

Fasina, O., Ajibola, O., and Tyler, R. (1999). Thermodynamics of moisture in winged bean seed and gari. *Journal of Food Process Engineering*, 22(6) :405–418.

Fontan, C. F., Chirife, J., Sancho, E., and Iglesias, H. (1982). Analysis of a model for water sorption phenomena in foods. *Journal of Food Science*, 47(5) :1590–1594.

García-Alvarado, M. A. and Herman-Lara, E. (2004). Mathematical Simulation of Batch Convective Drying of Food with Sorption Isotherms Calculated by Ross Equation. *Drying Technology*, 22(9) :2051–2064.

Gevaudan, A. (1989). *Etude du séchage par contact de milieux granulaires agités - Application à l'opération de cuisson-séchage de la pulpe de manioc.* PhD thesis, Institut National des Sciences Appliquees de Lyon.

Gevaudan, A., Chuzel, G., Didier, S., and Andrieu, J. (1989). Physical properties of cassava mash. *International Journal of Food Science & Technology*, 24(6) :637–645.

Gibert, O., Méot, J. M., Marouzé, C., and Brouat, J. (2006). Low-Cost Device for Constructing Sorption Isotherms. *Drying Technology*, 24(12) :1697–1704.

Goujot, D. and Courtois, F. (2015). Comparison and discussion of experimental strategies to improve parameter identification of a drying model. *Drying Technology*, 33(8) :896–906.

Goujot, D., Meyer, X., and Courtois, F. (2012). Identification of a rice drying model with an improved sequential optimal design of experiments. *Journal of Process Control*, 22(1) :95–107.

Grimi, N., Vorobiev, E., Lebovka, N., and Vaxelaire, J. (2010). Solid–liquid expression from denaturated plant tissue : Filtration–consolidation behaviour. *Journal of Food Engineering*, 96(1) :29–36.

Guggenheim, E. A. (1966). *Applications of statistical mechanics.* Clarendon Press, Oxford.

Gulati, T. and Datta, A. K. (2013). Enabling computer-aided food process engineering : Property estimation equations for transport phenomena-based models. *Journal of Food Engineering*, 116(2) :483–504.

Halder, A., Dhall, A., Datta, A. K., Black, D. G., Davidson, P., Li, J., and Zivanovic, S. (2011). A user-friendly general-purpose predictive software package for food safety. *Journal of Food Engineering*, 104(2) :173–185.

Halsey, G. (1948). Physical adsorption on non-uniform surfaces. *The Journal of chemical physics*, 16(10) :931–937.

Hawa, L. C., Ubaidillah, U., Damayanti, R., and Hendrawan, Y. (2020). Moisture sorption isotherms of modified cassava flour during drying and storage. *Heat and Mass Transfer*, 56(8) :2389–2396.

Heldman, D. R. and Singh, R. P. (1981). Food dehydration. In *Food process engineering*, pages 261–331. Springer, Dordrecht.

Hellman, N. N. and Melvin, E. H. (1950). Surface Area of Starch and its Role in Water Sorption. *Journal of the American Chemical Society*, 72(11) :5186–5188.

Henderson, S. (1952). A basic concept of equilibrium moisture. *Agricultural engineering*, 33 :29–32.

Hillocks, R. J. (2002). Cassava in Africa. In Hillocks, R. J., Thresh, J. M., and Bellotti, A. C., editors, *Cassava : biology, production and utilization*, pages 41–54, Wallingford. CABI.

Ho, Q. T., Carmeliet, J., Datta, A. K., Defraeye, T., Delele, M. A., Herremans, E., Opara, L., Ramon, H., Tijskens, E., van der Sman, R., Van Liedekerke, P., Verboven, P., and Nicolaï, B. M. (2013). Multiscale modeling in food engineering. *Journal of Food Engineering*, 114(3) :279–291.

Horwitz, W. and Latimer, G. (2005). *Official methods of analysis of AOAC International.*, volume 1. Association of Official Analytical Chemistry International, 18th edition.

Howeler, R. (2012). Recent trends in production and utilization of cassava in asia. In Howeler, R., editor, *The Cassava Handbook : a reference manual based on the Asian regional cassava training course, held in Thailand*, pages 1–22, Thailand. CIAT and Field Crops Research Institute.

Iglesias, H. A., Chirife, J., and Fontán, C. F. (1986). Temperature dependence of water sorption isotherms of some foods. *Journal of Food Science*, 51(3) :551–553.

Joulia, X. (2008). Simulateurs de procédés. *Techniques de l'ingénieur. Industrialisation des procédés et usine du futur*, base documentaire : TIB602DUO.(ref. article : j1022).

Kamst, G. F. (1995). *Filtration and expression of palm oil slurries as a part of the dry fractionation process.* PhD thesis, Technische Universiteit Delft, Netherlands.

Karathanos, V. (1990). *Water diffusivity in starches at extrusion temperatures and pressures.* PhD thesis, Rutgers University, New Brunswick, USA.

Karim, O., Fasasi, O., and Oyeyinka, S. (2009). Gari Yield and Chemical Composition of Cassava Roots Stored Using Traditional Methods. *Pakistan Journal of Nutrition*, 8(12) :1830–1833.

Kopp, J. and Dichtl, N. (2001). Influence of the free water content on the dewaterability of sewage sludges. *Water Science and Technology*, 44(10) :177–183.

Koua, B. K., Koffi, P. M. E., Gbaha, P., and Toure, S. (2014). Thermodynamic analysis of sorption isotherms of cassava (Manihot esculenta). *Journal of Food Science and Technology*, 51(9) :1711–1723.

Lambert, C., Goujot, D., Romdhana, H., and Courtois, F. (2016). Toward a generic approach to build up air drying models. *Drying Technology*, 34(3) :346–359.

Lambert, C., Laulan, B., Decloux, M., Romdhana, H., and Courtois, F. (2018). Simulation of a sugar beet factory using a chemical engineering software (ProSimPlus®) to perform Pinch and exergy analysis. *Journal of Food Engineering*, 225 :1–11.

Lambert, C., Romdhana, H., and Courtois, F. (2015). Reverse methodology to identify moisture diffusivity during air-drying of foodstuffs. *Drying Technology*, 33(9) :1076–1085.

Lanoisellé, J.-L., Vorobyov, E. I., Bouvier, J.-M., and Pair, G. (1996). Modeling of solid/liquid expression for cellular materials. *AIChE journal*, 42(7) :2057–2068.

Leclerc, D. (1997). Filtration sur support aspects théoriques. *Techniques de l'ingénieur Opérations unitaires. Génie de la réaction chimique.*, base documentaire : TIP452WEB.(ref. article : j3501).

Leclerc, D. and Rebouillat, S. (1985). Dewatering by compression. In Rushton, A., editor, *Mathematical models and design methods in solid-liquid separation*, pages 356–391. Springer, Dordrecht.

Lee, D. and Hsu, Y. (1995). Measurement of bound water in sludges : a comparative study. *Water Environment Research*, 67(3) :310–317.

Lewicki, P. (1998). A three parameter equation for food moisture sorption isotherms. *Journal of Food Process Engineering*, 21(2) :127–144.

Li, B., Zhang, H., Saranteas, K., and Henson, M. A. (2021). A rigid body dynamics model to predict the combined effects of particle size and shape on pressure filtration. *Separation and Purification Technology*, 278(1) :119462.

Linstrom, P. (2017). NIST chemistry webbook - SRD 69. Technical report, National Institute of Standards and Technology, Washington, D.C.

López-Ortiz, A., Gómez, N., Morales-Celaya, M., and Sandoval Torres, S. (2013). Thickness effect on effetive diffusivity and internal temperature profiles of cassava during drying. In Almeida, G. and Perré, P., editors, *EuroDrying'2013, Paris, 2-4 October : Book of Abstracts*, Paris.

Madoumier, M., Azzaro-Pantel, C., Tanguy, G., and Gésan-Guiziou, G. (2015). Modelling the properties of liquid foods for use of process flowsheeting simulators : Application to milk concentration. *Journal of Food Engineering*, 164 :70–89.

Madoumier, M., Trystram, G., Sébastian, P., and Collignan, A. (2019). Towards a holistic approach for multi-objective optimization of food processes : A critical review. *Trends in Food Science & Technology*, 86 :1–15.

Marousis, S. and Saravacos, G. (1990). Density and porosity in drying starch materials. *Journal of Food Science*, 55(5) :1367–1372.

Mathlouthi, M. (1999). Courbes de sorption de vapeur d'eau des sucres et des poudres alimentaires. In *Lecture presented at Eau, Sucre, Poudre Alimentaires, 7ème Colloque de L'alliance.*, pages 11–22, Paris, France. Centre d'Etudes et de Documentation du sucre.

Maziya-Dixon, B., Adebowale, A., Onabanjo, O., and Dixon, A. (2005). Effect of variety and drying methods on physico-chemical properties of high quality cassava flour from yellow cassava roots. In *African crop science conference proceedings*, volume 7, pages 635–641, Uganda.

Mesias, I. C. P. and Tan, J. D. (2015). Moisture Characteristics of Dried Cassava (Manihot esculenta Crantz) Grates. *Journal of Society & Technology*, 5 :152–161.

Mihoubi, D., Vaxelaire, J., Zagrouba, F., and Bellagi, A. (2003). Mechanical dewatering of suspension. *Desalination*, 158(1-3) :259–265.

Montagnac, J. A., Davis, C. R., and Tanumihardjo, S. A. (2009). Processing Techniques to Reduce Toxicity and Antinutrients of Cassava for Use as a Staple Food. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 8(1) :17–27.

Mouillaud, L. (22 août, 2022). En Ouganda, le manioc redore son image. *Le Monde*.

Moussaïd, M. (2019). *Fouloscopie. Ce que la foule dit de nous.* HumenSciences, France.

Njie, D. N. (1998). Thermal Properties of Cassava, Yam and Plantain. *Journal of Food Engineering*, 37(1) :63–76.

Njie, D. N. and Rumsey, T. R. (1998). Experimental study of cassava sun drying. *Drying Technology*, 16(1-2) :163–180.

Noel, T. R. and Ring, S. G. (1992). A study of the heat capacity of starch/water mixtures. *Carbohydrate Research*, 227 :203–213.

Nwabanne, J. T. (2008). Drying characteristics and engineering properties of fermented ground cassava. *African Journal of Biotechnology.*, 8 :873–876.

Okigbo, B. N. (1980). Food and nutrition policy : Nutritional implications of projects giving high priority to the production of staples of low nutritive quality : The case for cassava (manihot esculenta, crantz) in the humid tropics of west africa. *Food and Nutrition Bulletin*, 2(4) :1–12.

Olivier, J. and Vaxelaire, J. (2004). The Prediction of Filter Belt Press Dewatering Efficiency for Activated Sludge By Experimentation on Filtration Compression Cells. *Environmental Technology*, 25(12) :1423–1430.

Oswin, C. R. (1946). The kinetics of package life. III. The isotherm. *Journal of the Society of Chemical Industry*, 65(12) :419–421.

Padmaja, G. (1995). Cyanide detoxification in cassava for food and feed use. *Critical reviews in food science and nutrition*, 35 :299–339.

Panagiotou, N. M., Krokida, M. K., Maroulis, Z. B., and Saravacos, G. D. (2004). Moisture Diffusivity : Literature Data Compilation for Foodstuffs. *International Journal of Food Properties*, 7(2) :273–299.

Panghal, A., Munezero, C., Sharma, P., and Chhikara, N. (2019). Cassava toxicity, detoxification and its food applications : a review. *Toxin Reviews*, 40(1) :1–16.

Peleg, M. (1993). Assessment of a semi-empirical four parameter general model for sigmoid moisture sorption isotherms. *Journal of Food Process Engineering*, 16(1) :21–37.

Peng, G., Chen, X., Wu, W., and Jiang, X. (2007). Modeling of water sorption isotherm for corn starch. *Journal of Food Engineering*, 80(2) :562–567.

Perdomo, J., Cova, A., Sandoval, A., García, L., Laredo, E., and Müller, A. (2009). Glass transition temperatures and water sorption isotherms of cassava starch. *Carbohydrate Polymers*, 76(2) :305–313.

Perry, R. H. and Green, D. W. (1997). *Perry's chemical engineers' handbook*. Mc Graw-Hills, New York, 7th edition.

Pfost, H., Maurer, S., Chung, D., and Milliken, G. A. (1976). Summarizing and reporting equilibrium moisture data for grains. *Amer. Sot. agric. Engrs, Paper No. 76-3520.*

Precoppe, M., Chapuis, A., Müller, J., and Abass, A. (2017). Tunnel dryer and pneumatic dryer performance evaluation to improve small-scale cassava processing in Tanzania. *Journal of Food Process Engineering*, 40(1) :1–10.

Precoppe, M., Tran, T., Chapuis, A., Müller, J., and Abass, A. (2016). Improved energy performance of small-scale pneumatic dryers used for processing cassava in Africa. *Biosystems Engineering*, 151 :510–519.

Raffray, G. (2014). *Outils d'aide à la décision pour la conception de procédés agroalimentaires au Sud : application au procédé combiné de séchage, cuisson et fumage de produits carnés.* PhD thesis, Institut national d'etudes superieures agronomiques de Montpellier, France.

Riello S.p.A (2001). Forced draught burner handbook. Manufacturer manual.

Ripperger, S., Gösele, W., and Alt, C. (2009). Filtration, 1. Fundamentals. In Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, editor, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, volume 14, pages 677–709. Wiley, Weinheim, Germany.

Rivier, M. (2017). *Analyse et optimisation multicritères d'un procédé de transfert thermique et de séchage pour une application en Afrique de l'Ouest.* PhD thesis, Institut national d'etudes superieures agronomiques de Montpellier, France.

Rivier, M., Sébastian, P., Goli, T., Raffray, G., and Collignan, A. (2015). Heat transfer enhancement of a circular tube heat exchanger fitted with an elliptic shaped turbulator designed in the context of developing countries. *Applied Thermal Engineering*, 81 :92–101.

Roca, E., Guillard, V., Broyart, B., Guilbert, S., and Gontard, N. (2008). Effective moisture diffusivity modelling versus food structure and hygroscopicity. *Food chemistry*, 106(4) :1428–1437.

Roman, A. D., Herman-y-Lara, E., Salgado-Cervantes, M. A., and García-Alvarado, M. A. (2004). Food sorption isotherms prediction using the ross equation. *Drying Technology*, 22(8) :1829–1843.

Romdhana, H., Lambert, C., Goujot, D., and Courtois, F. (2016). Model reduction technique for faster simulation of drying of spherical solid foods. *Journal of Food Engineering*, 170 :125–135.

Ruiz, T., Kaosol, T., and Wisniewski, C. (2010). Dewatering of urban residual sludges : Filterability and hydro-textural characteristics of conditioned sludge. *Separation and Purification Technology*, 72(3) :275–281.

Salgado Cervantes, M., Garcia Alvarado, M., Waliszewski, K., and Kubiak (1994). Modeling of water activity and enthalpy of water sorption in cassava chips. *Drying Technology*, 12(7) :1743–1752.

Salmela, N. (2006). *Washing and dewatering of different starches in pressure filters.* PhD thesis, Lappeenrannan Teknillinen Yliopisto, Finland.

Sanni, L. O., Kolawole, A. G., Akingbala, J. O., and Kuye, A. (1999). Effect of drying methods on moisture sorption isotherms of fufu at three temperatures. *Drying Technology*, 17(1-2) :286–295.

