

REPUBLIQUE DU CAMEROUN

UNIVERSITE DE YAOUNDE I

FACULTE DES SCIENCES

CENTRE DE RECHERCHE ET DE
FORMATION DOCTORALE EN
SCIENCES TECHNOLOGIE ET
GEOSCIENCES

UNITE DE RECHERCHE ET DE
FORMATION DOCTORALE EN
PHYSIQUES ET APPLICATIONS

B.P 812 Yaoundé

Email : crfd_stg@uy1.uninet.cm



REPUBLIC OF CAMEROON

THE UNIVERSITY OF YAOUNDE I

FACULTY OF SCIENCES

POST GRADUATE SCHOOL OF
SCIENCES, TECHNOLOGY
GEOSCIENCES

DOCTORAL RESEARCH UNIT AND
TRAINING IN PHYSICS AND
APPLICATIONS

B.P 812 Yaoundé

Email : crfd_stg@uy1.uninet.cm

LABORATOIRE D'ÉNERGIE ET SYSTÈMES ÉLECTRIQUES
ET ÉLECTRONIQUES

**MODÉLISATION ET SIMULATION DE LA COMBUSTION
DU CHARBON VERT DANS UN BRÛLEUR À
LIT FIXE**

Présentée et soutenue en vue de l'obtention du diplôme de Doctorat/PhD en Physique

Option : ÉNERGIE ET ENVIRONNEMENT

Par :

TCHIMOE KEMLE Symphorien

Matricule : 15T2046

Master en Physique



OBOUNOU AKONG Marcel Brice

Maître de Conférence

Université de Yaoundé I

DJUIDJE KENMOE Germaine

Professeur

Université de Yaoundé I



DEPARTEMENT DE PHYSIQUE
DEPARTMENT OF PHYSICS

ATTESTATION DE CORRECTION DE LA THESE DE
DOCTORAT/Ph.D

Nous, Professeur SIMO Elie et Professeur NDJAKA Jean-Marie Bienvenu, respectivement Examineurs et Président du jury de la thèse de Doctorat/Ph.D de Monsieur TCHIMOE KEMLE Symphorien Matricule 15T2046, préparée sous la direction des Professeurs DJUIDJE KENMOE Germaine et OBOUNOU AKONG Marcel Brice, intitulée : « MODÉLISATION ET SIMULATION DE LA COMBUSTION DU CHARBON VERT DANS UN BRÛLEUR À LIT FIXE », soutenue le Vendredi, 28 Mars 2025, en vue de l'obtention du grade de Docteur/Ph.D en Physique. Spécialité Energie, Systèmes Electriques et Electroniques, attestons que toutes les corrections demandées par le Jury de soutenance ont été effectuées.

En foi de quoi, la présente attestation lui est délivrée pour servir et valoir ce que de droit.

Fait à Yaoundé le **03 MAI 2025**

Examineur


Pr. SIMO Elie

Le Président du Jury



Pr. NDJAKA Jean-Marie Bienvenu


Chef de Département de Physique

NDJAKA Jean-Marie Bienvenu
Professeur

THÈSE

MODÉLISATION ET SIMULATION DE LA COMBUSTION DU CHARBON VERT DANS UN BRÛLEUR À LIT FIXE

**LABORATOIRE D'ÉNERGIE ET SYSTÈMES ÉLECTRIQUES
ET ÉLECTRONIQUES**
Option : **ÉNERGIE ET ENVIRONNEMENT**

Mémoire de thèse présenté en vue de l'obtention du diplôme
de Doctorat/PhD en Physique

par :
TCHIMOE KEMLE Symphorien
15T2046
Master en Sciences Physiques

Devant le jury de soutenance constitué ainsi qu'il suit :

Président :	NDJAKA Jean-Marie Bienvenu, Professeur	Université de Yaoundé I ;
Rapporteurs :	DJUIDJE KENMOE Germaine, Professeur	Université de Yaoundé I ;
	OBOUNOU AKONG Marcel B.⁺, Maître de Conférences	Université de Yaoundé I ;
Membres :	NANA ENGO Serge Guy, Professeur	Université de Yaoundé I ;
	SIMO Elie, Professeur	Université de Yaoundé I ;
	DJONDINE Philippe, Maître de Conférences	Université de Bertoua.

Déclaration

Je déclare que cette thèse intitulée «**MODÉLISATION ET SIMULATION DE LA COMBUSTION DU CHARBON VERT DANS UN BRÛLEUR À LIT FIXE**» est mon travail original, toutes les sources que j'ai utilisées ou citées ont été indiquées et reconnues au moyen de références complètes, et que ce document n'a été soumis dans aucun autre établissement scolaire.

TCHIMOE KEMLE Symphorien

Matricule : 15T2046

Signed : TKS

Date : le 28 mars 2025

Dédicaces

Je dédie cette thèse à :

* Mon père **KEMLE André**. Merci papa pour tous les sacrifices consentis afin que je puisse devenir un homme accompli.

* Ma mère Mme **NOUWANG Denise** epse **KEMLE**.

* Mon épouse **TOKWO DECHUENG Vanelle** epse **TCHIMOE** et **mes enfants**.

* Mes sœurs **SEMOE KEMLE Kévine** et **CHEBOU KEMLE Miguèlle**.

* Mes frères **TCHOUANGUEM KEMLE Franck Armel** et **KENMOE KEMLE Joseph Clarence**.

Remerciements

Cette thèse a été effectuée à l'Université de Yaoundé 1 au Département de Physique dans le Laboratoire Énergie et Systèmes Électriques et Électroniques. Elle est le fruit d'un travail apporté de près ou de loin par plusieurs personnes sans lesquelles elle n'aurait pas vu la fin du tunnel.

Qu'il nous soit permis, au terme de cette thèse qui a commencé depuis l'année académique 2018-2019, d'adresser nos sincères remerciements, en général, à tous ceux qui nous ont soutenus durant ce parcours.

Et en particulier

* Au Dieu Tout Puissant, pour tout ce qu'Il a fait pour moi.

Au **Professeur TCHOUANKEU Jean Claude**, Doyen de la Faculté des Sciences, pour son soutien institutionnel tout au long de mes études doctorales. L'environnement académique qu'il a favorisé ont été des éléments déterminants dans l'aboutissement de ma recherche. Je lui adresse toute ma reconnaissance pour ses efforts en faveur de l'excellence académique et pour l'opportunité qui m'a été donnée de mener ce projet de recherche au sein de la faculté.

Au **Professeur Jean-Marie Bienvenu NDJAKA**, je souhaite exprimer ma profonde gratitude, pour son soutien tout au long de mes travaux de recherche. Son accompagnement scientifique et ses conseils avisés ont été d'une grande aide dans le développement de cette thèse. Grâce à son leadership et à la qualité de l'enseignement dispensé au sein du département, j'ai pu bénéficier d'un cadre propice à l'épanouissement de mes recherches. Je lui adresse mes sincères remerciements pour son implication, sa disponibilité et l'impact positif qu'il a eu sur ma carrière académique.

* À mon père scientifique, le feu **Professeur Marcel Brice OBOUNOU AKONG**, paix à son âme, que je remercie à la fois pour n'avoir ménagé aucun effort afin de m'accepter et de m'encadrer au sein de son équipe de recherche depuis 2016, et pour sa rigueur scientifique. Merci Professeur de votre sympathie, de votre bienveillance, de votre disponibilité à encadrer les jeunes. Cela sera à jamais gravé dans mon cœur. Je n'ai rien à vous donner, hélas, même si j'en avais, je ne le pourrais, mais ma prière est celle-ci : que le Dieu tout-puissant vous garde à ses côtés pour l'éternité, qu'il rende à votre épouse et à vos enfants au centuple.