Sanni, L. O., Maziya-Dixon, B., Akanya, J., Okoro, C., Alaya, Y., Egwuonwu, C., Okechukwu, R., Ezedinma, C., Akoroda, M., and Lemchi, J. (2005). *Standards for cassava products and guidelines for export.* International Institute of Tropical Agriculture : Standards Organization of Nigeria, Ibadan.

Sanni, L. O., Oke, O. O., Oladimeji, F. M., and Ogbozomivaze, K. F. (2016). Thermal Properties and Energy Utilization of Cassava Meal in Conductive Rotary Drying. *American Journal of Food Science and Technology*, 4(6) :160–167.

Savouré, T. (2021). *Conception intégrée, multi-échelle et multi-objectif d'une unité mobile de transformation de fruits et légumes.* PhD thesis, Institut national d'etudes superieures agronomiques de Montpellier, France.

Shirato, M., Murase, T., and Atsumi, K. (1980). Simplified computational method for constant pressure expression of filter cakes. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 13(5) :397–401.

Shirato, M., Murase, T., Atsumi, K., Aragaki, T., and Noguchi, T. (1979). Industrial expression equation for semi-solid materials of solid-liquid mixture under constant pressure. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 12(1) :51–55.

Shirato, M., Murase, T., Iritani, E., and Nakatsuka, S. (1986). Analysis of consolidation process in filter cake dewatering by use of difficult-to-filter slurries. *Journal of chemical engineering of Japan*, 19(6) :587–592.

Shirato, M., Murase, T., Negawa, M., and Senda, T. (1970). Fundamental studies of expression under variable pressure. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 3(1) :105–112.

Shirato, M., Murase, T., Tokunaga, A., and Yamada, O. (1974). Calculations of consolidation period in expression operations. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 7(3) :229–231.

Shittu, T. A., Alimi, B. A., Wahab, B., Sanni, L., and Abass, A. B. (2016). Cassava Flour and Starch : Processing Technology and Utilization. In *Tropical Roots and Tubers*, pages 415–450. John Wiley & Sons, Ltd, Chichester, UK.

Singh, N., Singh, J., Kaur, L., Singh Sodhi, N., and Singh Gill, B. (2003). Morphological, thermal and rheological properties of starches from different botanical sources. *Food Chemistry*, 81(2) :219–231.

Sivaram, B. and Swamee, P. (1977). A computational method for consolidation-coefficient. *Soils and Foundations*, 17(2) :48–52.

Smith, S. E. (1947). The sorption of water vapor by high polymers. *Journal of the American Chemical Society*, 69(3) :646–651.

Sriroth, K., Piyachomkwan, K., Wanlapatit, S., and Oates, C. G. (2000). Cassava starch technology : The thai experience. *Starch - Stärke*, 52(12) :439–449.

Sriroth, K., Walapatit, S., Chollakup, R., Chotineeranat, S., Piyachomkwan, K., and Oates, C. G. (1999). An improved dewatering performance in cassava starch process by a pressure filter. *Starch-Stärke*, 51(11-12) :383–388.

Surowiecki, J. (2005). *The Wisdom of Crowds.* Anchor, New York.

Sweat, V. E. (1986). Thermal properties of foods. In Rao, M. and Rizvi, S., editors, *Engineering properties of foods*, pages 99–138. Marcel Dekker, New York.

Taborda, A., Chapuis, A., Lukombo, S., Adegbite, S., Ojide, M., Totin, E., Abass, A., Sartas, M., Schut, M., Becerra López-Lavalle, L. A., et al. (2021). Scaling flash drying of cassava starch and flour at small scale. pht 003. In *Book of Abstracts - The 14th symposium of the International Society of Tropical Root Crops Africa Branch*, page 2, Lasuka, Zambie.

Taiwo, K. A. (2006). Utilization potentials of cassava in nigeria : The domestic and industrial products. *Food Reviews International*, 22(1) :29–42.

Tanaka, F., Tanaka, F., Tanaka, A., and Uchino, T. (2015). Mathematical modelling of thin-layer drying according to particle size distribution in crushed feed rice. *Biosystems Engineering*, 136 :87–91.

Tarleton, S. and Wakeman, R. (2006). *Solid/Liquid Separation : Equipment Selection and Process Design*. Elsevier, Oxford.

Tonukari, N. J. (2004). Cassava and the future of starch. *Electronic journal of biotechnology*, 7(1) :5–8.

Tran, T., Abass, A., Andrade, L. A. T., Chapuis, A., Precoppe, M., Adinsi, L., Bouniol, A., Ojide, M., Adegbite, S. A., Lukombo, S. S., Sartas, M., Teeken, B., Kuate, A. F., Ndjouenkeu, R., Moreno, M., Belalcázar, J., López-Lavalle, L. A. B., and Dufour, D. (2022). Cost-effective cassava processing : Case study of small-scale flash-dryer reengineering. In Thiele, G., Friedmann, M., Campos, H., Polar, V., and Bentley, J. W., editors, *Root, Tuber and Banana Food System Innovations : Value Creation for Inclusive Outcomes*, pages 105–143. Springer International Publishing, Cham.

Trèche, S. (1995). Importance du manioc en alimentation humaine dans differentes regions du monde. In Agbor Egbe, T., A, B., Griffon, D., and Trech, S., editors, *Transformation alimentaire du manioc*, Colloques et séminaires, pages 25–35. ORSTOM editions, Paris.

Truong-Meyer, X.-M. (2009). Modélisation en génie des procédés. *Techniques de l'ingénieur. Opérations unitaires. Génie de la réaction chimique*, base documentaire : TIP452WEB.(ref. article : j1021).

Tunde-Akintunde, T. and Afon, A. (2010). Modeling of hot-air drying of pretreated cassava chips. *CIGR journal*, 12(2) :34–41.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., and Shaeiwitz, J. A. (2008). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education, 3rd edition.

Van den Berg, C. (1981). *Vapour sorption equilibria and other water-starch interactions : a physico-chemical approach*. PhD thesis, Wageningen University, Netherlands.

van der Werf, L., Chapuis, A., and Courtois, F. (2022). A global sorption equation for raw and processed cassava based on a review and compilation of sorption properties. *Drying Technology*, 40(16) :3661––3674.

van der Werf, L., Chiadò Rana, A., Chapuis, A., Delpech, C., Wisniewski, C., and Courtois, F. (2023). Experimental study and modelling of a filtration–consolidation step : Towards the development of a design tool for cassava dewatering. *Journal of Food Engineering*, 342 :1–12.

Venter, M., Schouten, N., Hink, R., Kuipers, N., and de Haan, A. (2007). Expression of cocoa butter from cocoa nibs. *Separation and Purification Technology*, 55(2) :256–264.

Vernat, Y., Nadeau, J.-P., and Sébastian, P. (2010). Formalization and qualification of models adapted to preliminary design. *International Journal on Interactive Design and Manufacturing (IJIDeM)*, 4(1) :11–24.

Vernier, P., N'zué, B., and Zakhia-Rozis, N. (2018). *Le manioc, entre culture alimentaire et filière agro-industrielle*. Éditions Quae, France.

Welsh, Z. G., Simpson, M. J., Khan, M. I. H., and Karim, A. (2021). A multiscale approach to estimate the cellular diffusivity during food drying. *Biosystems Engineering*, 212 :273–289.

Westby, A. (2002). Cassava utilization, storage and small-scale processing. In Hillocks, R. J., Thresh, J. M., and Bellotti, A. C., editors, *Cassava : biology, production and utilization*, pages 281–300. CABI, Wallingford.

Whitaker, S. (1972). Forced convection heat transfer correlations for flow in pipes, past flat plates, single cylinders, single spheres, and for flow in packed beds and tube bundles. *AIChE Journal*, 18(2) :361–371.

Wolf, W., Spiess, W. E. L., and Jung, G. (1985). Standardization of Isotherm Measurements (Cost-Project 90 and 90 BIS). In Simatos, D. and Multon, J. L., editors, *Properties of Water in Foods*, pages 661–679. Springer Netherlands, Dordrecht.

Zakhia, N., Chuzel, G., and Griffon, D. (1996). Gari, a traditional cassava semolina in West Africa : Its Stability and Shelf life and the role of Water. In Dufour, D., O'Brien, G. M., and Best, R., editors, *Cassava flour and starch : progress in research and development*. Centro Internacional de Agricultura Tropical (CIAT), Cali, Colombia.

Zarate Vilet, N., Gué, E., Servent, A., Delalonde, M., and Wisniewski, C. (2020). Filtration-compression step as downstream process for flavonoids extraction from citrus peels : Performances and flavonoids dispersion state in the filtrate. *Food and Bioproducts Processing*, 120 :104–113.

Zogzas, N., Maroulis, Z., and Marinos-Kouris, D. (1996). Moisture diffusivity data compilation in foodstuffs. *Drying technology*, 14(10) :2225–2253.

Annexes

Liste des annexes

A Modèles de sorption et de séchage : données complémentaires **155**
A.1 Paramètres et domaine de validité des modèles d'isotherme de sorption de l'amidon et du manioc - annexe chapitre 2 . . . 155
A.2 Validation du modèle de séchage - annexe chapitre 4 . . . 157

B Modèle de séchoir à claies **158**
B.1 Introduction . . . 160
B.2 Modèle du séchoir . . . 160
B.2.1 Hypothèses . . . 160
B.2.2 Modèle de séchage diffusif-convectif à l'échelle du produit . . . 161
B.2.3 Bilans à l'échelle de l'équipement . . . 162
B.2.4 Rendements globaux . . . 164
B.3 Implémentation . . . 164
B.4 Récapitulatif et enchaînement des équations . . . 165
B.5 Validation . . . 167

C Modèle de générateur d'air chaud **171**
C.1 Introduction . . . 173
C.2 Entrées / Sorties du modèle . . . 173
C.3 Propriétés physiques des fumées . . . 174
C.4 Modèle . . . 175
C.4.1 Structure globale . . . 175
C.4.2 Calcul itératif . . . 176
C.4.3 Chambre de combustion . . . 177
C.4.4 Échangeur de chaleur tubulaire . . . 179

Annexe A

Modèles de sorption et de séchage : données complémentaires

A.1 Paramètres et domaine de validité des modèles d'isotherme de sorption de l'amidon et du manioc - annexe de l'article van der Werf et al. (2022), chapitre 2

TABLE A.1 – Data for sorption isotherm models of starches (NCS = Native Cassava Starch ; NWS = Native Wheat Starch ; ACS = Amorphous Cassava Starch ; HAP = Highly Amylopectin Powder ; CS = Corn Starch).

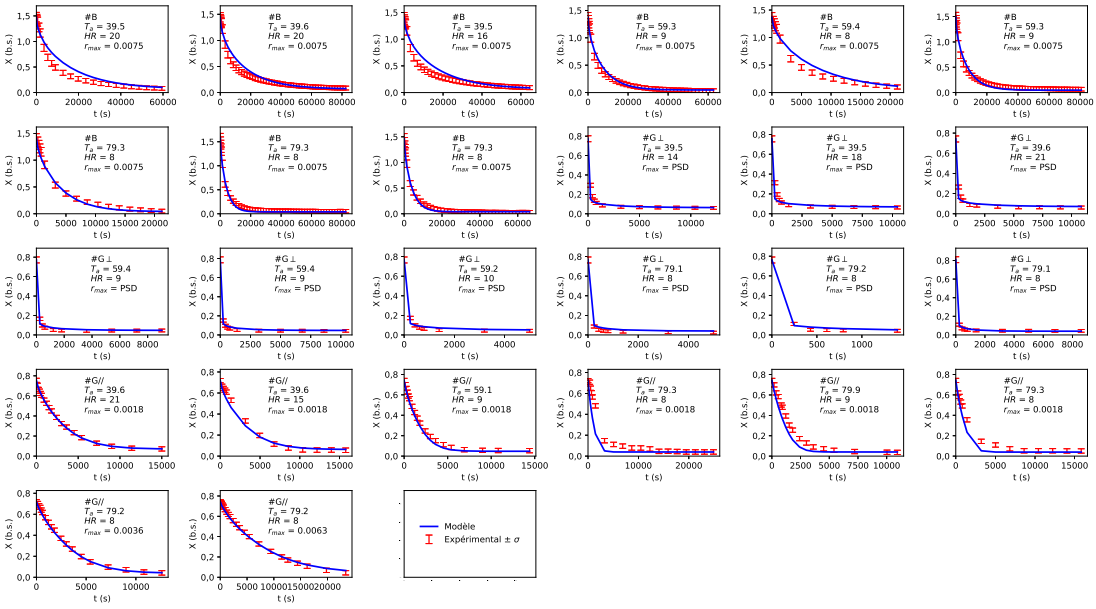
Product	Sorption	T (°C)	Coefficients				a_w range	E (%)	Source
Smith model			A_S	B_S	–	–			
ACS	Ad >	30	*0.34*	*-0.219*	–	–	0.08 – 0.98	4.73	Perdomo et al. (2009)
GAB model			X_m	A_G	B_G	–			
NCS	Ad >	25	*0.068*	*13.07*	*0.81*	–	0.000 – 0.936	5.6	Cova et al. (2010)
NCS	Ad >	25	*0.101*	*23.5*	*0.71*	–	0.08 – 0.93	2.2	Aguerre et al. (1996); Hellman and Melvin (1950)
NWS	< De	25	*0.1288*	*21.1*	*0.584*	–	0.045 – 0.89	–	Van den Berg (1981)
Ferro Fontan model			A_F	B_F	C_F	–			
HAP	< De	30	*0.034*	*1.1*	*1.15*	–	0.0059 – 0.9808	2.88	Al-Muhtaseb et al. (2004)
HAP	< De	45	*0.045*	*1.15*	*1.04*	–	0.0077 – 0.9812	3.41	Al-Muhtaseb et al. (2004)
HAP	< De	60	*0.045*	*1.16*	*0.962*	–	0.0103 – 0.9818	4.53	Al-Muhtaseb et al. (2004)
Peleg model			A_{Pe}	B_{Pe}	C_{Pe}	D_{Pe}			
CS	< De	30	*0.1682*	*0.1563*	*9.7839*	*0.6722*	0.0059 – 0.9808	4.8581	Peng et al. (2007)
CS	< De	45	*0.1697*	*0.1478*	*11.5091*	*0.7333*	0.0077 – 0.9812	5.3209	Peng et al. (2007)
CS	< De	60	*0.1666*	*0.1419*	*11.7917*	*0.7504*	0.0103 – 0.9818	6.6539	Peng et al. (2007)

TABLE A.2 – Data for sorption isotherm models of cassava products. With RD, CD and SN respectively rotary, cabinet and sun dried fermented flour ; * standard error.