Au **Professeur Germaine DJUIDJE KENMOE**, pour avoir également accepté de codiriger ce travail et de me prodiguer de nombreux conseils forts utiles tout au long des années conduisant aux résultats présents dans cette thèse.

À mon aîné académique, le **Docteur Charles CHELEM MAYIGUE**, pour avoir accepté de poursuivre l'encadrement de cette thèse, pour sa disponibilité constante, ses encouragements et son expertise.

Aux Enseignants du dit département pour les cours et conseils donnés tout au long de mon parcours universitaire. Il faut avouer que c'est ce Département, avec ses Enseignants de qualité, qui m'a

donné le courage d'aller jusqu'au bout de cette thèse.

À l'ensemble des membres du Jury de Pré-Soutenance, d'Audition et de la Soutenance publique pour l'intérêt porté sur ce travail et les améliorations apportées.

À mon directeur, le **Docteur ELE ABIAMA Patrice**, Secrétaire Permanent du **Comité National de Développement des Technologies (CNDT/MINRESI)**, pour son accompagnement inestimable tout au long de ce travail. Merci pour votre expertise, vos précieux conseils et votre soutien constant. Votre encadrement a été essentiel à l'aboutissement de cette thèse.

Au **Docteur TSUANYO David Blaise**, pour ses orientations avisées, son dévouement et ses encouragements, qui ont largement contribué à la qualité de ce travail.

Aux membres du **Groupe Camerounais de Combustion (G.C.C)** pour la collaboration et l'ensemble des échanges réalisés tout au long de cette thèse.

Aux aînés du Laboratoire d'Énergie à l'instar de **Dr DELI Goron, Dr CHUISSEU Léonard, Dr AWAKEM David, Dr Arnaud MPOUNG, Dr TALLA Armel, Dr MAHAMAT Hassan, Dr CHOPKAP NOUME Hermann, Dr Daniel Roméo KAMTA LEGUE, Dr Stephane LONTSI, Dr Jean-Paul GRAM SHOU, GNENTEDDEM Cyrille, BISSAI Junior**, pour la collaboration, les conseils et l'ensemble des échanges réalisés tout au long de cette thèse.

À l'ensemble du personnel du **Comité National de Développement des Technologies (CNDT/MINRESI)**, pour leur soutien technique, leur disponibilité et les échanges enrichissants qui ont accompagné cette recherche.

À ma grand-mère, **maman NOUKIYANG Martine**, pour tout son amour. Merci, grand-mère.

À mes parents, sur qui je peux toujours compter, **papa KEMLE André** et **maman NOUWANG Denise**, pour leur soutien indéfectible tant matériel que spirituel. Je ne vous remercierai jamais assez pour les sacrifices que vous avez faits pour moi, pour l'amour que vous m'avez donné et pour tout ce que vous m'avez transmis.

À mon grand-père parti trop tôt, le **Dr NZALI Jean Pierre**, puisse le Seigneur t'accorder un doux repos éternel. Merci à tous mes frères et sœurs de la famille NZALI, vous m'avez inspiré et toujours encouragé.

À mon parrain, **M. François WAGUE**, merci papa pour tes conseils, ton support matériel et financier. Merci à toute la **famille WAGUE**, que le Seigneur vous bénisse.

À mes seconds parents, **papa MBOUKEM Jacques dit « Mbeuh Tchassem », et maman Odette SIGMO dit « Mefé Dirnegwon »**, pour leur présence, leurs conseils, et toutes les connaissances qu'ils m'ont transmises, merci.

Je tiens à exprimer ma gratitude à mes camarades de promotion et en particulier : EHAWE Ivan. Merci, mes frères, pour votre soutien inconditionnel. En vous, j'ai trouvé une famille et le vivre ensemble s'est installé en nous. Nous avons échangé nos différentes cultures.

À ma merveilleuse épouse, **TOKWO DECHUENG Vanelle**, qu'elle trouve en ces quelques mots ma profonde gratitude et mon admiration pour sa patience et pour tous les sacrifices consentis.

Un merci particulier à mes frères et sœurs : **TCHOUANGUEM KEMLE Franck**, **SEMOE KEMLE Kevine**, **KENMOE KEMLE Joseph**, et **CHOUBOU KEMLE Miguelle**, pour tout leur amour, leurs conseils et leurs soutiens. Je remercie les familles **BIBI** et **ANOU** en particulier pour leurs assistances multiformes.

De manière générale, je tiens à remercier toutes les personnes qui m'ont aidé, accueilli et conseillé durant ces années, oui à toutes ces personnes qui m'ont permis d'avancer dans ma démarche.

Liste des abréviations et sigles

Lettres grecques

- α = Terme générique définissant la fraction de masse d'une espèce (solide ou gaz) ou de la température
- λ = Échelle de longueur qui détermine une profondeur
- ϵ = Porosité [-]
- τ = Tenseur des contraintes visqueuses
- ρ = Masse volumique [kg/m^3]
- μ = Viscosité dynamique du fluide
- $\dot{\omega}$ = Taux de changement de masse volumique [s^{-1}]

Nomenclature

- JL4 = Mécanisme global à quatre étapes de Jones et Lindstedt
- h = Enthalpie des gaz [$\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$]
- h_c = Coefficient d'échange de chaleur [$\text{kW}/\text{m}^2/\text{K}$]
- \bar{u} = Vitesse moyenne des gaz [m/s]
- r = Rayon de la chambre de combustion [m]
- E_a = Énergie d'activation [J/mol]
- V = Volume [m^3]
- C_v = Chaleur spécifique à volume constant [$\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$]
- C_p = Chaleur spécifique à pression constante [$\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$]
- S = Surface instantanée de la chambre de combustion [m^2]
- A = Constante pré-exponentielle du taux de réaction d'Arrhenius [$\text{mol}, \text{cm}^3, \text{s}$]
- c_p = Capacité thermique spécifique à pression constante [$\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$]
- D_k = Coefficient de diffusion de l'espèce k dans le mélange [m^2/s]
- h_k = Enthalpie de l'espèce k [J/kg]
- P_r = Nombre de Prandtl
- R = Constante universelle des gaz parfaits [$\text{J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$]
- Re = Nombre de Reynolds
- Sc = Nombre de Schmidt
- T_a = Température d'activation [K]
- t = Temps [s]

m = Masse [kg]
 M = Masse molaire [kg/mol]
 p = Pression [Pa]
 T = Température [K]
 Q = Quantité de chaleur [J]
 Y_{inj} = Fraction massique de l'espèce inj
0 D = Zéro Dimension
1 D = Une Dimension
2 D = Deux Dimensions
3 D = Trois Dimensions

Abréviations

BDF = Backward Differentiation Formula
LSODE = Livermore Solver for Ordinary Differential Equations
PCI = Pouvoir Calorifique Inférieur [kJ/kg]
PCS = Pouvoir Calorifique Supérieur [kJ/kg]
CFD = Computational Fluid Dynamics
CPU = Central Processing Unit
OpenFOAM = Open Field Operation And Manipulation

Formules chimiques

C = Carbone
H = Hydrogène
H₂ = Dihydrogène
O = Oxygène
O₂ = Dioxygène
N₂ = Diazote
H₂O = Eau
CO₂ = Dioxyde de carbone
NO₂ = Dioxyde d'azote
NO = Monoxyde d'azote
CO = Monoxyde de carbone
NO_x = Oxydes d'azote

Table des matières

Déclaration	i
Dédicaces	ii
Remerciements	iii
Liste des abréviations et sigles	vi
Table des matières	vii
Liste des figures	vii
Liste des tableaux	vii
Résumé	1
Abstract	1
Introduction Générale	3
1 Revue de la littérature	7
Introduction	7
1.1 Le charbon vert	7
1.1.1 Techniques de production du charbon vert	8
1.1.2 Facteurs affectant les propriétés du charbon vert	14
1.1.3 Applications du biocharbon	16
1.2 Les technologies de production du charbon vert	20
1.2.1 Les réacteurs à lit fixe	20
1.2.2 Les réacteurs à lit fluidisé	21
1.2.3 Les réacteurs à lit fluidisé à recirculation	22
1.2.4 Les réacteurs à cône rotatif	23
1.2.5 Les réacteurs de pyrolyse ablative	24
1.2.6 Les réacteurs à vis sans fin	25
1.2.7 Les réacteurs de pyrolyse sous vide	26
1.3 Les techniques et technologies de combustion de la biomasse.	28
1.3.1 Évolution de la conception des foyers	30
1.3.2 Quelques-unes des technologies de foyers améliorées disponibles dans le monde	35

1.4	Modélisation de la combustion de la biomasse solide et modelisation basée sur Open-FOAM	39
1.4.1	Aperçu générale de la modélisation de la combustion de la biomasse solide	40
1.4.2	Pourquoi OpenFOAM? : inventaire des études basées sur OpenFOAM pour la modélisation de la combustion	42
	Conclusion	49
2	Matériels et méthodes	51
	Introduction	51
2.1	Modélisation d'un foyer à lit fixe	52
2.1.1	la porosité	52
2.1.2	Equations de conservation dans la phase homogène (gazeuse)	53
2.1.3	Equations de conservation dans la phase hétérogène (solide)	54
2.1.4	Les approches de modélisation des différentes régions du foyer (zone du lit fixe et zone libre « Freeboard »)	55
2.2	Modélisation du problème numérique de combustion du charbon vert en lit fixe	57
2.2.1	Hypothèses et conditions simplificatrices	57
2.2.2	Mise en équation du problème	58
2.3	Outils de simulations numériques	68
2.3.1	La soubroutine LSODE	68
2.3.2	Les maillages	69
2.3.3	Présentation du Code OpenFOAM	73
2.4	Les configurations de calcul	83
2.4.1	La configuration expérimentale de combustion de D. Shin et S. Choi	83
2.4.2	Modèle de calcul cylindrique en 3D	86
	Conclusion	88
3	Résultats et discussions	90
	Introduction	90
3.1	Résultats de simulation et validation du modèle 1D	90
3.1.1	Conditions initiales et limites	90
3.1.2	Profils de température le long du lit	91
3.1.3	Variation de la hauteur du lit de combustible	91
3.1.4	Variation du taux d'oxygène	92
3.1.5	Fraction massique des espèces et diamètre des particules	93
3.2	Résultats de simulation et validation du modèle 3D	96
3.2.1	Variation des paramètres du système au cours du temps	97
3.2.2	Impact de la porosité initiale du lit sur l'évolution du système	102
3.2.3	Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution du système	102
3.2.4	Impact du model de rayonnement : oxydation en phase gazeuse	110
	Conclusion	115
	Conclusion générale et perspectives	118
	Références bibliographiques	118

Liste des figures

1.1	Diagramme de conversion thermochimique de la biomasse [52].	13
1.2	Démonstration d'une économie circulaire via la production de charbon vert [71]. . .	17
1.3	Réacteur à lit fixe pour la pyrolyse de la biomasse. [102]	21
1.4	Schéma général des réacteurs à lit fluidisé pour la pyrolyse de la biomasse [102] . . .	22
1.5	Schéma d'un pyrolyseur à lit fluidisé recirculant. [102]	23
1.6	Schéma d'un pyrolyseur à reacteurs cône rotatif. [102]	24
1.7	Concept de réacteur de pyrolyse de biomasse ablatif. [102]	25
1.8	Concept de réacteur de pyrolyse à vis sans fin utilisant un caloporteur. [102]	26
1.9	Réacteur de pyrolyse sous vide.	27
1.10	Répartition des personnes dans les pays en développement qui dépendent de la bio- masse comme combustible principal pour la cuisine. [114]	28
1.11	Foyer traditionnel, ouvert trois pierres. [116]	29
1.12	Exemples de foyers améliorés portables de la famille Envirofit avec pour combus- tible : (à gauche) le charbon (à droite) le bois [151]	36
1.13	Exemples de foyers de cuisson améliorés portables Uga à charbon (à gauche) et "ro- cket" (à droite) fabriqués dans une usine en Ouganda [114]	37
1.14	Exemples de foyers de cuisson améliorés portables Centrafricain [114]	38
1.15	Exemples de foyers de cuisson améliorés portables (à gauche) BCSIR 1 et (à droite) BCSIR 2 [154]	38
1.16	Exemple de foyer Patsari [154]	39
1.17	Exemple de foyer Onil [157]	40
1.18	Principaux sous-modèles pour la modélisation de la combustion de la biomasse solide. [166]	41
1.19	Réseau bibliométrique de modélisation de la combustion de la biomasse solide, ana- lyse du couplage bibliographique des auteurs. [166]	42
1.20	Réseaux de citations des articles sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l'aide d'OpenFOAM, citation directe. [166]	43
1.21	Réseaux de citations des articles sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l'aide d'OpenFOAM, couplage bibliographique. [166]	44
1.22	Études sur la combustion de la biomasse solide publiées au fil du temps. [166]	44
1.23	Description des modèles de combustion de la biomasse solide développés à l'aide d'OpenFOAM.	48
2.1	Illustration de l'"approche empirique" [191].	56
2.2	Approches de modélisation CFD : (a) Modèle de zone poreuse, (b) Modèle de lit indépendant couplé à un modèle de franc-bord. [191].	57