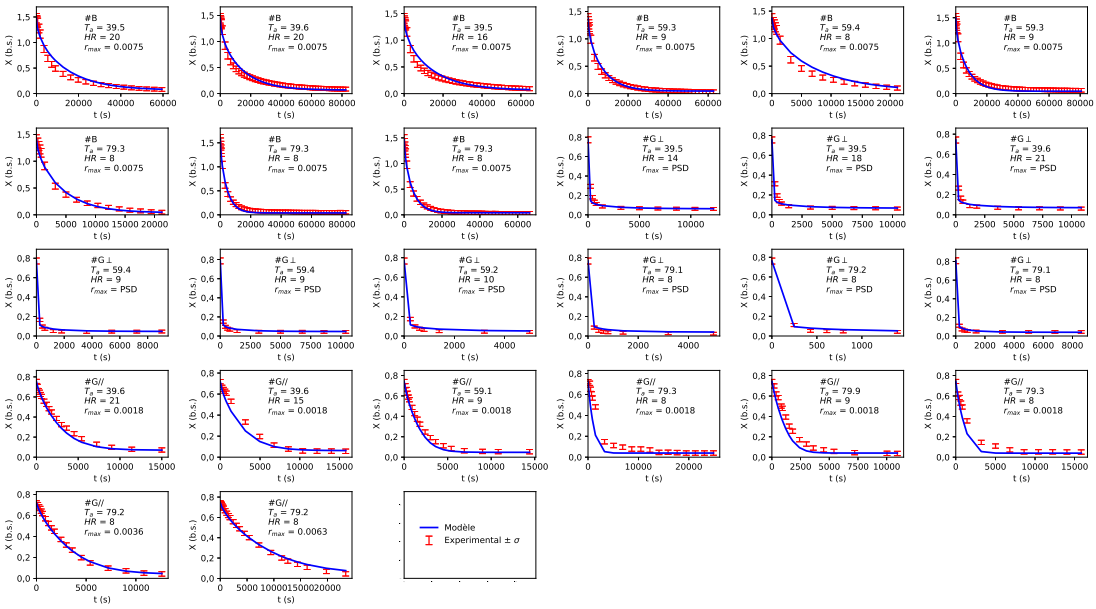
Product	Sorption	T (°C)	Coefficients					a_w range	E (%)	Source
GAB model			X_m	A_G	B_G					
tapioca flour	Ad >	25	*0.0512*	*8.33*	*0.9*	–	–	0.22 – 0.92	1.9	Chisté et al. (2012)
unfermented flour	Ad >	25	*0.09*	*12.86*	*0.79*	–	–	0.07 – 0.93	5.7	Chisté et al. (2015)
fermented flour	Ad >	25	*0.0722*	*44.17*	*0.87*	–	–	0.07 – 0.93	5.1	Chisté et al. (2015)
flour	Ad >	25	*0.0731*	*34.96*	*0.8919*	–	–	0.12 – 0.90	5.1541	Ayala-Aponte (2016)
flour	Ad >	35	*0.0632*	*30.39*	*0.8677*	–	–	0.12 – 0.90	3.1647	Ayala-Aponte (2016)
roots	Ad >	30	*0.0616*	*12.9004*	*0.8939*	–	–	0.1 – 0.9	0.035	Koua et al. (2014)
roots	Ad >	45	*0.0536*	*10.9047*	*0.8731*	–	–	0.1 – 0.9	0.018	Koua et al. (2014)
roots	Ad >	60	*0.0366*	*5.6697*	*0.7498*	–	–	0.1 – 0.9	0.008	Koua et al. (2014)
fermented flour	Ad >	30	*0.0556*	*5.2641*	*0.8835*	–	–	0.1 – 0.9	–	Cahyanti et al. (2018)
fermented flour	Ad >	40	*0.0553*	*4.6685*	*0.9117*	–	–	0.1 – 0.9	–	Cahyanti et al. (2018)
fermented flour	Ad >	40	*0.07352*	*0.601*	*0.070*	–	–	0.05 – 0.84	4.088	Hawa et al. (2020)
fermented flour	Ad >	50	*0.02544*	*0.087*	*0.749*	–	–	0.05 – 0.84	10.510	Hawa et al. (2020)
extruded	Ad >	30	*0.06092*	*21.954*	*0.973*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gibert et al. (2006)
tapioca flour	< De	25	*0.0732*	*2.58*	*0.84*	–	–	0.22 – 0.92	7.1	Chisté et al. (2012)
flour	< De	25	*0.09*	*12.86*	*0.79*	–	–	0.08 – 0.93	6.9	Chisté et al. (2015)
fermented flour	< De	25	*0.0722*	*44.17*	*0.87*	–	–	0.08 – 0.93	6.7	Chisté et al. (2015)
roots	< De	30	*0.0696*	*11.9016*	*0.89*	–	–	0.1 – 0.9	0.034	Koua et al. (2014)
roots	< De	45	*0.0536*	*10.9047*	*0.8731*	–	–	0.1 – 0.9	0.028	Koua et al. (2014)
roots	< De	60	*0.0421*	*4.68*	*0.7379*	–	–	0.1 – 0.9	0.009	Koua et al. (2014)
fermented flour	< De	40	*0.11644*	*0.683*	*0.076*	–	–	0.05 – 0.84	5.085	Hawa et al. (2020)
fermented flour	< De	50	*0.02360*	*0.105*	*0.793*	–	–	0.05 – 0.84	10.593	Hawa et al. (2020)
extruded	< De	30	*0.06410*	*60.882*	*0.974*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gibert et al. (2006)
Oswin model			A_O	B_O						
chips	Ad >	53	*10.1*	*0.131*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	Ad >	60	*9.86*	*1.28*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	Ad >	70	*9.505*	*0.131*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	Ad >	80	*9.143*	*0.135*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	Ad >	86	*8.917*	*0.140*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
fermented flour	Ad >	27	*0.075*	*0.390*	–	–	–	0.05 – 0.84	6.011	Hawa et al. (2020)
grates	< De	30	*0.110676*	*0.41373*	–	–	–	0.05 – 0.80	–	Mesias and Tan (2015)
grates	< De	40	*0.105563*	*0.46305*	–	–	–	0.05 – 0.80	–	Mesias and Tan (2015)
grates	< De	50	*0.0865496*	*0.58102*	–	–	–	0.05 – 0.80	–	Mesias and Tan (2015)
chips	< De	53	*10.61*	*0.130*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	< De	60	*10.27*	*0.129*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	< De	70	*9.846*	*0.121*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	< De	80	*9.562*	*0.122*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
chips	< De	86	*9.236*	*0.127*	–	–	–	0.1 – 0.8	–	Ajala et al. (2020)
fermented flour	< De	27	*0.079*	*0.405*	–	–	–	0.05 – 0.84	10.311	Hawa et al. (2020)
Modified Halsey model			A_{MH}	B_{MH}	C_{MH}					
roots	< De	30 – 60	*18.53*	*0.045*	*2.007*	–	–	0.07 – 0.90	10.8*	Aviara and Ajibola (2002)
gari	< De	40 – 70	*10.07*	*0.01902*	*1.958*	–	–	0.11 – 0.80	–	Fasina et al. (1999)
Simplified GAB model			A_{SG}	B_{SG}	C_{SG}					
mash	< De	40	*-0.105*	*0.119E*	*0.0103*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)
mash	< De	60	*-0.135*	*0.146*	*0.0114*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)
mash	< De	75	*-0.110*	*0.121*	*0.0193*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)
mash	< De	90	*-0.127*	*0.132*	*0.0244*	–	–	0.1 – 0.9	–	Gevaudan (1989); Gevaudan et al. (1989)
Modified Henderson model			A_{MHe}	B_{MHe}	C_{MHe}	D_{MHe}	E_{MHe}			
chips	< De	*60 – 65*	$3.5 \cdot 10^{-20}$	*8.66*	*-6.41*	*0.049*	$-6.7 \cdot 10^{-5}$	–	–	García-Alvarado and Herman-Lara (2004)
Modified Chung-Pfost model			A_C	B_C	C_C					
RD fermented flour	Ad >	25 – 45	*482.15*	*-266.28*	*0.38643*	–	–	0.11 – 0.96	3.3	Sanni et al. (1999)
CD fermented flour	Ad >	25 – 45	*417.37*	*-269.25*	*0.39728*	–	–	0.11 – 0.96	4.487	Sanni et al. (1999)
SD fermented flour	Ad >	25 – 45	*412.50*	*-265.26*	*0.3914*	–	–	0.11 – 0.96	3.905	Sanni et al. (1999)

A.2 Validation du modèle de séchage - annexe chapitre 4

Le modèle de séchage de Lambert et al. (2016) a été validé sur l'ensemble des cinétiques, mesurées dans un large domaine expérimental (chapitre 4). La validation avec la diffusivité effective (D_{eff}) identifiée sur trois cinétiques mesurées sur des cylindres de manioc a été présentée en chapitre 4. Sa validation avec D_{eff} identifiée sur les cinétiques mesurées sur les autres lots est ici présentée.



(a) Avec la diffusivité effective identifiée sur 5 cinétiques de racines râpées pressées désagglomérées séchées en flux léchant (#G//)



(b) Avec la diffusivité effective identifiée sur 3 cinétiques de cylindres bruts (#B) et 5 de racines râpées pressées désagglomérées séchées en flux léchant (#G//)

FIGURE A.1 – Validation du modèle sur l'ensemble des cinétiques de séchage mesurées sur les lots #B, #G⊥, #G//, utilisant les diffusivités effectives identifiées.

Avec T_a la température de l'air (°C), HR son humidité relative (%) et r_{max} la dimension du produit considérée dans le modèle (rayon pour #B, 1/2 épaisseur pour #G//, rayons estimés par granulométrie (PSD) pour #G⊥).

Annexe B

Modèle de séchoir à claies

Cette annexe présente le modèle de séchoir à claies en flux d'air parallèle au produit implémenté dans le simulateur de procédés présenté en chapitre 5. Le séchoir simulé est similaire à ceux utilisés dans des unités de transformation et décrits par Rivier (2017) (figure B.1).

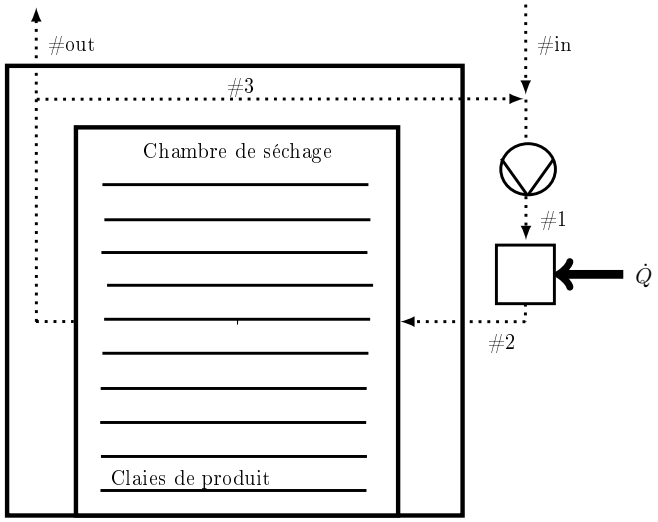


FIGURE B.1 – Schéma du séchoir à claies simulé.

Nomenclature

A_c	aire d'une claie $[m^2]$
a_w	activité de l'eau $[-]$
c_p	capacité calorifique massique $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
D_{eff}	coefficient de diffusion effectif $[m^2 \cdot s^{-1}]$
e	épaisseur $[m]$
h	enthalpie spécifique de l'air $[J \cdot kg^{-1}_{air\ sec}]$; ou du produit $[J \cdot kg^{-1}_{produit\ humide}]$
ΔH_v	chaleur latente de vaporisation de l'eau pure $[J \cdot kg^{-1}]$
h_{glob}	coefficient de convection thermique $[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
k_m	coefficient de convection matière $[m \cdot s^{-1}]$
λ	conductivité thermique $[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$
l_c	largeur d'une claie $[m]$
L_c	longueur d'une claie $[m]$
m	masse $[kg]$
$\dot{m}$	débit massique (en kg d'air sec pour l'air) $[kg \cdot s^{-1}]$
n	facteur de forme $[-]$
N_c	nombre de claies $[-]$
$P_{v_{sat}}$	pression de vapeur saturante de l'eau pure $[Pa]$
ϕ_m	densité de flux massique $[kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}]$
Q_{glob}	énergie consommée pour chauffer l'air $[J]$
$\dot{Q}$	puissance de chauffe $[W]$
r	demi épaisseur du produit $[m]$
R	constante des gaz parfaits $[J \cdot mol^{-1} \cdot kg^{-1}]$
RH	humidité relative de l'air $[-]$
ρ_{MS}	masse de matière sèche par volume total de produit $[kg \cdot m^{-3}]$
t	temps $[s]$
$t0$	temps initial $[s]$
tf	temps final $[s]$
T	température $[°C]$
τ	taux de recyclage $[-]$
v_a	vitesse de l'air au dessus de la claie $[m \cdot s^{-1}]$
X	teneur en eau du produit (b.s.) $[-]$
Y	humidité absolue de l'air (b.s.) $[-]$

Indices

$*$	consigne
1	air avant chauffage
2	air entrant dans la chambre de séchage
3	air recyclé
a	air
in	air entrant dans l'équipement
MS	matière sèche
out	air extrait de l'équipement
p	produit
r	à la distance r du centre du produit
r_{max}	à la surface du produit
t	au temps t
vap	eau évaporée, extraite du produit
w	eau

B.1 Introduction

La figure B.1 présente le fonctionnement du séchoir simulé. Le produit est disposé sur des claies, dans une chambre de séchage. De l'air chaud circule en parallèle des claies, léchant et séchant le produit. Avant d'entrer dans la chambre de séchage, l'air est chauffé. La puissance de chauffe est régulée pour maintenir la température d'air à l'entrée de la chambre de séchage à la température de consigne $T^*_{a,2}$. Une partie de l'air sortant de la chambre de séchage est extrait vers l'extérieur, le reste est recyclé. Le taux de recyclage est fixé. L'air recyclé mélangé à l'air ambiant est à nouveau chauffé et introduit dans la chambre de séchage.

L'objectif principal du modèle est de prédire la teneur en eau du produit séché et le rendement du séchoir, selon les flux entrants (produit, air), la conception du séchoir (nombre et surface de claies, espace entre les claies, ...) et les conditions opératoires (température de consigne $T^*_{a,2}$, durée du séchage, figure B.2). Pour ce faire, il prédit l'évolution la teneur en eau du produit et des caractéristiques de l'air dans différentes zones du séchoir au cours du temps. Les transferts de matière et de chaleur entre l'air et le produit se produisant dans la chambre de séchage sont prédits par un modèle diffusif-convectif à l'échelle d'une couche mince de produit, valide pour différentes géométries et types de produits (Lambert et al. (2016), chapitre 4). L'air étant recyclé, la puissance de chauffe nécessaire à conserver la température de consigne $T^*_{a,2}$ ainsi que l'humidité de l'air entrant dans la chambre de séchage, impactant la cinétique de séchage, évoluent au cours du temps. Le modèle diffusif-convectif à l'échelle du produit est donc inclus dans une boucle calculant à des pas de temps réguliers les caractéristiques de l'air (T_a, Y) dans les différentes zones du séchoir présentées en figure B.1. Ces calculs sont déduits de bilans de matière et d'énergie.