2.3	Modélisation des différents processus lors de la combustion du charbon vert.	59
2.4	Algorithme décrivant le schéma eulérien 1D pour la combustion solide	69
2.5	Interface graphique du logiciel de maillage Gmsh.	70
2.6	Un exemple bloc unique avec blockMesh	71
2.7	Séquences de procédure de simulation dans OpenFOAM.	73
2.8	Organigramme "CFD" : pré-traitement, exécution des simulations et post-traitement.	75
2.9	Schéma de la boucle principale du solveur de mousse poreuse <i>GasificationFoam</i> avec l'algorithme PIMPLE. Les nouveaux développements par rapport au solveur <i>reactingFoam</i> sont mises en évidence en caractères gras.	76
2.10	Structure de la bibliothèque <i>porousGasificationMedia</i>	76
2.11	Structure des dictionnaires et des fichiers dans le dossier d'un cas de calcul	77
2.12	Chambre de combustion expérimentale [206].	84
2.13	L'élément unidimensionnel axisymétrique (ligne centrale) du domaine, de la chambre de combustion cylindrique.	84
2.14	L'élément ligne (ligne centrale) unidimensionnel axisymétrique du domaine sur la section rectangulaire axisymétrique.	85
2.15	L'élément ligne unidimensionnel axisymétrique (ligne centrale) du domaine.	86
2.16	a) Modèle de la chambre de combustion [193] b) représentation des différentes zones de combustion.	87
2.17	Maillage du domaine de calcul, 2D-axisymétrique.	87
2.18	profils axiaux de vitesse respectivement à 100s et 4000s	88
3.1	Profils de température : (a) Données expérimental [206] and (b) présent modèle	92
3.2	Variation de la hauteur du lit de combustible	93
3.3	Comparaison de la consommation de O_2 pour le modèle expérimental et le modèle actuel	93
3.4	Fraction de masse des différentes espèces à $x = 22.5\text{ cm}$ de la surface du lit	94
3.5	Diamètre des particules (a) et fraction massique des gaz produits à différentes hauteurs de lit : CH_4 (b), CO_2 (c), H_2O (d), CO (e) and H_2 (f)	95
3.6	Fraction massique des composants solides : (a) évaporation de l'humidité, (b) solide sec et (c) solide humide.	96
3.7	Les profils de (a) température du lit solide et (b) la température des gaz, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	98
3.8	Variation des températures du lit solide (T_s) et des gaz (T) aux hauteurs 16 cm, 15 cm, 14 cm, 13 cm, 12 cm et 11 cm de l'entrée d'air respectivement	98
3.9	Les profils de (a) la porosité du lit solide et (b) de l'amplitude de la vitesse des gaz, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	99
3.10	Les profils de (a) l'humidité au sein du lit solide et (b) de la quantité de biocharbon, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	100
3.11	Les profils du taux (a) de cendre produit et (b) de la vapeur d'eau produit après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	100
3.12	Les profils du taux (a) de dihydrogène et (b) de monoxyde de carbone produit après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	101
3.13	Les profils des quantités (a) de dioxyde de carbone produit et (b) de dioxygène consommé après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.	101

3.14	Évolution de la masse totale du lit de biocharbon pendant la combustion pour les valeurs de porosité 0.3, 0.35 et 0.4.	102
3.15	Impact de la porosité sur l'évolution des paramètres du système : température du lit solide (T_s), des gaz (T), vitesse des gaz ($U_{magnitide}$), l'humidité dans le solide (Y_{hum}), fraction massique de biocharbon ($Y_{biochar}$) et des cendres (Y_{ash}) après 2000s.	103
3.16	Impact de la porosité sur l'évolution des fractions massiques des gaz produit (a) eau, (b) dihydrogene, (c) monoxyde de carbone et (d) dioxyde de carbone après 2000s.	104
3.17	105
3.18	La perte de masse totale pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m/s, 0.2 m/s et 0.3 m/s.	105
3.19	Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrer d'air respectif de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de température(a) du lit fixe (b) des gaz.	105
3.20	Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de l'humidité contenu dans le biochar (b) de vapeur d'eau produite.	106
3.21	Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de biochar (b) de cendre produite.	106
3.22	Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de dioxyde de carbone (b) de monoxyde de carbone produite.	107
3.23	Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de dihydrogène produit(b) de dioxygène consommer.	107
3.24	Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système : (a) température du lit solide (T_s), et (b) des gaz (T) après 2000s.	108
3.25	Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système : (a) vitesse des gaz ($U_{magnitide}$), (b) porosité du lit (PorosityF), (c) fraction massique de biocharbon ($Y_{biochar}$) et (d) des cendres (Y_{ash}) après 2000s.	109
3.26	Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système : (a) fraction massique de l'humidité (Y_{hum}) et (b) de dioxygène consommer (Y_{O_2}) après 2000 s.	109
3.27	Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système : (a) la vapeur d'eau produite (Y_{H_2O}), (b) le dihydrogène produit (Y_{H_2}), (c) le dioxyde de carbone (Y_{CO_2}) et (d) le monoxyde de carbone (Y_{CO}) après 2000 s.	110
3.28	Impact du rayonnement sur l'évolution de (a) la température du lit solide (b) la température en phase gazeuse.	111
3.29	Comparaison de la température du lit à différentes profondeurs pour divers modèles de rayonnement	111
3.30	Comparaison de la température des gaz à différentes profondeurs pour divers modèles de rayonnement	112
3.31	Profils de température du lit pour les modèles Sans Rayonnement, P_1 et MeanTemp à a) 100 s, b) 1500 s, c) 1700 s et d) 2200 s, illustrant l'allumage, la propagation du premier front de combustion et le début de la propagation du second front de combustion.	112

3.32 Impact du rayonnement sur l'évolution de (a) la hauteur et la vitesse du front de combustion (b) la perte de masse solide (ML), le taux de perte de masse (MLR) et le taux de conversion (%) au cours du temps.	113
3.33 Impact du rayonnement sur l'évolution de (a)la fraction massique des gaz et (b)la fraction massique des solides.	114
3.34 Impact du rayonnement sur la température maximale du lit solide.	115

Liste des tableaux

1.1	Liste des principales caractérisations chimiques du biocharbon.	17
1.2	Comparaison des conditions de fonctionnement typiques et des propriétés des produits de divers procédés de production de biocharbon.	18
1.3	Classification des modèles de combustion de la biomasse [166].	42
1.4	Articles les plus cités sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l'aide d'OpenFOAM. [166].	45
2.1	Constantes cinétiques utilisées dans ce modèle pour le charbon vert [195]	62
2.2	Les modèles de transfert de masse [196, 197]	63
2.3	Les modèles de transfert par convection [196, 197]	66
2.4	Les analyses proximale et élémentaire ainsi que le pouvoir calorifique du combustible testé	85
3.1	Valeurs des paramètres utilisés dans ce modèle.	90
3.2	Propriétés physiques du milieu poreux et valeurs initiales utilisées dans la simulation.	97
3.3	Les conditions initiales et limites.	97

Résumé

L'objectif principal de cette thèse est de développer un outil numérique de simulation de la combustion du charbon vert issu de déchets ménagers et agricoles, afin de réduire la pression environnementale et les émissions de gaz à effet de serre associées aux combustibles traditionnels. Ce combustible, alternative prometteuse pour les ménages ruraux, est au centre de cette étude. Le travail comprend une modélisation 1D à deux phases (solide-gaz) de la combustion dans un foyer à paroi réfractaire, utilisant une cinétique globale, des bilans de masse et d'énergie, avec la méthode BDF pour la discrétisation spatiale et le solveur LSODE pour les termes temporels. Ce modèle prédit la température, la production de gaz et l'évolution de la masse solide, prenant en compte toutes les étapes de la combustion. Il montre une bonne concordance avec les données expérimentales, notamment l'effet des réfractaires sur la température et le refroidissement final du foyer. Toutefois, ses limites ont conduit au développement d'un modèle 3D intégrant une porosité variable du lit et un mécanisme de combustion gazeuse à deux équations. Une analyse paramétrique a révélé que des porosités plus faibles et des vitesses d'air modérées (0,3 m/s) optimisent la combustion, tandis que des vitesses élevées (0,4 m/s) l'éteignent. L'introduction d'un modèle de combustion laminaire a permis d'atteindre des températures plus élevées. L'étude de la radiation via les modèles P1 et MeanTemp a révélé des écarts importants dans les profils thermiques et la libération d'énergie. Le modèle P1 a amélioré l'efficacité énergétique de 7,63%, soulignant l'importance du choix du modèle radiatif pour optimiser la combustion du biochar en lit fixe.

Mots clés : Simulation, Charbon vert, OpenFoam, Lit fixe, Combustion multiphasique, Foyer amélioré, Modélisation CFD.

Abstract

The main objective of this thesis is to develop a computational tool for simulating the combustion of green charcoal derived from household and agricultural waste, aiming to reduce environmental pressure and greenhouse gas emissions associated with traditional fuels. This biofuel, a promising alternative for rural households, is the focus of the study. The work began with a 1D two-phase (solid-gas) model of combustion in a refractory-walled stove, using global reaction kinetics, mass and energy balances, BDF spatial discretization, and LSODE for time integration. The model predicts temperature, gas production, and solid mass evolution over time, accounting for all solid combustion stages and showing good agreement with experiments, particularly regarding refractory-induced temperature rise and post-combustion cooling. Due to limitations of the 1D model—especially in geometry handling—a 3D model was developed, incorporating variable bed porosity and a two-equation gas-phase combustion mechanism. Parametric studies showed that lower porosity and moderate air inlet velocities (0.3 m/s) improve efficiency, while high velocities (0.4 m/s) extinguish the flame front. A laminar combustion model was then introduced, enhancing temperature predictions. Radiative heat transfer was assessed using the P1 and MeanTemp models, revealing major differences in temperature profiles and energy release. The P1 model increased energy release by 7.63%, demonstrating the critical role of radiation modeling in optimizing fixed-bed biochar combustion systems.

Keywords : Simulation, Green charcoal, OpenFOAM, Fixed bed, Multiphase combustion, Improved cookstove, CFD modeling.

Introduction Générale

Introduction Générale

Contexte et intérêt de l'étude.

La combustion est encore aujourd'hui l'un des principaux moyens de production d'énergie, que ce soit pour les transports aériens, spatiaux, routiers ou pour la production d'électricité. Par ailleurs, l'accès des populations rurales à l'énergie est limité dans les pays d'Afrique en général et au Cameroun en particulier [1]. En effet, l'énergie produite est essentiellement d'origine hydroélectrique. Cette énergie électrique n'est pas acheminée dans les zones rurales faute de moyens financiers pour acheter et entretenir les lignes et les poteaux électriques. Les populations rurales utilisent en général le bois ou le charbon de bois pour répondre à leurs besoins énergétiques. La combustion du charbon de bois présente cependant des désagréments, notamment au niveau de la production des polluants et de l'efficacité énergétique à travers l'utilisation des foyers non améliorés. Ainsi apparaît l'intérêt majeur d'utiliser le charbon vert comme combustible, car il est durable, facile à produire de manière artisanale et locale, il coûte moins cher que le charbon de bois classique, il est non polluant car n'émet pas de fumées noires toxiques pour la santé, il a un pouvoir énergétique important. Le charbon vert va probablement représenter le combustible du futur massivement utilisé par nos populations villageoises et urbaines de nos pays en voie d'émergence. Dans ce cadre général, les études du secteur de la combustion du charbon vert cherchent à perfectionner les procédés de combustion dans le but d'une part d'optimiser leur consommation en combustible et d'autre part de limiter leur production d'espèces polluantes [2, 3]. Ces objectifs, qui représentent des enjeux majeurs pour l'énergétique, nécessitent des recherches sur les aspects fondamentaux et technologiques. Ces recherches consistent en particulier à étudier les couplages entre les différents phénomènes physiques intervenant dans les foyers de combustion, sachant que la combustion est fortement affectée par le caractère turbulent des écoulements. Cette interaction entre combustion et turbulence est étudiée depuis le début du siècle dernier et donne lieu aujourd'hui à de nombreux sujets de recherche sur les trois aspects suivants : expérimental, théorique et numérique. Depuis quelques décennies, par le développement des modèles numériques de calcul et de la puissance des ordinateurs, les études numériques de la combustion turbulente prennent une place de plus en plus importante [4]. En particulier, de telles études ont conduit la plupart des organismes de recherche à développer des logiciels permettant la simulation numérique de ces écoulements dans des configurations plus ou moins complexes, tant du point de vue de la géométrie des systèmes envisagés que des processus pris en compte. La simulation numérique dans les configurations complexes telles que la combustion du charbon vert dans les foyers améliorés ne peut se faire aujourd'hui encore qu'en modélisant des phénomènes physiques mis en jeu [5]. Ces travaux de modélisation sont nécessaires du fait de la grande disparité des échelles des différents phénomènes physiques en regard de celles qui caractérisent les configurations considérées. La simulation directe de l'ensemble de ces phénomènes, pour une géométrie de chambre de combustion réelle, demanderait un temps de calcul et une quantité de mémoire prohibitifs pour les calculateurs

d'aujourd'hui. Les modèles qu'il faut développer pour permettre le calcul des quantités moyennes ou filtrées doivent néanmoins tenir compte des différents mécanismes physiques qui peuvent se produire aux petites échelles dans ces chambres de combustion et notamment du mécanisme de mélange des gaz en présence.

Objectifs de la thèse.

Cette thèse a pour objectif principal de réaliser une modélisation et simulation de la combustion du charbon vert produit au Cameroun. Cette étude a utilisé un modèle de combustion lagrangien multiphasique développé dans le code de calcul OpenFoam.

Il y a une nécessité de comprendre les mécanismes physicochimiques de dégradation thermique pendant la combustion du charbon vert. La construction d'un mécanisme de cinétique chimique réduit est indispensable pour réduire les temps des calculs numériques. Ainsi, les principaux objectifs spécifiques ont été :

- Faire l'inventaire des technologies de combustion en lit fixe utilisées par les familles pour la combustion du biocharbon afin de faire le choix du solveur approprié ;
- Écrire un nouveau modèle de combustion turbulente multiphasique 1D en prenant en compte une modélisation lagrangienne ;
- Valider ce nouveau modèle de combustion turbulente multiphasique ;
- Implanter ce nouveau modèle de combustion turbulente multiphasique dans le code OpenFoam, et simuler le fonctionnement du nouveau modèle en 3D.

Plan de thèse

Le présent document comporte 3 chapitres structurés comme suit :

Le chapitre 1 décrit une recherche bibliographique résumant les différents travaux scientifiques ayant pour objectif une meilleure compréhension du thème de recherche. On y aborde la notion de charbon vert, en particulier une étude qualitative et quantitative afin de justifier le type de charbon utilisé. Suivi d'un état de l'art sur les techniques et technologies utilisées lors de la combustion de la biomasse. Dans la troisième partie de ce chapitre, nous présentons un aperçu général sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide et plus spécifiquement des différentes avancées dans le domaine de la modélisation de la combustion en lit fixe basée sur OpenFOAM.

Le chapitre 2 est quant à lui consacré à la modélisation numérique de la combustion du charbon vert en lit fixe. La première section de ce chapitre sera dédiée aux généralités sur la modélisation du processus de combustion dans un lit fixe, ensuite nous expliciterons les approches de modélisation des différentes régions du foyer, puis nous modéliserons le problème numérique de combustion du charbon vert en lit fixe. La dernière section de ce chapitre sera une présentation des outils numériques employés dans le cadre de cette thèse.

Le chapitre 3 présente les résultats et discussions des travaux de modélisation faits en vue d'étudier la combustion du charbon vert dans le code OpenFoam à l'aide d'un modèle de combustion multi-phasique lagrangien. Les résultats de cette deuxième partie du chapitre 3 présentent les profils des fractions massiques des espèces intervenant dans cette combustion, l'évolution de la porosité du lit, de la masse volumique des solides et des gaz au cours du temps ainsi que les profils de températures aussi bien pour la phase solide que gazeuse.