B.2 Modèle du séchoir

B.2.1 Hypothèses

Une couche mince de produit de géométrie idéale est considérée. Les propriétés du produit considérées sont présentées en table B.1. Le produit est considéré comme une plaque infinie ne rétrécissant pas durant le séchage. L'ensemble de la couche de produit est disposé sur une claie grillagée ayant un impact supposé négligeable sur les échanges entre l'air et le produit, i.e. l'air de séchage lèche de la

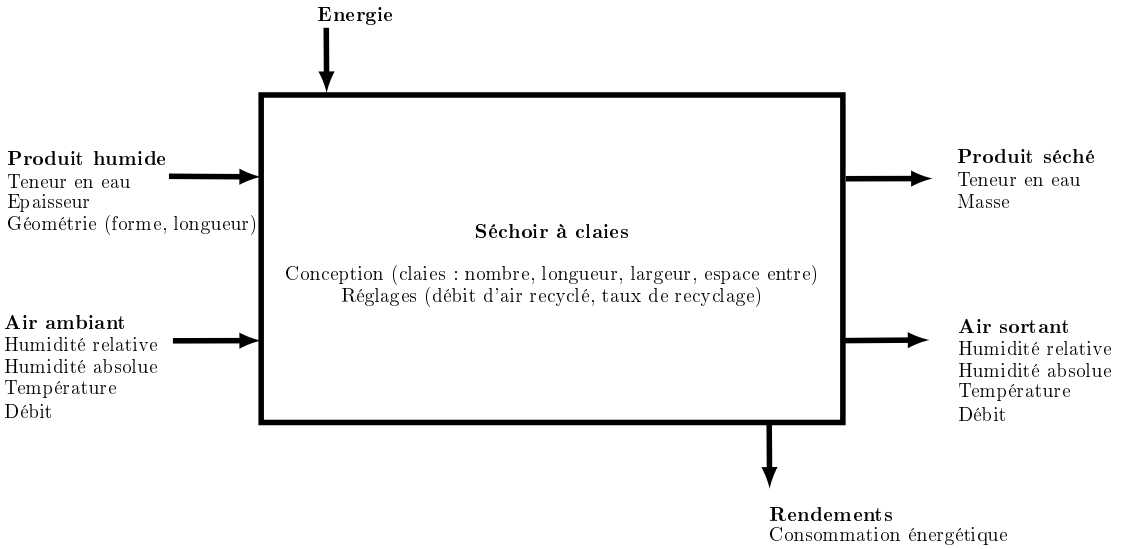


FIGURE B.2 – Schéma bloc du séchoir à claie simulé.

TABLE B.1 – Propriétés physiques du manioc utilisées dans le modèle.

Propriété	Relation ou valeur
Coefficient de diffusion (chapitre 4) $[m^2 \cdot s^{-1}]$	$D_{eff} = 5,2305 \cdot 10^{-6} \cdot exp\left(\frac{-2755,0}{T_p}\right)$
Isotherme de sorption (van der Werf et al. (2022)) $[-]$	$a_w = exp(-exp(-0,0145172 \cdot \frac{T_p+273,16}{X^{1,86838}}))$
Densité de la matière sèche par volume total de produit (chapitre 4) $[kg \cdot m^{-3}]$	$\rho_{MS} = 347$
Capacité calorifique de la matière sèche (Choi and Okos (1986)) $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$	$c_{p,MS} = 1600$
Conductivité thermique (Choi and Okos (1986)) $[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$	$\lambda_p = 0,4$

même manière le haut et le bas de la couche de produit. Par ailleurs, l'air est homogènement réparti sur l'ensemble des claies, toutes recouvertes de la même épaisseur de produit. De plus, la circulation de l'air est considérée comme instantanée, i.e. la durée de recirculation est négligée.

Les pertes de chaleur n'étant pas calculées, une perte de 4% est considérée. Par ailleurs, la composition de l'air est supposée être conservée lors de son chauffage. Ceci correspond à un chauffage indirect ou direct sans combustion. En première approche, cette conservation de composition de l'air est supposée même si un chauffage direct avec combustion est considéré.

Le coefficient de convection a été mesuré en flux d'air léchant à une vitesse d'air constante (chapitre 4). Le coefficient mesuré est 1,8 fois supérieur à celui prédit par les corrélations présentées par Bergman and Incropera (2011) pour une plaque plane en flux parallèle. Afin de pouvoir utiliser le modèle dans un large domaine de conditions d'air, le coefficient de convection est calculé à partir de ces corrélations de Bergman and Incropera (2011) multipliées par 1,8. Le coefficient de convection matière en est déduit selon la corrélation de Lewis (chapitre 4).

B.2.2 Modèle de séchage diffusif-convectif à l'échelle du produit

La diffusion est considérée comme limitante dans le séchage du produit. Un modèle de séchage combinant les phénomènes diffusifs et convectifs, valide sur différentes géométries simples, basé sur les lois de Fick et de Fourier est utilisé (Lambert et al. (2016), équations B.1, B.2). Il a été présenté en chapitre 4.

$$\frac{\partial X_t^r}{\partial t} = \frac{1}{r^n} \cdot \frac{\partial}{\partial r}\left(r^n \cdot D_{eff} \cdot \frac{\partial X_t^r}{\partial r}\right) \tag{B.1}$$

$$\frac{\partial T^r_{p,t}}{\partial t} = \frac{1}{\rho_{MS}} \cdot (c_{p,MS} + X^r_t \cdot c_{p,w}) \cdot r^n \cdot \frac{\partial}{\partial r}\left(r^n \cdot \lambda_p \cdot \frac{\partial T^r_{p,t}}{\partial r}\right) \tag{B.2}$$

Avec X^r_t la teneur en eau du produit à la distance r de son centre et au temps t, r la distance entre le centre et la surface du produit, n le facteur de forme (0 pour une plaque infinie, 1 pour un cylindre, 2 pour une sphère), D_{eff} le coefficient de diffusion effectif de l'eau dans le produit, $T^r_{p,t}$ la température du produit à la distance r de son centre et au temps t, ρ_{MS} la masse volumique de la matière sèche sur le volume total de produit, $c_{p,MS}$ et $c_{p,w}$ respectivement la capacité calorifique de la matière sèche et de l'eau, λ_p la conductivité du produit.

Conditions aux limites : Le produit étant considéré comme symétrique, les transferts diffusifs le sont aussi. Les transferts au centre du produit ($r = 0$) sont donc considérés comme nuls (équation B.3). Les transferts à la surface du produit ($r = r_{max}$) sont principalement convectifs, régis par les coefficients de convection et la différence de potentiel entre le produit et l'air. Le flux de matière dépend de la différence de saturation en eau de l'air et de la surface du produit (équation B.4). Le flux de chaleur dépend de la différence de température entre l'air et le produit, mais aussi de l'énergie nécessaire à vaporiser le flux d'eau extrait du produit (équation B.5).

$$\begin{aligned} \frac{\partial X^0_t}{\partial r} &= 0 \\ \frac{\partial T^0_{p,t}}{\partial t} &= 0 \end{aligned} \tag{B.3}$$

$$\begin{aligned} \phi_m &= -\rho_{MS} \cdot D_{eff} \cdot \frac{\partial X^{r_{max}}_t}{\partial r} \\ \phi_m &= k_m \cdot \frac{M_w}{R} \cdot \left(\frac{a_w \cdot P_{v_{sat}}(T^{r_{max}}_{p,t})}{T^{r_{max}}_{p,t}} - \frac{RH \cdot P_{v_{sat}}(T_{a,t})}{T_{a,t}}\right) \end{aligned} \tag{B.4}$$

$$-\lambda_p \cdot \frac{\partial T^{r_{max}}_{p,t}}{\partial r} = h_{glob} \cdot (T^{r_{max}}_{p,t} - T_{a,t}) + \phi_m \cdot \Delta H_v(T^{r_{max}}_{p,t}) \tag{B.5}$$

Avec k_m le coefficient de convection matière, h_{glob} le coefficient de convection thermique, ϕ_m le flux d'eau évaporé, i.e. transmis du produit à l'air, M_w la masse molaire de l'eau, R la constante des gaz parfaits, a_w l'activité de l'eau, RH l'humidité relative de l'air, ΔH_v la chaleur de vaporisation de l'eau libre.

B.2.3 Bilans à l'échelle de l'équipement

Le séchoir que nous simulons dispose d'un recyclage d'air. L'humidité absolue de l'air (Y) séchant le produit varie donc au cours du séchage. Ces variations impactent le séchage du produit et doivent être prises en compte lors de l'application du modèle diffusif-convectif décrit en section B.2.2. Le modèle diffusif-convectif est donc accompagné d'un calcul des caractéristiques de l'air (T, Y) dans différentes zones du séchoir (figure B.1) par les bilans présentés dans cette section. Ce système est résolu à des pas de temps réguliers, permettant de tenir compte de la variation de l'humidité de l'air dans la résolution du modèle diffusif-convectif. La circulation de l'air est considérée instantanée. De plus, le calcul des caractéristiques de l'air au cours du temps permet de calculer la puissance de chauffe instantanée nécessaire et ainsi les rendements du séchoir.

Bilans de matière

Négligeant les fuites d'air, les débits d'air entrant et sortant du séchoir sont considérés comme égaux. Le débit d'air entrant dans la chambre de séchage ($\dot{m}_{a,2}$) et le taux de recyclage (τ) étant fixés, les débits d'air, exprimés en base sèche, sont connus en tout point du séchoir :

$$\begin{aligned} \dot{m}_{a,in} &= \dot{m}_{a,2} \cdot (1-\tau) \\ \dot{m}_{a,out} &= \dot{m}_{a,in} \\ \dot{m}_{a,1} &= \dot{m}_{a,in} + \dot{m}_{a,3} \\ \dot{m}_{a,2} &= \dot{m}_{a,1} \end{aligned} \tag{B.6}$$

Avec $\dot{m}_a$ le débit massique d'air en base sèche. Les indices indiquent que la grandeur se rapporte à l'air entrant dans l'équipement (in), avant la chauffe (1), entrant dans la chambre de séchage (2), recyclé (3) et extrait de l'équipement (out).

En considérant un séchage de l'air indirect ou sans combustion, l'humidité absolue de l'air avant et après la chauffe sont considérées égales ($Y_2 = Y_1$). En première approche, cette égalité est également considérée pour un chauffage direct avec combustion. Il en est de même entre l'air recyclé et extrait ($Y_3 = Y_{out}$). Par ailleurs, l'air chauffé est un mélange d'air recyclé et d'air ambiant (équation B.7). De plus, l'eau perdue par le produit dans la chambre de séchage, dont le débit est prédit par le modèle diffusif-convectif présenté en section B.2.2, est transféré à l'air (équation B.8).

$$\dot{m}_{a,1} \cdot Y_1 = \dot{m}_{a,in} \cdot Y_{in} + \dot{m}_{a,3} \cdot Y_3 \tag{B.7}$$

$$\dot{m}_{a,2} \cdot (Y_3 - Y_2) = \dot{m}_{vap} = -\frac{d\overline{X_t}}{dt} \cdot m_{p,MS} \tag{B.8}$$

Avec $\overline{X_t}$ la teneur en eau moyenne du produit au temps t et $m_{p,MS} = \rho_{MS} \cdot e_p \cdot A_c \cdot N_c$ la masse de matière sèche de produit dans le séchoir. ρ_{MS} est la masse de matière sèche par volume total de produit, e_p l'épaisseur de produit, A_c l'aire d'une claie et N_c le nombre de claies.

$\frac{d\overline{X_t}}{dt}$ est calculé, à l'instant t, par une intégration dans l'espace des $\frac{dX_t^r}{dt}$ calculés sur chaque sous volume de produit par le modèle de Lambert et al. (2016).

Les humidités absolues de l'air dans toutes les zones du séchoir présentées en figure B.1 sont calculées en résolvant le système d'équations posé dans cette sous section, après avoir résolu les équations du modèle à l'échelle du produit afin de définir $\frac{d\overline{X_t}}{dt}$.

Bilans d'énergie

La température et l'humidité absolue de l'air à l'entrée de la chambre de séchage sont connues. L'enthalpie spécifique $h_{a,2}$ peut ainsi être calculée sans poser de bilan (équation B.9).

$$h_a = \Delta H_v \cdot Y + c_{p,MS} \cdot T_a + c_{p,w} \cdot Y \cdot T_a \tag{B.9}$$

Avec h_a l'enthalpie spécifique de l'air en base sèche.

L'air chauffé étant un mélange d'air recyclé et d'air ambiant, l'égalité de l'équation B.10 peut être posée. De plus, l'énergie perdue par l'air dans la chambre de séchage est intégralement transférée au produit (équation B.11).

$$\dot{m}_{a,1} \cdot h_{a,1} = \dot{m}_{a,in} \cdot h_{a,in} + \dot{m}_{a,3} \cdot h_{a,3} \tag{B.10}$$

$$\dot{m}_{a,2} \cdot (h_{a,3} - h_{a,2}) = -\frac{d\overline{h_{p,t}}}{dt} \cdot m_{p,MS} \cdot (1 + \overline{X_t}) \tag{B.11}$$

Avec $\overline{h_{p,t}}$ l'enthalpie spécifique globale du produit au temps t et $m_{p,MS} \cdot (1 + \overline{X_t})$ la masse de produit humide.

$\frac{d\overline{h_{p,t}}}{dt}$ est calculé à l'instant t par une intégrale dans l'espace des $\frac{dh^r_{p,t}}{dt}$, calculés sur chaque sous volume de produit avec $\frac{dT^r_{p,t}}{dt}$ et $\frac{dX^r_t}{dt}$ prédits par le modèle de Lambert et al. (2016) (équation B.12).

$$\frac{dh^r_{p,t}}{dt} = \frac{d}{dt}\left(c_{p,MS} \cdot T^r_{p,t} + X^r_t \cdot T^r_{p,t} \cdot c_{p,w}\right) = c_{p,MS} \cdot \frac{dT^r_{p,t}}{dt} + c_{p,w} \cdot X^r_t \cdot \frac{dT^r_{p,t}}{dt} + c_{p,w} \cdot \frac{dX^r_t}{dt} \cdot T^r_{p,t} \tag{B.12}$$

Suite à la résolution de ce système d'équations, l'enthalpie spécifique de l'air est connue dans toutes les zones du séchoir définies dans la figure B.1. Les bilans de matière ayant été préalablement résolus, l'humidité absolue de l'air est connue dans toutes ces zones. La température de l'air peut alors être déduite de l'équation B.9. Par ailleurs, la puissance $\dot{Q}$ fournie à l'air pour maintenir la température de consigne est alors calculée (équation B.13).

$$\dot{Q} = (h_{a,2} - h_{a,1}) \cdot \dot{m}_{a,2} \tag{B.13}$$

B.2.4 Rendements globaux

La consommation énergétique massique du séchoir (CEM, équation B.14) ainsi que le rapport de consommation énergétique (RCE, équation B.15) sont déduits de la masse d'eau extraite du produit et de l'énergie consommée. La CEM est l'énergie fournie au séchoir pour évaporer 1 kg d'eau. Le RCE est le rapport entre l'énergie fournie au séchoir et l'énergie minimale, théoriquement nécessaire, pour évaporer la masse d'eau extraite du produit. Les pertes de chaleur de l'air n'étant actuellement pas calculées, une perte d'énergie de 4% a été considérée en première approche pour le calcul des rendements.

$$CEM = \frac{Q_{glob}}{m_{p,MS} \cdot (X_0 - X_f)} \tag{B.14}$$

$$RCE = \frac{CEM}{\Delta H_v(\overline{\overline{T_p}})} \tag{B.15}$$

Avec Q_{glob} l'énergie consommée sur l'ensemble de la durée du séchage pour chauffer l'air, calculée en intégrant les puissances calculées à chaque pas de temps ($Q_{glob} = \int_{t_0}^{t_f} \dot{Q}_t \cdot dt$) et considérant 4% de perte ; et $\overline{\overline{T_p}}$ la température moyenne du produit sur l'ensemble de la durée du séchage.

B.3 Implémentation

Les inputs présentés en figure B.2 sont renseignés par l'utilisateur. La géométrie des claies, la masse initiale de produit et les débits d'air sec sont alors calculés.