Enfin, nous achèverons cette thèse par une conclusion générale, qui résumera les principaux résultats de notre étude, et de quelques perspectives pour les futurs travaux.

Chapitre 1

Chapitre 1

Revue de la littérature

Introduction

Le charbon vert, également connu sous le nom de biocharbon, est un type de charbon produit à partir de déchets organiques, tels que les déchets ménagers ou agricoles. Il s'agit d'une alternative prometteuse aux combustibles fossiles, car il permet de réduire les émissions de gaz à effet de serre tout en recyclant les déchets. Il peut être valorisé énergétiquement par voie de combustion, qui est une réaction chimique entre un combustible et un oxydant fortement exothermique, s'accompagnant d'un rayonnement dans le visible. Cette réaction est suivie d'un écoulement de produits gazeux, et on dit qu'il s'agit d'un écoulement réactif. Elle est dite multiphasique lorsqu'elle fait intervenir une combinaison des phases solide, liquide et gazeuse. La combustion multiphasique est un phénomène qui fait partie de notre quotidien : cuisson des repas à l'aide du feu de bois ou des fours à sciure de bois, incinération des ordures ménagères (OM), utilisation de la braise pour rôtir de la viande ou du poisson, pour ne citer que ceux-là. Dans cette revue de littérature, nous explorerons les différentes études et recherches menées sur le charbon vert, en mettant l'accent sur sa production à partir de déchets ménagers ou agricoles, puis ferons l'état de l'art sur la technologie de combustion en lit fixe. Dans la troisième partie, nous ferons le tour d'horizon de la modélisation de la combustion de la biomasse solide, et la dernière partie sera consacrée à la présentation des différentes avancées dans le domaine de la modélisation de la combustion en lit fixe, basées sur OpenFOAM, afin de mettre en exergue la motivation et la problématique de cette thèse.

1.1 Le charbon vert

Le charbon vert, encore appelé biocharbon ou plus simplement biochar, est un charbon obtenu à partir de la biomasse. C'est une source particulièrement riche en carbone créée par la combustion thermique de la biomasse. L'utilisation du charbon vert produit à partir de déchets de biomasse suscite un intérêt croissant dans diverses disciplines afin de relever les défis environnementaux les plus urgents. Cette section donne un aperçu des méthodes employées pour la production de charbon vert. Le biocharbon a été considéré par un certain nombre d'analystes comme un moyen d'améliorer leurs capacités à remédier aux polluants. Les paramètres de production, ainsi que les propriétés de la biomasse utilisée, sont principalement responsables de la qualité et de la quantité de charbon vert produit, ce qui est discuté dans cette partie. Plusieurs techniques de caractérisation employées dans des études

antérieures sont de plus en plus reconnues. Il s'agit notamment de l'utilisation de la spectroscopie infrarouge à transformée de Fourier et du microscope électronique à balayage, dûment présentées dans cette section. Cette section aborde également les lacunes en matière de connaissances et les perspectives d'avenir dans l'adoption du charbon vert pour remédier aux contaminants nocifs, ce qui peut permettre aux organismes gouvernementaux et aux législateurs de prendre des décisions éclairées sur l'adoption de ce résidu.

1.1.1 Techniques de production du charbon vert

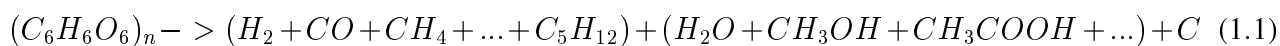
Le mot "charbon" est une terminologie courante, utilisée pour désigner le produit solide de la combustion de matière carbonée [1]. Généralement, le produit carbonisé est riche en carbone ; un exemple est le charbon de bois, qui est l'une des premières inventions de l'homme à partir du feu ou de la chaleur. Un autre exemple frappant est le charbon vert. Dans ce cas, le produit est obtenu à partir de composés organiques tels que les produits forestiers, agricoles ou animaux, mais en l'absence d'oxygène ou avec un apport limité en oxygène, par rapport au charbon de bois. Par conséquent, le charbon vert est dérivé de la combustion de la biomasse en présence d'un apport limité en oxygène et à relativement faibles températures (inférieures à $700^{\circ}C$). Le premier objectif connu pour la fabrication de charbon vert était particulièrement pour une application aux sols, telle que le stockage ou la séquestration du carbone dans le sol, l'amélioration des performances du sol telles que l'augmentation de la disponibilité des éléments nutritifs, la réduction de la compacité dans le sol, l'amélioration du pH du sol, et la filtration de l'eau du sol. Les applications récentes concernent la production d'énergie, la stabilisation et l'amélioration des processus biochimiques, l'atténuation du changement climatique, et l'utilisation comme additif de construction [2, 3]. La matière première détermine les propriétés de la matière organique carbonisée, ainsi que les paramètres opérationnels utilisés lors de sa production. La pyrolyse (lente ou rapide) et la gazéification sont les principales méthodes de production de charbon vert. La nature physique du charbon vert produit est directement affectée par la composition chimique de la matière première (biomasse). La plupart des matières organiques commencent à se décomposer thermiquement à des températures supérieures à $120^{\circ}C$. Les hémicelluloses se dégradent entre 200° et $260^{\circ}C$, la cellulose entre 240° et $350^{\circ}C$, et la lignine entre 280° et $500^{\circ}C$. En conséquence, les proportions de ces composants affectent le degré de réactivité du biocharbon et, par ricochet, sa structure physique au cours de la production [6].

Le charbon vert se caractérise par sa porosité, avec des pores dont la taille varie du micro au macro-pore. Les principaux composants du charbon vert sont le carbone, les matières volatiles, les matières minérales (cendres) et l'humidité. La composition en pourcentage de chaque composant varie en fonction de la matière première et des paramètres de production [1]. La compréhension des mécanismes clés de modification des propriétés physicochimiques du biocharbon pendant sa production pour divers types de matières premières et de paramètres de fonctionnement est nécessaire pour déterminer son potentiel d'application actuel et futur. Par conséquent, cette partie explique les techniques de production de charbon vert, les facteurs affectant ses propriétés, sa composition et son application.

La conversion thermochimique est une technologie commune pour la fabrication du charbon vert. Les techniques de conversion thermochimique sont la pyrolyse, la carbonisation hydrothermale (CHT), la gazéification, la torréfaction et l'hydroliquéfaction thermique [7, 8].

La pyrolyse

La pyrolyse est une technique thermo-chimique qui produit du charbon vert, du bio-pétrole et du gaz de synthèse dérivés de la biomasse [9]. Le procédé consiste à chauffer et à décomposer thermiquement la biomasse dans des conditions anaérobies ou avec un apport limité en oxygène (atmosphère d'oxygène stœchiométrique faible) avec des températures comprises entre 400°C et 1200°C [2]. L'absence d'oxygène permet le chauffage de la biomasse au-delà de sa limite de stabilité thermique, provoquant la création de produits divers, y compris des résidus solides. En créant une atmosphère anaérobie, il est également garanti que la combustion ne se produira pas lorsque la biomasse est chauffée. Il s'agit d'un processus très complexe impliquant de nombreuses réactions distinctes dans la zone de réaction [10]. Dans une autre étude, une plage de basse température pour la pyrolyse a été enregistrée entre 250°C et 900°C . La biomasse agricole comprend la lignine, la cellulose, les hémicelluloses et la silice. Habituellement, la cellulose pyrolyse à 350°C , alors que le point de fusion de la lignine est bien supérieur à 350°C [8]. Bien que le rendement du produit dépende de diverses variables de fonctionnement, la formation de charbon vert est généralement favorisée par les basses températures et les longs temps de séjour [11]. Par conséquent, on peut estimer que la plage de température effective pour la pyrolyse se situe entre 300°C et 700°C . La fissuration des produits chimiques lourds se produit dans la pyrolyse secondaire et convertit la biomasse en charbon vert ou en gaz.