Initialisation La température et l'humidité absolue de l'air ambiant sont imposées comme caractéristiques initiales de l'air avant la chauffe (#in, #1, figure B.1). La température de consigne et l'humidité absolue de l'air ambiant sont imposées comme caractéristiques initiales de l'air après la chauffe (#2, #3, #out). Le modèle diffusif-convectif est calculé au temps initial pour initialiser $\frac{dX}{dt}$ (équation B.1).

Simulation Le modèle diffusif-convectif est implémenté et résolu par la méthode des volumes finis. A chaque pas de temps, le modèle diffusif-convectif et les bilans sont résolus afin de définir l'état de l'air au temps suivant $(t + \Delta t)$, et du produit au temps t. Afin de **lisser la simulation**, les caractéristiques de l'air (T_a, Y) prises en compte dans le modèle diffusif-convectif sont une pondération entre les caractéristiques de l'air avant (#2) et après (#3) la chambre de séchage au temps t et au temps $t - \Delta t$ (équations B.16, B.17).

$$T_{a,model} = \frac{1}{2} \cdot \left(T_{a,2,t} + \frac{T_{a,3,t-\Delta t} + T_{a,3,t}}{2} \right) \tag{B.16}$$

$$Y_{model} = \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{Y_{2,t-\Delta t} + Y_{3,t-\Delta t}}{2} + \frac{Y_{2,t} + Y_{3,t}}{2} \right) \tag{B.17}$$

Le **modèle diffusif-convectif** est intégré entre les temps t et $t + \Delta t$ par la fonction *solve_ivp* de la librairie *scipy* de *Python*, utilisant la méthode implicite *Backward Differentiation Formula*, qui gère bien les raideurs numériques. La teneur en eau et la température moyennes du produit au temps $t + \Delta t$ peuvent alors être calculées. Les **bilans de matière** présentés en section B.2.3 sont ensuite résolus : le modèle diffusif-convectif est calculé au temps $t + \Delta t$, le flux d'eau évaporé en est déduit et ainsi Y_2, Y_1 puis Y_3. Les **bilans d'énergie** présentés en section B.2.3 peuvent alors être résolus. Le flux de chaleur transféré au produit est déduit du calcul du modèle diffusif-convectif au temps $t + \Delta t$. Les enthalpies spécifiques de l'air peuvent alors être calculées, puis les températures et la puissance nécessaire au maintien de la température de consigne. Ces caractéristiques de l'air sont utilisées dans le modèle diffusif-convectif au temps suivant. Lorsque le temps final de séchage est atteint, le rendement global du séchoir est calculé.

B.4 Récapitulatif et enchaînement des équations

Géométrie et masse de produit

$A_c = l_c \cdot L_c$
$m_{p,MS} = \rho_{MS} \cdot e_p \cdot A_c \cdot N_c$

Débits d'air sec

$\dot{m}_{a,in} = \dot{m}_{a,2} \cdot (1 - \tau)$
$\dot{m}_{a,out} = \dot{m}_{a,in}$
$\dot{m}_{a,3} = \dot{m}_{a,2} - \dot{m}_{a,in}$

Initialisation

$T_{p,t0} = T_{a,in}$
$T_{a,1,t0} = T_{a,in}$
$T_{a,2,t0} = T_{a,2}*$
$T_{a,3,t0} = T_{a,2,t0}$
$Y_{1,t0} = Y_{in}$
$Y_{2,t0} = Y_{1,t0}$ $Y_{3,t0} = Y_{2,t0}$

$h_{a,1,t0} = 2501000 \cdot Y_{1,t0} + 1012 \cdot T_{a,1,t0} + 2030 \cdot Y_{1,t0} \cdot T_{a,1,t0}$
$h_{a,2,t0} = 2501000 \cdot Y_{2,t0} + 1012 \cdot T_{a,2,t0} + 2030 \cdot Y_{2,t0} \cdot T_{a,2,t0}$
$h_{a,3,t0} = 2501000 \cdot Y_{3,t0} + 1012 \cdot T_{a,3,t0} + 2030 \cdot Y_{3,t0} \cdot T_{a,3,t0}$
$h_{a,in,t0} = 2501000 \cdot Y_{in,t0} + 1012 \cdot T_{a,in,t0} + 2030 \cdot Y_{in,t0} \cdot T_{a,in,t0}$
$\dot{Q}_{t0} = (h_{a,2,t0} - h_{a,1,t0}) \cdot \dot{m}_{a,2}$

Calcule $\frac{dX^r_{t0}}{dt}$ initial sur chaque sous volume de produit (dV_p) en résolvant le système diffusif-convectif (section B.2.2, équations B.1 à B.5) à X_{t0}, $T_{a,2,t0}$, $Y_{2,t0}$, les caractéristiques du produit et de l'air au temps initial.

$\frac{d\overline{X}_{t0}}{dt} = \int_{r_0}^{r_{max}} \frac{dX^r_{t0}}{dt} \cdot dV_p$

Simulation Les calculs suivants sont effectués à chaque pas de temps.

$T_{a,model} = \frac{1}{2} \cdot (T^t_{a,2} + \frac{T^{t-\Delta t}_{a,3} + T^t_{a,3}}{2})$
$Y_{model} = \frac{1}{2} \cdot (\frac{Y_2^{t-\Delta t} + Y_3^{t-\Delta t}}{2} + \frac{Y_2^t + Y_3^t}{2})$

Calcule $X^r_{t+\Delta t}$ et $T^r_{p,t+\Delta t}$ sur chaque sous volume de produit (dV_p) en intégrant le système diffusif-convectif (section B.2.2, équations B.1 à B.5) entre t et $t+\Delta t$, à $T_{a,model}$, Y_{model}. X^r_t et $T^r_{p,t}$ ont été calculés durant l'itération précédente.

$\overline{X}_{t+\Delta t} = \int_{r_0}^{r_{max}} X^r_{t+\Delta t} \cdot dV_p$
$\overline{T}_{p,t+\Delta t} = \int_{r_0}^{r_{max}} \frac{(c_{p,MS} + X^r_{t+\Delta t} \cdot c_{p,w}) \cdot T^r_{p,t+\Delta t})}{c_{p,MS} + \overline{X}_{t+\Delta t} \cdot c_{p,w}} \cdot dV_p$

Bilans sur l'air et le produit :

Calcule $\frac{dX^r_t}{dt}$ et $\frac{dT^r_{p,t}}{dt}$ à $t+\Delta t$ sur chaque sous volume de produit (dV_p) en résolvant le système diffusif-convectif (section B.2.2, équations B.1 à B.5) à $X_{t+\Delta t}$, $T_{p,t+\Delta t}$, $T_{a,2,t0}$, $Y_{2,t0}$.

$\frac{d\overline{X}_t}{dt} = \int_{r_0}^{r_{max}} \frac{dX^r_{t+\Delta t}}{dt} \cdot dV$
$\frac{dh^r_{p,t+\Delta t}}{dt} = c_{p,MS} \cdot \frac{dT^r_{p,t+\Delta t}}{dt} + c_{p,w} \cdot X^r_{t+\Delta t} \cdot \frac{dT^r_{p,t+\Delta t}}{dt} + c_{p,w} \cdot \frac{dX^r_{t+\Delta t}}{dt} \cdot T^r_{p,t+\Delta t}$
$\frac{d\overline{h}_{p,t+\Delta t}}{dt} = \int_{r_0}^{r_{max}} \frac{dh^r_{p,t+\Delta t}}{dt} \cdot dV$
$\frac{dH_{t+\Delta t}}{dt} = \frac{d\overline{h}_{p,t+\Delta t}}{dt} \cdot m_{p,MS} \cdot (1 + \overline{X}_{t+\Delta t})$

Bilan de matière :

$\dot{m}_{vap} = \frac{d\overline{X}_t}{dt} \cdot m_{p,MS}$
$Y_{2,t+\Delta t} = Y_{in} + \frac{\dot{m}_{a,3} \cdot \dot{m}_{vap,t+\Delta t} + 1}{\dot{m}_{a,3} \cdot \dot{m}_{in}}$
$Y_{1,t+\Delta t} = Y_{2,t+\Delta t}$
$Y_{3,t+\Delta t} = \frac{\dot{m}_{vap,t+\Delta t}}{\dot{m}_{a,2}} + Y_{2,t+\Delta t}$

Bilan d'énergie :

$h_{a,2,t+\Delta t} = 2501000 \cdot Y_{2,t+\Delta t} + 1012 \cdot T^*_{a,2} + 2030 \cdot Y_{2,t+\Delta t} \cdot T^*_{a,2}$
$h_{a,3,t+\Delta t} = -\frac{1}{\dot{m}_{a,2}} \cdot \frac{d\overline{H}_{p,t+\Delta t}}{dt} + h_{a,2,t+\Delta t}$
$h_{a,1,t+\Delta t} = \frac{\dot{m}_{in} \cdot h_{a,in} + \dot{m}_{a,3} \cdot h_{a,3,t+\Delta t}}{\dot{m}_{in} + \dot{m}_{a,3}}$
$T_{a,1,t+\Delta t} = \frac{h_{a,1,t+\Delta t} - 2501000 \cdot Y_{1,t+\Delta t}}{1012 + 2030 \cdot Y_{1,t+\Delta t}}$
$T_{a,3,t+\Delta t} = \frac{h_{a,3,t+\Delta t} - 2501000 \cdot Y_{3,t+\Delta t}}{1012 + 2030 \cdot Y_3^{t+\Delta t}}$
$\dot{Q}_{t+\Delta t} = \frac{(h_{a,2,t+\Delta t} - h_{a,1,t+\Delta t}) \cdot \dot{m}_{a,2}}{1 - 0{,}04}$

Rendement énergétique :

$CEM = \frac{\int_{t0}^{tf} \dot{Q}_t \cdot dt}{m_{p,MS} \cdot (\overline{X}_{t0} - \overline{X}_{tf})}$
$RCE = \frac{CEM}{2501000 - 2450 \cdot \int_{t0}^{tf} \overline{T}_{p,t} \cdot dt}$

B.5 Validation

Le simulateur a été testé en différentes conditions. Différentes grandeurs estimées par le modèle ont été tracées en fonction du temps afin d'évaluer la cohérence physique et les limites des calculs (figures B.3, B.4, B.5).

Le modèle semble physiquement cohérent. Ainsi, les figures B.3 et B.4 montrent que, comme attendu, le séchage tend à être isenthalpique, i.e. $h_{a,2} \simeq h_{a,3}$. Les bilans de matière et d'énergie de l'air en différentes zones, posées dans les bilans section B.2.3 sont respectés. Le sens des inégalités entre ces grandeurs et leur tendance est cohérent avec le fonctionnement du séchoir (e.g. $Y_2 < Y_3$ et Y_2 comme Y_3 sont décroissants ; Y_1 augmente lorsque le taux de recyclage augmente entre les figures B.3 et B.4). De plus les bilans bouclent : la puissance extraite du produit est égale à la puissance gagnée par l'air dans la chambre de séchage. De même, le débit d'eau extrait du produit, calculé sur l'air et sur le produit sont égaux. Par ailleurs, la température et la teneur en eau du produit sont dans des ordres de grandeur attendus et présentent les tendances attendues.

Le modèle présente certaines limites, principalement liées au fait que le produit soit considéré comme une couche mince en deux directions, i.e. dans la hauteur de produit et longueur de la claie. Les caractéristiques de l'air (T, Y) sont considérées constantes tout le long de la claie. Or, cette hypothèse n'est plus valable au delà d'une certaine quantité de produit (figure B.5). Des caractéristiques de l'air (T, Y, h) fortement fluctuantes sont alors prédites. Ce problème est surtout rencontré au début du séchage, lorsque le flux évaporatoire est très important, et d'autant plus lorsque le taux de recyclage est élevé. Afin de trouver des résultats physiquement acceptables, le modèle diffusif-convectif prend en compte un air dont les caractéristiques (Y, T) sont lissées entre l'entrée et la sortie de la chambre de séchage et entre les temps t et $t - \Delta t$ (équations B.16, B.17). D'autres méthodes de lissage pourraient être testées afin d'obtenir un modèle numériquement plus robuste et des cinétiques plus lissées. La prise en compte du produit comme une couche épaisse, avec un gradient sur toute la longueur, est une autre possibilité, mais ceci compliquerait fortement les calculs, augmentant les temps de calcul, alors que la méthode de lissage utilisée ici permet une simulation correcte au vu de nos attentes.

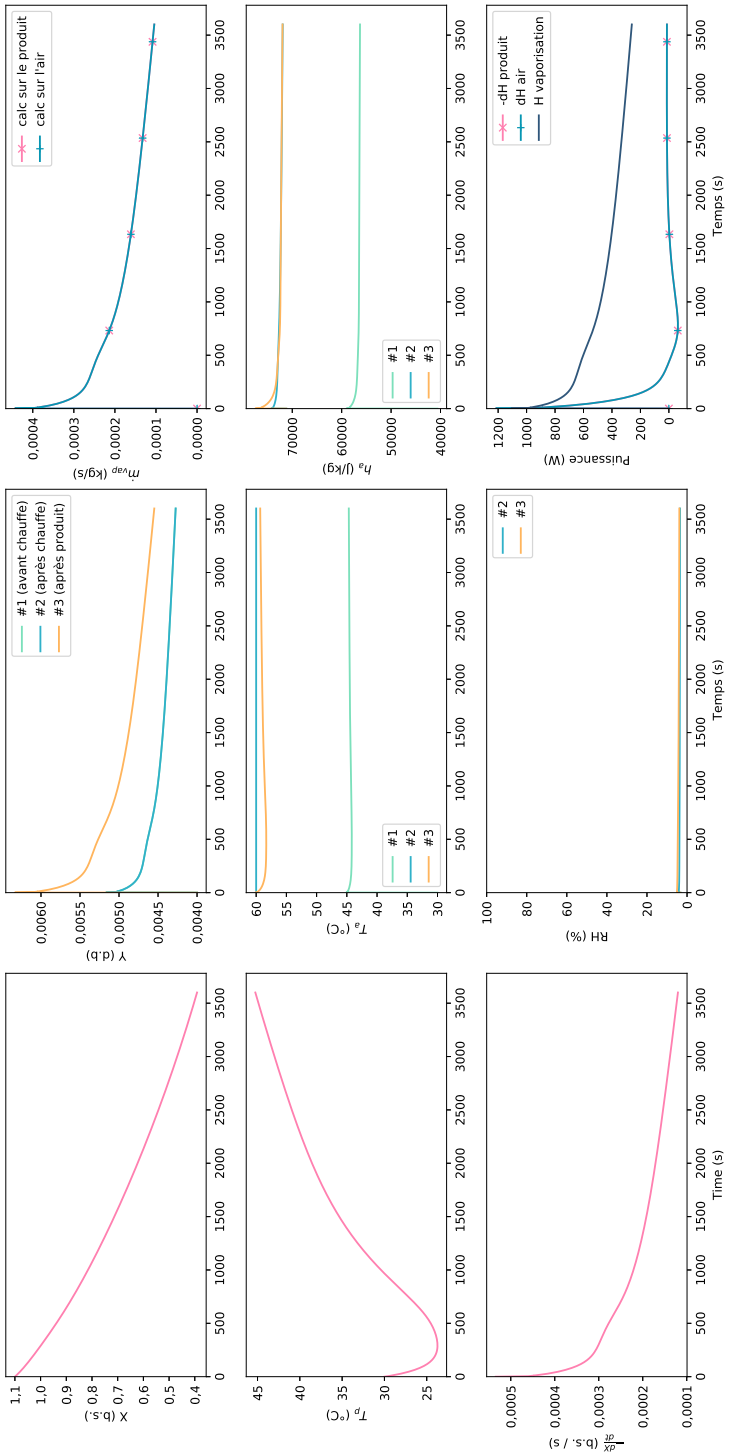


FIGURE B.3 – Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 0,9\ kg; \tau = 50\%; v_a = 1,8\ m/s$.

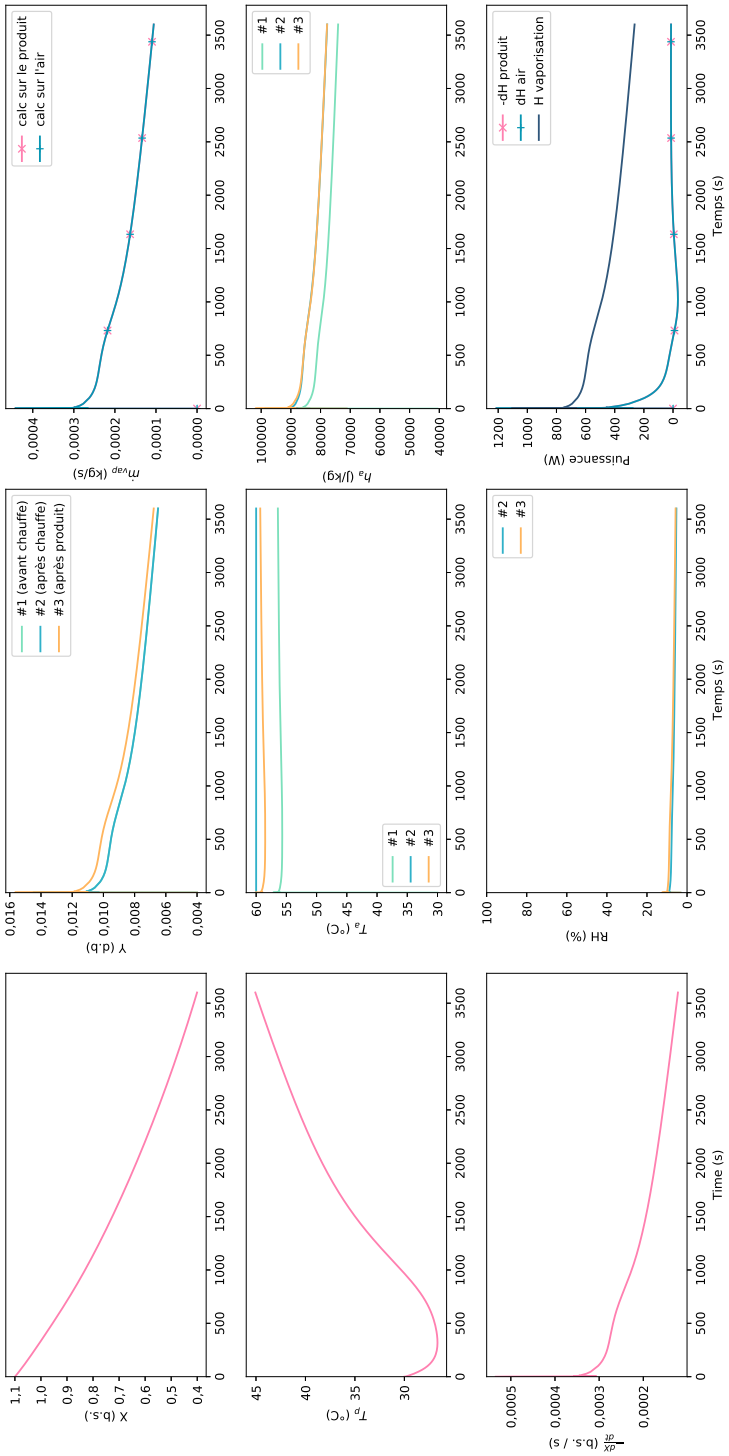


FIGURE B.4 – Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 0,9\ kg; \tau = 90\%; v_a = 1,8\ m/s$.

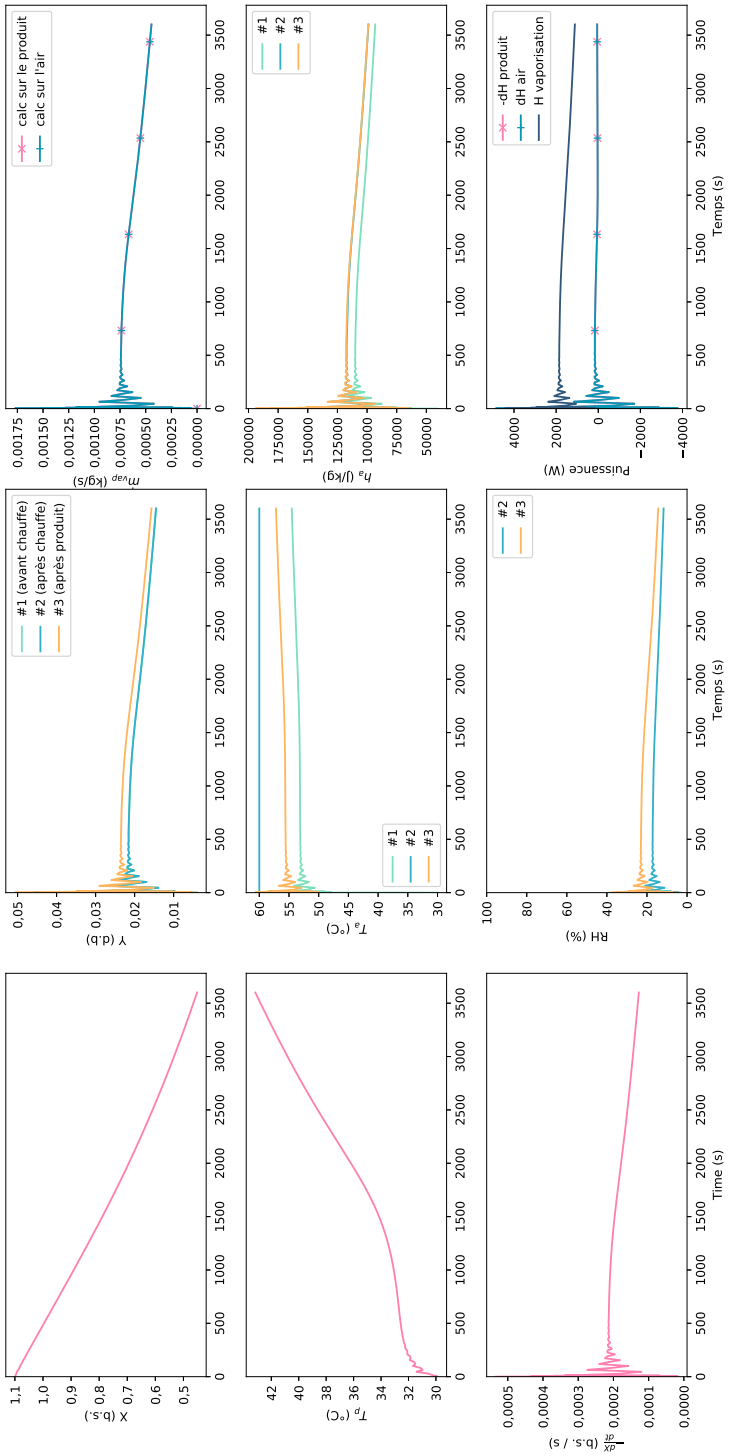


FIGURE B.5 – Simulation de séchage : $m_{p,MS} = 3,4\ kg; \tau = 90\%; v_a = 1,8\ m/s$.

Annexe C

Modèle de générateur d'air chaud

Cette annexe présente le modèle de générateur d'air chaud implémenté dans le simulateur présenté en chapitre 5. Le générateur est associé à un séchoir dans le simulateur. L'air ambiant, chauffé dans le générateur, est introduit dans le séchoir.

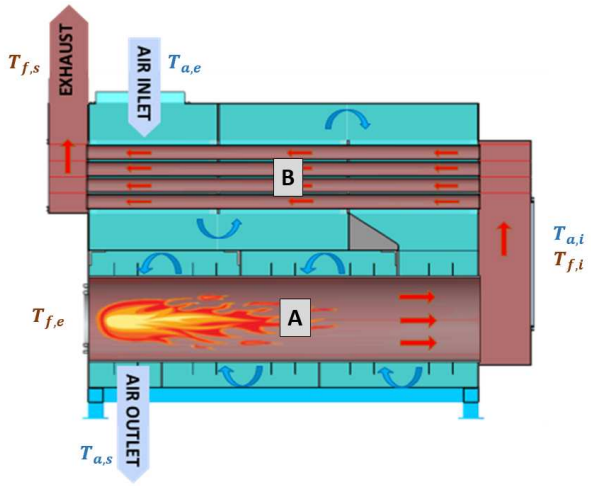


FIGURE C.1 – Schéma du générateur d'air chaud, composé de deux compartiments : (A) la chambre de combustion et (B) l'échangeur tubulaire.
La température des flux est représentée avec T_f la température des fumées, T_a la température de l'air, $T_{flux,e}$ la température du flux à l'entrée du générateur, $T_{flux,s}$ la température du flux à la sortie du générateur et $T_{flux,i}$ la température du flux à l'étage intermédiaire, soit entre l'échangeur tubulaire et la chambre de combustion.

Nomenclature

A	aire $[m^2]$
a_1, a_2, a_3, a_4	aires caractéristiques de l'arrangement des tubes de l'échangeur (figure C.4) $[m^2]$
c_1, c_2, m	coefficients du nombre de Nusselt eq. C.38 $[-]$
c_p	capacité calorifique spécifique $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
C	taux de capacité calorifique $(= \dot{m} \cdot c_p)$ $[J \cdot K^{-1} \cdot s^{-1}]$
C_r	rapport de capacité calorifique $(= \frac{C_{min}}{C_{max}})[-]$
DN	diamètre $[m]$
ΔPf	perte de charge des fumées $[Pa]$
ΔPa	perte de charge de l'air $[Pa]$
ε	émissivité $[-]$
ϵ	efficacité de l'échangeur tubulaire $[-]$
ex_a	excès d'air dans la réaction de combustion $[-]$
f	facteur de friction $[-]$
fa	facteur de friction de Fanning $[-]$
f_c	facteur correctif $[-]$
h	coefficient de convection $[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
L	longueur $[m]$
λ	conductivité $[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$
M	masse molaire $[kg \cdot mol^{-1}]$
$\dot{m}$	débit massique $[kg \cdot s^{-1}]$
μ	viscosité dynamique $[Pa \cdot s]$
N	nombre
Nu	nombre de Nusselt $[-]$
NUT	nombre d'unités de transfert $[-]$
P	puissance $[W]$
Pf	pression des fumées $[Pa]$
Pr	nombre de Prandlt $[-]$
σ	constante de Boltzman $[J \cdot s^{-1} \cdot m^{-2} \cdot K^{-4}]$
R	résistance au transfert thermique $[K \cdot W^{-1}]$
Re	nombre de Reynolds $[-]$
ρ	masse volumique $[kg \cdot m^{-3}]$
S_D	distance diagonale entre les tubes $[m]$
S_T	distance transversale entre les tubes $[m]$
T	température $[K]$
v	vitesse du fluide $[m \cdot s^{-1}]$
x	fraction massique (b.s.) $[-]$
Y	humidité absolue de l'air (b.s.) $[-]$

Indices

a	air destiné au séchage, chauffé dans le générateur
amb	air ambiant
cc	dans la chambre de combustion
$comb$	combustible
e	à l'entrée de l'équipement (entrée de l'échangeur tubulaire pour l'air et entrée de la chambre de combustion pour les fumées)
ext	à l'extérieur des tubes (côté air)
f	fumée
$film$	film
fl	flamme
i	à l'étage intermédiaire (entre l'échangeur tubulaire et la chambre de combustion)
int	à l'intérieur des tubes (côté fumées)
$inlet$	à l'entrée d'une passe de l'échangeur
p	paroi séparant l'air et les fumées dans la chambre de combustion
s	à la sortie de l'équipement (sortie de l'échangeur tubulaire pour les fumées et sortie de la chambre de combustion pour l'air)
$stoech$	réaction en conditions stoechiométriques [−]
th	théorique

C.1 Introduction

Le générateur d'air chaud considéré est composé d'une chambre de combustion et d'un échangeur tubulaire dans lesquels l'air et les fumées circulent à contre courant (figure C.1). L'air et les fumées sont séparés par une paroi. L'air est ainsi chauffé par chauffage indirect. Dans la chambre de combustion, un brûleur utilisant un combustible et l'air ambiant produit une flamme et des fumées chauffant l'air allant au séchoir. Les fumées passent ensuite dans les tubes de l'échangeur tubulaire, pendant que l'air de séchage passe dans l'enveloppe, autours des tubes, en plusieurs passes. Les tubes peuvent être équipés de turbulateurs afin de maximiser l'échange (Rivier et al. (2015); Rivier (2017)).

Le modèle de la chambre de combustion (A) est basé sur le manuel produit par un fabricant de brûleurs : Riello S.p.A (2001). Celui de l'échangeur tubulaire (B) est basé sur les règles de dimensionnement utilisées en ingénieurie décrites par Bergman and Incropera (2011) et sur les travaux de Rivier et al. (2015); Rivier (2017). Associés, ces modèles permettent un dimensionnement préliminaire d'un générateur d'air chaud combinant ces deux compartiments. La table C.1 présente le domaine de validité de ce modèle.

TABLE C.1 – Caractéristiques des flux pour lesquelles le modèle est valide.

	Domaine de validité
Combustible, chambre de combustion (Riello S.p.A (2001))	$0 < P_{comb}(kW) < 1000$
Fumée, échangeur tubulaire sans turbulateur (Bergman and Incropera (2011))	$0,5 < Pr < 200\,;\, 3 \cdot 10^3 < Re < 5 \cdot 10^6$
Fumée, échangeur tubulaire avec turbulateur (Rivier et al. (2015))	$3 \cdot 10^3 < Re < 1,6 \cdot 10^4$
Air, échangeur tubulaire (Bergman and Incropera (2011))	$10 < Re < 2 \cdot 10^6$

C.2 Entrées / Sorties du modèle

Selon la conception du générateur et les flux entrants (les conditions de l'air ambiant, le débit d'air à chauffer pour le séchage, le débit et la nature de combustible), le modèle prédit la température

d'air de séchage ainsi que la température et le débit de fumées (figure C.2).

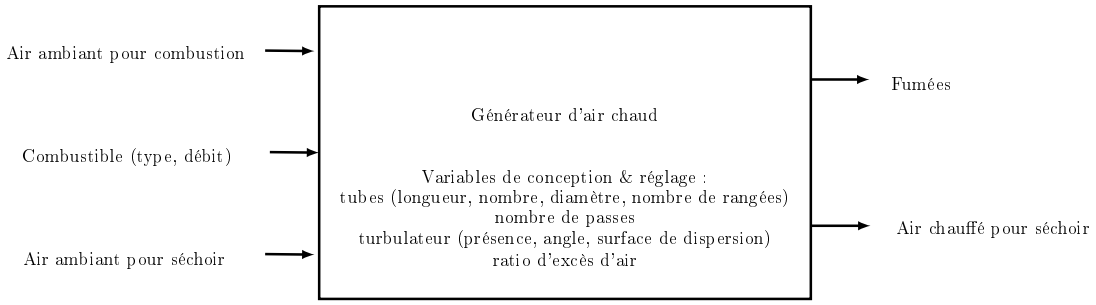


FIGURE C.2 – Schéma du modèle du générateur d'air chaud.