Le mélange de plusieurs sorties liquides est représenté par le second terme du côté des produits, et le rendement solide est représenté dans la dernière composante [12]. L'un des atouts les plus importants de cette technologie est qu'elle peut être optimisée pour atteindre les résultats souhaités. La pyrolyse lente, par exemple, peut être utilisée pour produire une quantité considérable de biocharbon, tandis que la pyrolyse rapide est préférable pour produire principalement de la bio-huile [13].

La pyrolyse dépend fortement des paramètres de fonctionnement du réacteur, à savoir la température, le taux ou la vitesse de chauffage et le temps de résidence [14]. Ces conditions d'exploitation classent la pyrolyse dans six autres sous-classes. Ces sous-classes sont la pyrolyse lente, la pyrolyse rapide, la pyrolyse éclair, la pyrolyse sous vide, la pyrolyse intermédiaire et l'hydro-pyrolyse [5]. Chaque classification de la pyrolyse a ses propres avantages et inconvénients documentés. Les sous-classes en question favorisent un environnement pour différentes conditions et mécanismes de réaction afin d'obtenir divers produits.

- **La pyrolyse lente** : comme son nom l'indique, la pyrolyse lente a un long temps de séjour (plus d'une heure) pour compléter le processus, et le biocharbon est un produit majeur [15]. La pyrolyse lente est appelée pyrolyse conventionnelle, où la biomasse est chauffée à des températures comprises entre 300 et 600°C , avec une vitesse de chauffage de $5-7^{\circ}\text{C}/\text{min}$ [12, 16]. Une vitesse de chauffage plus faible et un temps de séjour des vapeurs plus long offrent un environnement adéquat et un temps suffisant pour que les réactions secondaires se déroulent. En outre, une période de résidence prolongée permet d'évacuer les vapeurs créées au cours de la réaction secondaire [5, 17]. Cela conduit à la création d'un biocharbon carboné solide à la fin. La pyrolyse lente favorise la formation de chars, mais des produits liquides et gazeux sont également créés en quantités modestes. Le biocharbon est formé en tant que produit primaire (35-45%) avec d'autres produits tels que la bio-huile (25-35%) et le gaz de synthèse (20-30%), comme l'indique l'Eq.1.1 [8, 18].

- **La pyrolyse rapide** : la pyrolyse rapide est un procédé thermochimique direct qui permet de convertir la biomasse solide en bio-huile liquide à haute énergie. Une technique thermochimique à haut rendement pour produire des biocarburants dérivés de la biomasse, avec des quantités réduites de solides et de gaz [19–21]. La pyrolyse rapide est réalisée sans oxygène à des températures supérieures à 500°C et à une vitesse de chauffage supérieure à 300°C/min. La pyrolyse rapide est une technique de production rapide de biocharbon qui ne prend que quelques secondes. La pyrolyse rapide produit 60% de bio-huile, 20% de biocharbon et 20% de gaz de synthèse, comme l'indiquent d'autres études [20, 21]. Des températures encore plus élevées, de l'ordre de 850 à 1250°C avec une vitesse de chauffage de 10-200°C pour un temps de séjour court allant de 1 à 10 s ont été signalées dans plusieurs expériences. 60-75% des produits liquides, 15-25% du biocharbon et 10-20% de produits gazeux non condensables sont produits par un processus de pyrolyse typique [22]. La pyrolyse rapide amène la biomasse à des températures où le craquage thermique peut se produire et minimise le temps d'exposition, ce qui favorise la production de biocharbon [23].

- **La pyrolyse éclair ou pyrolyse flash** : il s'agit d'une version améliorée et modifiée de la pyrolyse rapide. La biomasse se décompose rapidement, généralement en moins d'une minute, à 1000°C et même à des températures plus élevées. Des vitesses de chauffage supérieures à 1000°C/sec ont parfois été atteintes. La pyrolyse flash est réalisée à des températures comprises entre 900 et 1200°C, qui peuvent être atteintes en moins d'une seconde (généralement entre 0,1 et 1s) [24, 25]. Un rendement élevé en bio-huile est obtenu en combinant une vitesse de chauffage élevée avec une température élevée et un temps de séjour de la vapeur court. Cependant, le rendement en biocharbon est réduit à cause du processus [26, 27]. Dans la pyrolyse flash, les processus de transfert de chaleur et de masse, la cinétique des réactions chimiques et le comportement de transition de phase de la biomasse jouent tous un rôle dans la distribution des produits. Bien que la pyrolyse flash soit réalisée dans un réacteur à lit fluidisé et un réacteur de mélange à double vis, son applicabilité industrielle est limitée en raison de l'architecture du réacteur, qui exige qu'il fonctionne à une température élevée avec un taux de chauffage très élevé [12].

- **Pyrolyse sous vide** : il s'agit de la décomposition thermique de la biomasse sous vide ou sous une pression relativement faible dans un environnement à oxygène limité [5, 28]. La pression est généralement régulée entre 0,5 et 2 bars, et la température est maintenue entre 450 et 600°C [4]. Comme la pyrolyse lente, la pyrolyse sous vide présente des taux de chauffage comparativement faibles. Cependant, ces deux techniques, en comparaison, donnent des produits significativement différents. Ceci est dû à l'évacuation constante et efficace de la vapeur produite lors de la pyrolyse sous vide par le biais d'un train de condensation. L'évacuation rapide des vapeurs organiques créées pendant la pyrolyse primaire minimise également considérablement le temps de séjour de la vapeur, ce qui à son tour minimise l'apparition de réactions secondaires et assure un rendement élevé en produits liquides pendant la pyrolyse secondaire [29]. Par conséquent, seule l'extraction sous vide ou à basse pression est utilisée pour éliminer les vapeurs dégagées pendant la pyrolyse, ce qui affecte considérablement la qualité et le rendement.

- **Pyrolyse intermédiaire** : Comme son nom l'indique, il s'agit d'une combinaison des processus de pyrolyse lente et rapide, et elle est cruciale lorsqu'il est nécessaire d'équilibrer les produits solides et liquides. Cela signifie que la pyrolyse lente est plus efficace pour produire de grandes quantités de charbon, mais qu'elle produit également de plus faibles quantités de produits liquides, alors que c'est l'inverse avec la pyrolyse rapide. En général, la pression est maintenue à 1 bar pendant le processus. La pyrolyse intermédiaire a des températures comprises entre 500 et 650°C, avec des vitesses de

chauffe comprises entre 0,1 et 10°C/min et un temps de séjour compris entre 5 et 17 minutes [30]. Les produits finis contiennent généralement 40 à 60% de liquide, 20 à 30% de gaz non condensables et 15 à 25% de biocharbon [31, 32]. L'utilisation de conditions de pyrolyse intermédiaires empêche la synthèse de goudrons réactifs à haut poids moléculaire et permet d'obtenir du biocharbon sec, qui peut être utilisé à des fins agricoles ou directement dans les brûleurs et les moteurs, en conjonction avec une bio-huile de haute qualité [2].