C.3 Propriétés physiques des fumées

Les calculs de transfert sont sensibles aux propriétés physiques des flux. La capacité calorifique (équations C.8 à C.12) et la densité (équation C.7) des fumées sont calculées selon leur composition et leur température. Durant la combustion, une réaction chimique entre de l'air en excès et un combustible produit des fumées. Le taux d'excès d'air est un réglage du brûleur. La combustion est considérée complète. La composition des fumées est ainsi calculée à partir d'un bilan sur cette réaction (équations C.1 à C.6). Ces équations sont valables pour un combustible composé de carbone, hydrogène et azote (e.g. diesel, GPL). Les autres propriétés des fumées, ayant une influence moindre sur les calculs de transfert, sont considérées égales à celles de l'air et généralement dépendantes de la température.

Débit de fumées

$$\frac{\dot{m}_a^{stoech}}{\dot{m}_{comb}} = \frac{1+Y}{x_{O_2,a}} \cdot \left(x_{C,comb} \cdot \frac{2 \cdot M_O}{M_C} + x_{H,comb} \cdot \frac{M_O}{2 \cdot M_H} \right) \tag{C.1}$$

$$\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{comb}} = ex_a \cdot \frac{\dot{m}_a^{stoech}}{\dot{m}_{comb}} \tag{C.2}$$

Avec $\dot{m}$ le débit massique en base sèche, $\dot{m}_a^{stoech}$ le débit d'air pour une réaction de combustion stœchiométrique, $\dot{m}_a$ le débit réel d'air, ex_a l'excès d'air, Y l'humidité absolue de l'air (comburant), $x_{v,w}$ la fraction massique en base sèche du composé v dans le flux w, a l'air (comburant), $comb$ le combustible, f les fumées, M_v la masse molaire du composé v.

Composition

$$x_{CO_2,f} = x_{C,comb} \cdot \frac{\dot{m}_{comb}}{\dot{m}_a} \cdot \frac{M_C + 2 \cdot M_O}{M_C} \tag{C.3}$$

$$x_{H_2O,f} = x_{H,comb} \cdot \frac{\dot{m}_{comb}}{\dot{m}_a} \cdot \frac{2 \cdot M_H + M_O}{2 \cdot M_H} + \frac{Y}{1+Y} \tag{C.4}$$

$$x_{N_2,f} = \frac{x_{N_2,a}}{1+Y} \tag{C.5}$$

$$x_{O_2,f} = \frac{x_{O_2,a}}{1+Y} \cdot \left(1 - \frac{\dot{m}_a^{stoech}}{\dot{m}_a} \right) \tag{C.6}$$

Masse volumique

$$\rho_f = \frac{M_f \cdot Pf}{R_{gp} \cdot T_f} = \frac{P_f}{R_{gp} \cdot T_f} \cdot \left(\frac{x_{CO_2,f}}{M_C + 2 \cdot M_O} + \frac{x_{H_2O,f}}{M_H + 2 \cdot M_O} + \frac{x_{N_2,f}}{2 \cdot M_N} \right)^{-1} \tag{C.7}$$

Avec ρ_f la masse volumique des fumées, M_f leur masse molaire, Pf leur pression et T_f leur température

Capacité calorifique (c_p) Les relations entre la capacité calorifique et la température sont valides dans un domaine de température limité, présenté ci-dessous, avant l'équation à laquelle il se réfère (Linstrom (2017)). Dans ce simulateur, il est supposé qu'elles peuvent être utilisées en dehors de ce domaine.

Valide pour $290 < T < 1200\ K$:

$$c_{p,CO_2} = \frac{24,99735 + 55,18696 \cdot T_f - 33,69137 \cdot T_f^2 + 7,948387 \cdot T_f^3 - 0,136638 \cdot T_f^{-2}}{M_C + 2 \cdot M_O} \tag{C.8}$$

Valide pour $500 < T < 1700\ K$:

$$c_{p,H_2O} = \frac{30,09200 + 6,832514 \cdot T_f + 6,793435 \cdot T_f^2 - 2,534480 \cdot T_f^3 + 0,082139 \cdot T_f^{-2}}{2 \cdot M_H + M_O} \tag{C.9}$$

Valide pour $100 < T < 700\ K$:

$$c_{p,O_2} = \frac{31,32234 - 20,23531 \cdot T_f + 57,86644 \cdot T_f^2 - 36,50624 \cdot T_f^3 - 0,007374 \cdot T_f^{-2}}{2 \cdot M_O} \tag{C.10}$$

Valide pour $500 < T < 2000\ K$:

$$c_{p,N_2} = \frac{19,50583 + 19,88705 \cdot T_f - 8,598535 \cdot T_f^2 + 1,369784 \cdot T_f^3 + 0,527601 \cdot T_f^{-2}}{2 \cdot M_N} \tag{C.11}$$

$$c_{p,f} = x_{CO_2,f} \cdot c_{p,CO_2} + x_{H_2O,f} \cdot c_{p,H_2O} + x_{O_2,f} \cdot c_{p,O_2} + x_{N_2,f} \cdot c_{p,N_2} \tag{C.12}$$

C.4 Modèle

C.4.1 Structure globale

Le modèle prédit les températures de l'air et des fumées en sortie du générateur ($T_{a,s}$, $T_{f,s}$), soit respectivement en sortie de la chambre de combustion et de l'échangeur tubulaire. Les caractéristiques des flux entrants sont connues ($T_{a,e}$, $\dot{m}_a$, $\dot{m}_{comb}$) ou calculées ($T_{f,e}$, $\dot{m}_f$). Pour calculer les transferts dans ces deux compartiments et ainsi les températures des flux sortant, il est nécessaire de connaître, en plus des caractéristiques des flux entrant dans l'équipement, la température de l'air et des fumées entre la chambre de combustion et l'échangeur tubulaire ($T_{a,i}$, $T_{f,i}$) et la température des fumées en sortie du générateur ($T_{f,s}$). Des valeurs hypothétiques de certaines de ces températures ($T_{a,i}$, $T_{f,s}$) doivent donc être initialisées pour calculer les transferts.

La simulation est ainsi effectuée par deux boucles imbriquées dans lesquelles les échanges sont calculés (figure C.3). Les calculs sont expliqués dans les sections suivantes. Une boucle principale itère sur la température de l'air entre l'échangeur tubulaire et la chambre de combustion ($T_{a,i}$). Une seconde boucle, inclue dans la principale, itère sur la température des fumées en sortie de l'échangeur

tubulaire ($T_{f,s}$). Les calculs de transfert dans l'échangeur tubulaire sont effectués dans cette seconde boucle. La température des fumées entre l'échangeur tubulaire et la chambre de combustion ($T_{f,i}$) est déduite des calculs de transfert dans la chambre de combustion, avant les calculs de transfert dans l'échangeur tubulaire.

Les sections suivantes présentent les calculs de transfert dans chaque compartiment.

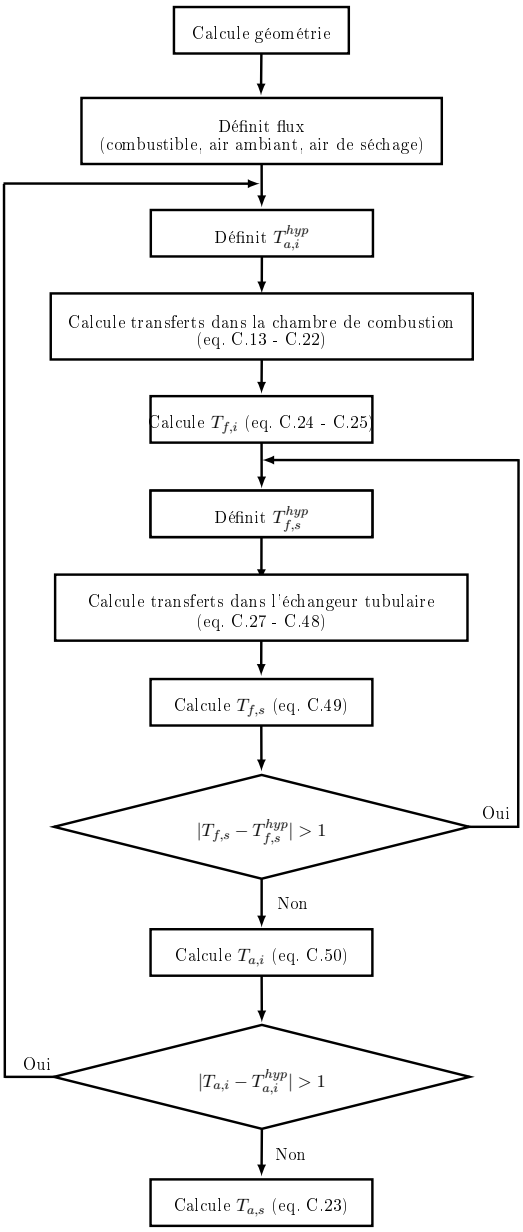


FIGURE C.3 – Schéma de la structure du simulateur du générateur d'air chaud.

C.4.2 Calcul itératif

Deux types d'itérations sont utilisées dans ce simulateur. D'une part, comme expliqué en section C.4.1, certaines températures nécessaires pour calculer les échanges de chaleur sont des sorties du modèle. Les calculs de transfert sont alors effectués dans une boucle itérant sur ces températures (figure C.3). Une température hypothétique est définie. Les calculs de transfert sont effectués avec cette température hypothétique. Si la différence entre la température déduite du calcul des transferts

et la température hypothétique est supérieure à $1°C$, les calculs sont à nouveau effectués avec une nouvelle valeur hypothétique.

D'autre part, la connaissance de la capacité calorifique des fumées est nécessaire pour le calcul de la température de flamme (T_{fl}, équation C.13) et de la température des fumées sortant de la chambre de combustion ($T_{f,s}$, équation C.25). Or, la capacité calorifique des fumées dépend de leur température (section C.3). Ces calculs sont effectués en itérant sur le température calculée, comme expliqué ci-dessus : une température hypothétique est utilisée pour calculer la capacité calorifique des fumées puis leur température. Si la différence entre la température hypothétique et la température calculée est supérieure à $1°C$, une nouvelle température hypothétique est définie. Ce schéma est répété jusqu'à ce que la différence entre les températures soit inférieure à $1°C$.

C.4.3 Chambre de combustion

Explication générale : Les transferts de chaleur dans ce compartiment sont calculés avec la température des fumées au niveau de la flamme ($T_{f,e}$) et la température d'air de séchage à l'entrée de la chambre de combustion ($T_{a,i}$). $T_{f,e}$ est calculée avec les caractéristiques de la combustion. $T_{a,i}$ est définie par une hypothèse puis incrémentée jusqu'à converger vers $T_{a,i}$ calculée avec les transferts. La température des fumées sortant de la chambre de combustion ($T_{f,i}$) et la puissance transférée à l'air dans la chambre de combustion ($P_{a_{cc}}$) sont prédites par le modèle.

Température de flamme

La température de flamme, c'est-à-dire la température des produits de la combustion en considérant une combustion adiabatique, est d'abord calculée (équation C.13). Étant dépendante de la capacité calorifique des fumées, elle même dépendante de la température de flamme, elle est calculée par itération, comme expliqué en section C.4.2.

$$T_{fl} = T_{amb} + \frac{P_{comb}}{\dot{m}_f \cdot c_{p_f}(\frac{T_{fl}+T_{amb}}{2})} \tag{C.13}$$

Avec T_{fl} la température de flamme adiabatique, T_{amb} la température de l'air ambiant, P_{comb} la puissance thermique du combustible, $\dot{m}_f$ le débit massique de fumée, et c_{p_f} leur capacité calorifique spécifique.

La température de paroi (T_p) est déduite par pondération entre la température de l'air en entrée ($T_{a,i}$) et sortie de la chambre de combustion ($T_{a,s}$) et la température de flamme (T_{fl}), équation C.14. Une température de flamme dite réelle (non adiabatique) est déduite par une pondération entre la température de flamme et la température de paroi, équation C.15. Ces pondérations ont été définies afin de simplifier les calculs en conservant une vraisemblance physique. Elles pourraient être affinées.

$$T_p = \frac{1}{3} \cdot T_{fl} + \frac{2}{3} \cdot \frac{T_{a,i} + T_{a,s}}{2} \tag{C.14}$$

$$T_{fl_{reelle}} = \frac{3}{4} \cdot T_{fl} + \frac{1}{4} \cdot T_p \tag{C.15}$$

Transfert de chaleur

Afin de simplifier les calculs en conservant une vraisemblance physique du modèle, il est supposé que le transfert de chaleur de la flamme à l'air destiné au séchoir est (i) majoritairement radiatif dans la zone de la chambre de combustion correspondant à la longueur de la flamme et (ii) majoritairement

convectif au delà de la flamme. La géométrie de la flamme doit donc être estimée pour calculer les transferts de chaleur.

La **géométrie de la flamme** est déduite de la puissance thermique et du débit massique du combustible (Riello S.p.A (2001)). Le manuel de Riello S.p.A (2001) présente des courbes prédisant la longueur de flamme L_{fl} et le diamètre idéal de la chambre de combustion $DN_{th_{cc}}$. Les points de ces courbes ont été extraits et reliés à des modèles empiriques (équations C.16 et C.17). Le diamètre de flamme est ici supposé représenter 75% du diamètre théorique de la chambre de combustion, soit $DN_{fl} = 0,75 \cdot DN_{th_{cc}}$.

$$L_{fl} = 0,8 \cdot 0,2 \cdot \dot{m}_{comb}^{0,5} \tag{C.16}$$

$$DN_{th_{cc}} = 0,12836827 \cdot log(P_{comb} \cdot 10^{-3}) - 0,29402668 \tag{C.17}$$

Les **puissances radiatives** de la flamme (P_{fl}) et de la paroi (P_p) sont calculées en suivant les lois de transfert thermique radiatifs, équations C.18 et C.19.

$$P_{fl} = \sigma \cdot \varepsilon_{fl} \cdot T_{fl_{reelle}}^4 \cdot (\pi \cdot L_{fl} \cdot DN_{fl}) \tag{C.18}$$

$$P_p = \sigma \cdot \varepsilon_p \cdot T_p^4 \cdot (\pi \cdot L_{fl} \cdot DN_{th_{cc}}) \tag{C.19}$$

Avec σ la constante de Boltzman, ε l'émissivité, fl les grandeurs se rapportant à la flamme et p celles se rapportant à la paroi.

La **puissance transférée à l'air de séchage** dans la partie de la chambre de combustion occupée par la flamme correspond à la différence entre la puissance radiative de la flamme et celle de la paroi (équation C.20). La convection est supposée négligeable dans cette zone.

$$P_{a_{radiatif,cc}} = P_{fl} - P_p \tag{C.20}$$

Avec $P_{a_{radiatif,cc}}$ la puissance transmise à l'air par radiation dans la chambre de combustion.

La puissance transférée à l'air au-delà de la flamme est supposée l'être par convection (équation C.21).

$$P_{a_{convectif,cc}} = h \cdot (T_p - T_{a,i}) \cdot \pi \cdot DN_{th_{cc}} \cdot (L_{cc} - L_{fl}) \tag{C.21}$$

Avec $P_{a_{convectif,cc}}$ la puissance transmise à l'air par convection dans la chambre de combustion et L_{cc} la longueur de la chambre de combustion.

Finalement, la puissance transmise à l'air dans la chambre de combustion est une somme de ces puissances radiatives et convectives (équation C.22).

$$P_{a_{cc}} = P_{a,s} - P_{a,i} = P_{a_{radiatif,cc}} + P_{a_{convectif,cc}} \tag{C.22}$$

Avec $P_{a,i}$ et $P_{a,s}$ la puissance de l'air en entrée et en sortie de la chambre de combustion.

Dans les calculs précédents, il est supposé que (i) les fumées sont à la température de flamme réelle sur l'ensemble de la chambre de combustion, (ii) la température de l'air est constante et égale

à sa température en entrée de chambre de combustion, (iii) la résistance thermique de la paroi est négligeable lors du transfert convectif, (iv) la longueur de la chambre de combustion est égale à celle des tubes de l'échangeur tubulaire.

La température de l'air sortant de la chambre de combustion ne peut être calculée qu'en connaissant sa température en entrée de chambre de combustion (équation C.23)). Cette dernière est estimée suite au calcul des transferts décrits dans la section suivante. En équation C.23, la capacité calorifique de l'air est supposée constante et égale à sa capacité calorifique en entrée de chambre de combustion.

$$T_{a,s} = T_{a,i} + \frac{P_{a_{cc}}}{\dot{m}_a \cdot c_{p_a}} \tag{C.23}$$

La puissance des fumées sortant de la chambre de combustion est calculée par un bilan sur les puissances (équation C.24).

$$P_{f,i} = P_{fuel} - P_{a_{cc}} - P_p \tag{C.24}$$

La **température des fumées sortant de la chambre de combustion** ($T_{f,i}$) est calculée par itération, la capacité calorifique étant dépendante de la température. L'itération est faite entre une température incrémentée, initialisée par la température de flamme réelle, et une température de fumée calculée avec $P_{f,i}$ (équation C.25), comme expliqué en section C.4.2.

$$T_{f,i} = T_{amb} + \frac{P_{f,i}}{\dot{m}_f \cdot c_{p_f}(T_{f,i})} \tag{C.25}$$

C.4.4 Échangeur de chaleur tubulaire

Explication générale : Les pertes de charge et coefficients de transfert thermique sont calculés séparément pour les fumées, à l'intérieur des tubes, et pour l'air de séchage, à l'extérieur des tubes. Un coefficient de transfert global en est ensuite déduit. La méthode du nombre d'unités de transfert (NUT) est ensuite appliquée pour déterminer la température des fumées en sortie d'échangeur ($T_{f,s}$) et la température de l'air de séchage entre l'échangeur tubulaire et la chambre de combustion ($T_{a,i}$).

Pertes de charge et coefficient de transfert thermique des fumées

Le coefficient de transfert thermique est calculé avec les invariants de similitude. Les pertes de charges sont calculées avec le facteur de friction de Fanning, également calculé avec les invariants.

Température de calcul des invariants de similitude : Si les tubes sont équipés de turbulateurs, les caractéristiques des fumées utilisées dans ces invariants sont calculées à la température des fumées à l'attaque des tubes ($T_{f,i}$, Rivier et al. (2015)). Si les tubes ne sont pas équipés de turbulateurs, la température de film des fumées est prise en compte (Bergman and Incropera (2011)). Il est supposé que la température de film des fumées ($T_{f,film}$) est une pondération entre la température moyenne des fumées dans l'échangeur tubulaire et la température moyenne de l'air de séchage dans l'échangeur tubulaire (équation C.26). Cette pondération a été définie afin de simplifier les calculs en conservant une vraisemblance physique.

$$T_{f,film} = \frac{2}{3} \cdot \frac{T_{f,i} + T_{f,s}}{2} + \frac{1}{3} \cdot \frac{T_{a,i} + T_{a,e}}{2} \tag{C.26}$$

Le **nombre de Reynolds** est calculé avec le diamètre intérieur des tubes et les propriétés des fumées à leur température de film (équation C.27).

$$Re = \frac{\rho(T) \cdot v \cdot DN_{tube}}{\mu(T)} \tag{C.27}$$

Avec v la vitesse du fluide, μ sa viscosité dynamique et T la température du fluide.

Si les tubes sont équipés de turbulateurs, **le nombre de Nusselt et le facteur de friction de Fanning** sont calculés selon les corrélations développées par Rivier et al. (2015).

Si les tubes ne sont pas équipés de turbulateurs, le nombre de Nusselt est calculé selon la corrélation C.28 (Bergman and Incropera (2011)), valide pour des tubes doux, $0,5 < Pr < 200$ et $3000 < Re < 5 \cdot 10^6$.

$$Nu = \frac{\frac{f}{2} \cdot (Re - 1000) \cdot Pr \cdot \left(1 + \frac{DN_{tube_{int}}}{L_{tube}}\right)^{\frac{2}{3}}}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{f}{2}\right)^{0,5} \cdot (Pr^{\frac{2}{3}} - 1)} \tag{C.28}$$

Avec $f = (1,58 \cdot log(Re) - 3,28)^2$ un facteur de friction, Pr le nombre de Prandlt des fumées et L_{tube} la longueur des tubes.

Si $Re < 4000$, le facteur de frition de Fanning est défini par l'équation C.29, sinon, par l'équation C.30 (Bergman and Incropera (2011)).

$$fa_{Re<4000} = \frac{16}{Re} \tag{C.29}$$

$$fa_{Re>4000} = 0,25 \cdot f \tag{C.30}$$

Avec fa le facteur de friction de Fanning.

Le **coefficient de convection** (h) est déduit du nombre de Nusselt et de la conductivité thermique (λ) des fumées à la température de calcul des nombres adimensionnels définie en début de section (équation C.31). Le diamètre de tube considéré ici est le diamètre intérieur réel multiplié par un facteur de sécurité de 0,5.

$$h = \frac{Nu \cdot \lambda(T)}{DN_{tube}} \tag{C.31}$$

Les **pertes de charge** des fumées dans la chambre de combustion sont considérées comme négligeables face aux pertes de charge dans l'échangeur tubulaire. Les pertes de charge des fumées dans l'ensemble du générateur sont définies en équation C.32 en considérant la même température des fumées que pour le calcul des nombres adimensionnels (Bergman and Incropera (2011)).

$$\Delta Pf = 4 \cdot fa \cdot \frac{L_{tube}}{DN_{tube_{int}}} \cdot \rho_f(T_f) \cdot \frac{v_f^2}{2} \tag{C.32}$$

Avec ΔPf la perte de charge des fumées, v_f la vitesse des fumées dans les tubes, ρ_f leur masse volumique et T_f leur température.

Pertes de charge de l'air de séchage

Géométrie : L'air de séchage passe dans la coque de l'échangeur tubulaire, à travers plusieurs passes, entre les tubes. Selon l'arrangement du faisceau de tubes, l'échange thermique et les pertes de charge de l'air sont différents. Ici, nous considérons que les tubes sont arrangés en quinconces, leurs centres formant un triangle équilatéral (figure C.4). L'égalité des aires des tubes présentée en

équation C.33 est généralement admise en conception d'échangeurs. Cette égalité permet de définir les distances transversales et latérales entre les tubes (S_T, S_L), grandeurs présentées en figure C.4, par l'équation C.34.

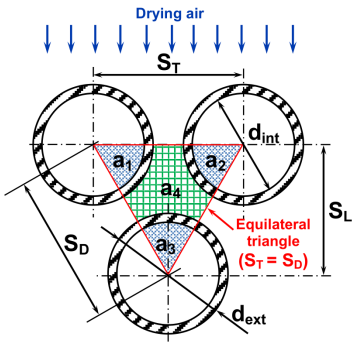


FIGURE C.4 – Schéma de l'arrangement en quinconces du faisceau de tubes (Rivier et al. (2015)).

$$a_4 = a_1 + a_2 + a_3 \tag{C.33}$$

$$S_T = S_L = \sqrt{\frac{\pi \cdot (DN^2_{tube_{ext}} + DN^2_{tube_{int}})}{2 \cdot \sqrt{3}}} \tag{C.34}$$

Température de calcul des invariants de similitude : Comme pour les fumées, le coefficient de convection thermique est calculé avec les invariants de similitude par l'équation C.31, mais à la température moyenne de l'air dans l'échangeur tubulaire (équation C.35), sauf pour le nombre de Prandlt qui est calculé à la température de film. La température de film ($T_{a,film}$) est estimée par une moyenne arithmétique pondérée entre la température moyenne des fumées dans l'échangeur tubulaire et la température moyenne de l'air dans l'échangeur tubulaire (équation C.36).

$$\overline{T_a} = \frac{T_{a,i} + T_{a,e}}{2} \tag{C.35}$$

$$T_{a,film} = \frac{1}{3} \cdot \frac{T_{f,i} + T_{f,s}}{2} + \frac{2}{3} \cdot \frac{T_{a,i} + T_{a,e}}{2} \tag{C.36}$$

L'aéraulique étant hétérogène dans l'échangeur, le **nombre de Reynolds** (équation C.27) varie fortement. Le nombre de Reynolds maximal est considéré pour le calcul du nombre de Nusselt. Il est calculé à la vitesse maximale de l'air dans l'échangeur (équation C.37).

$$v_{a,max} = v_{a,inlet} \cdot \frac{S_T}{S_T - DN_{tube_{ext}}} \tag{C.37}$$

Avec $v_{a,inlet} = \frac{\dot{m}_a}{\rho_a \cdot A_{passe}}$ la vitesse de l'air à l'entrée de la passe d'aire A_{passe}.

Le **nombre de Nusselt** calculé selon l'équation C.38 est valable pour des Reynolds de 10 à 2 000 000 (Bergman and Incropera (2011)).

$$Nu = c_1 \cdot Re^m_{max} \cdot Pr^{0,36} \cdot c_2 \tag{C.38}$$

Avec c_1, c_2, m, des coefficients définis dans Bergman and Incropera (2011) selon le nombre de Reynolds et le nombre de rangées de tubes. c_2 est un coefficient correctif, appliqué lorsque le nombre de rangées de tubes est inférieur à 20.

Les **pertes de charge** de l'air de séchage (ΔPa) sont considérées comme négligeables dans la chambre de combustion et au niveau des chicanes séparants les différentes passes d'air. Dans l'échangeur tubulaire, les pertes de charges sont estimées dans chaque passe avec le facteur de friction de Fanning (fa) (équations C.39, C.40, Bergman and Incropera (2011)).

$$\begin{aligned} log10(fa) = 0,12 \cdot log10(Re_{max})^3 - 2,11 \cdot log10(Re_{max})^2 + 14,39 \cdot log10(Re_{max}) \\ +85,62 \cdot log10(Re_{max})^{-1} - 68,94 \cdot log10(Re_{max})^{-2} + 21,46 \cdot log10(Re_{max})^{-3} - 49,12 \end{aligned} \tag{C.39}$$

$$\Delta Pa = N_{row} \cdot \rho_a \cdot \frac{v_{a,max}^2}{2} \cdot fa \tag{C.40}$$

Avec N_{row} le nombre de rangées de tubes.

Transfert de chaleur global dans l'échangeur tubulaire - méthode NUT

Coefficient de transfert global : Dans l'échangeur tubulaire, l'énergie est transférée des fumées à l'air de séchage au niveau des tubes. La résistance globale à ce transfert combine la résistance interne des fumées R_{int} (convective équation C.41), externe de l'air R_{ext} (convective, équation C.42) et du matériau des tubes R_{tube} (conductive, équation C.43), selon la relation C.44. Ces résistances sont définies avec les coefficients de convection thermique calculés par les invariants de similitude (section précédente) et la conductivité du matériau du tube.

$$R_{int} = \frac{1}{h_f \cdot \pi \cdot DN_{tube_{int}} \cdot L_{tube}} \tag{C.41}$$

$$R_{ext} = \frac{1}{h_a \cdot \pi \cdot DN_{tube_{ext}} \cdot L_{tube}} \tag{C.42}$$

$$R_{tube} = \frac{log(\frac{DN_{tube_{ext}}}{DN_{tube_{int}}})}{2 \cdot \pi \cdot L_{tube} \cdot \lambda_{tube}} \tag{C.43}$$

$$h_{glob} = \frac{1}{(R_{int} + R_{ext} + R_{tube}) \cdot \pi \cdot \overline{DN_{tube}} \cdot L_{tube}} \tag{C.44}$$

Avec λ_{tube} la conductivité thermique du matériau du tube. Ici, celle de l'acier est considérée, $\overline{DN_{tube}} = \frac{DN_{tube_{ext}} + DN_{tube_{int}}}{2}$ le diamètre moyen des tubes.

Méthode NUT : Nous souhaitons prédire les températures des flux sortants d'un échangeur à contre courant de géométrie définie. La méthode du nombre d'unités de transfert (NUT), largement utilisée pour calculer les transferts de chaleur dans les échangeurs lorsque toutes les températures des fluides entrants et sortants ne sont pas connues, est donc appliquée. Cette méthode est basée sur le calcul de l'efficacité de l'échangeur par des corrélations ne faisant pas appel à l'ensemble des températures des fluides.

L'efficacité (ϵ) est ici définie comme le rapport entre la puissance réellement échangée dans l'échangeur (P_{reel}) et la puissance maximale échangeable entre les deux fluides dans un échangeur de longueur infinie (P_{max}) (équation C.45).

$$\epsilon = \frac{P_{reel}}{P_{max}} \tag{C.45}$$

Dans un échangeur de longueur infinie, le fluide ayant le taux de capacité calorifique ($\dot{m} \cdot c_p$) le plus faible sortira de l'échangeur à la température d'entrée du second fluide. P_{max} est ainsi estimé selon la relation C.46. La puissance réelle et ainsi les températures des flux sortants pourront être calculés une fois l'efficacité définie.

$$P_{max} = C_{min} \cdot (T_{f,i} - T_{a,i}) \tag{C.46}$$

Avec $C_{min} = min(\dot{m}_f \cdot c_{p_f}, \dot{m}_a \cdot c_{p_a})$ le taux de capacité calorifique minimum, $T_{flux,i}$ les températures des fluides en entrée de l'échangeur tubulaire.

Pour chaque type d'échangeur, il existe des corrélations robustes entre l'efficacité, le NUT (équation C.47) et le rapport de capacité calorifique ($C_r = \frac{C_{min}}{C_{max}}$).

$$NUT = \frac{h_{glob} \cdot A_{tube}}{C_{min}} \tag{C.47}$$

Avec $A_{tube} = \overline{DN_{tube}} \cdot \pi \cdot L_{tube} \cdot N_{tube}$ la surface de transfert de chaleur, où N_{tube} est le nombre de tube.

L'efficacité globale d'un échangeur à contre courant comme celui étudié ici est estimé avec l'équation C.48 (Bergman and Incropera (2011)).

$$\epsilon = \frac{exp((1 - C_r) \cdot NTU) - 1}{exp((1 - C_r) \cdot NTU) - C_r} \tag{C.48}$$

La puissance réelle échangée entre les fumées et l'air de séchage dans l'échangeur tubulaire peut alors être calculée (équation C.45) et les températures des fumées et de l'air de séchage sortant de l'échangeur tubulaire déduites (équations C.49 et C.50).

$$T_{f,s} = T_{f,i} - (T_{f,i} - T_{a,i}) \cdot \epsilon \tag{C.49}$$

$$T_{a,s} = T_{a,i} + (T_{f,s} - T_{a,i}) \cdot \epsilon \cdot C_r \tag{C.50}$$

L'efficacité, les caractéristiques des flux et pertes de charge dans le générateur ont alors été calculées.