- **Hydropyrolyse** : Il s'agit d'une technique relativement nouvelle utilisée pour la conversion de la biomasse en produits de haute qualité par l'injection d'hydrogène ou de matériaux à base d'hydrogène dans le réacteur sous une pression élevée, généralement supérieure à la pression atmosphérique, allant de 50 à 200 bars [5,33]. La vitesse de chauffage (10-300°C/s), le temps de séjour (plus de 15 secondes) et la température (350-600°C) ne sont pas très différents de ceux de la pyrolyse rapide [34]. En résumé, l'hydropyrolyse peut être considérée comme un type particulier de pyrolyse rapide soumise à une pression élevée dans une atmosphère infusée d'hydrogène ou de matières à base d'hydrogène. Cette méthode n'est pas idéale pour la production de biocharbon car l'introduction d'hydrogène à haute température et pression agit comme un agent réducteur, réduisant ainsi la teneur en oxygène dans les bio-huiles produites et inhibant de manière synchrone la production de biocharbon [35, 36]. L'utilisation d'un catalyseur pour éliminer l'oxygène, l'eau et le CO_x du produit liquide est généralement liée à l'hydropyrolyse. Les catalyseurs réduisent également les réactions de dépolymérisation et de cokéfaction [37]. Cependant, le développement du catalyseur à cette fin reste un exemple notable des aspects difficiles de l'hydropyrolyse catalytique.

Décomposition des hydrates de carbone

La majorité des matériaux utilisés dans la production de biocharbon par pyrolyse contiennent des hydrates de carbone sous différentes formes (cellulose, hémicellulose et lignine), qui réagissent différemment en fonction des conditions d'exploitation auxquelles ils sont soumis, influençant ainsi le rendement de la pyrolyse [5]. Plus précisément, la lignine et la cellulose sont les principales parties de la biomasse, dont elles constituent l'essentiel [38]. Lors de la pyrolyse, la cellulose produit principalement du goudron, un mélange de cétones discrètes, d'aldéhydes, de liquides organiques et de charbon, tandis que la lignine produit essentiellement du charbon et une quantité minime d'eau. Au fur et à mesure que la teneur en cellulose augmente et que la teneur en charbon et en goudron diminue, le rendement du contenu gazeux augmente. On a également découvert que les différences structurelles de la biomasse entraînent des changements dans la composition du produit de pyrolyse [39].

- Décomposition de la cellulose

En diminuant le degré de polymérisation, on détermine le processus de dégradation de la cellulose, qui consiste en deux réactions principales :

i. La pyrolyse lente implique une dégradation de la cellulose sur une période prolongée avec une vitesse de chauffage plus faible.

ii. La pyrolyse rapide se produit à des vitesses de chauffage élevées par volatilisation rapide et conduit à la formation de lévoglucosan. Outre la production de biocharbon solide, le lévoglucosan est déshydraté pour générer de l'hydroxyméthylfurfural, qui peut se décomposer pour produire des produits liquides et gazeux tels que la biohuile et le gaz de synthèse, respectivement.

En outre, l'hydroxyméthylfurfural peut subir plusieurs processus, notamment l'aromatisation, la

condensation et la polymérisation, pour générer du biocharbon solide [40,41]. À basse température, la cellulose se dégrade en une anhydrocellulose raisonnablement stable qui produit beaucoup de charbon, mais qui se décompose en substances volatiles [24,42].

- Décomposition de l'hémicellulose

Le mécanisme de dégradation de l'hémicellulose est similaire à celui de la cellulose. La dépolymérisation de l'hémicellulose conduit à la production d'oligosaccharides [43]. Les réactions de décarboxylation, de réarrangement intramoléculaire, de dépolymérisation et d'aromatisation peuvent être utilisées pour synthétiser du biocharbon ou le composé peut se dégrader en gaz de synthèse et en biohuile [44]. Les produits volatils et la lignine sont responsables du rendement en charbon des composants cellulosiques et hémicellulosiques de la biomasse [38].

- Décomposition de la lignine

Contrairement à la dégradation de la cellulose et de l'hémicellulose, la décomposition de la lignine est plus complexe [45]. La création d'une structure solide plus condensée et la rupture de liaisons relativement faibles entraînent la formation de charbon à partir de la lignine [46]. La liaison $\beta - O - 4$ de la lignine est rompue et entraîne la libération de radicaux libres. Les protons émanant d'autres particules sont capturés par ces radicaux libres, ce qui entraîne la production de substances ou de composés dégradés. La propagation de la chaîne est réalisée par les radicaux libres qui se déplacent vers d'autres molécules. Des quantités différentes de lignine liées à des espèces de bois différentes entraînent des taux de décomposition différents. On a découvert que la lignine des conifères était plus stable que celle des feuillus, et que la première créait plus de charbon de bois [47,48].

Gazéification

Il s'agit d'un processus thermochimique qui décompose les matériaux riches en carbone en produits gazeux, notamment CO , CO_2 , CH_4 , H_2 et des traces d'hydrocarbures ; ces gaz sont appelés gaz de synthèse [49,50]. La gazéification se produit à des températures élevées, entre 700 et 900°C, dans un environnement où les agents oxydants sont limités, tels que l'oxygène, l'air, l'azote, la vapeur, le dioxyde de carbone ou un mélange de ces gaz. On a en effet découvert que lorsque la température augmentait, la production de monoxyde de carbone et d'hydrogène augmentait, tandis que d'autres composants tels que le méthane, le dioxyde de carbone et les hydrocarbures diminuaient [51]. Le principal produit de ce processus est le gaz de synthèse (principalement de l'hydrogène), tandis que le charbon est considéré comme un sous-produit (ou un déchet) à plus faible rendement, avec des cendres, du goudron et un peu d'huile [49]. L'énergie chimique intrinsèque du carbone dans la biomasse est transformée en gaz combustibles, qui sont plus efficaces et plus pratiques à utiliser que la biomasse brute [52]. L'utilisation commerciale de la technique de gazéification a également été documentée. En raison de ses émissions réduites et de son plus grand volume de gaz de synthèse, la gazéification est plus performante que les autres techniques traditionnelles, notamment la pyrolyse, la combustion et la fermentation. Le rapport O/C est essentiel pour obtenir une efficacité élevée de la gazéification.

L'efficacité de la gazéification est élevée si l'on utilise une biomasse dont le rapport O/C est faible pendant la gazéification. Le rapport O/C de la biomasse peut être réduit par le processus de

torréfaction. Avant la gazéification conventionnelle, la torréfaction peut être considérée comme un prétraitement pour améliorer la qualité du produit. Il s'agit d'un processus à basse température entre 200 et 300°C avec une vitesse de chauffage d'environ 50°C/min en fonction de la composition et du type de biomasse [53, 54]. La pyrolyse et la gazéification sont des processus étroitement liés. Lorsque la gazéification et la pyrolyse sont combinées, il n'y a pas de séparation apparente entre les deux approches [55, 56]. La faible concentration de l'oxygène utilisé dans la gazéification fait que la biomasse subit une oxydation partielle, ce qui modifie les caractéristiques du produit final. Le type de produit est l'une des différences les plus importantes entre la pyrolyse et la gazéification. La gazéification produit environ 85% de produits gazeux, 10% de charbon solide et 5% de produits liquides [5, 56, 57].

Le schéma des voies de conversion thermochimique de la biomasse est présenté dans la Fig. 1.1.

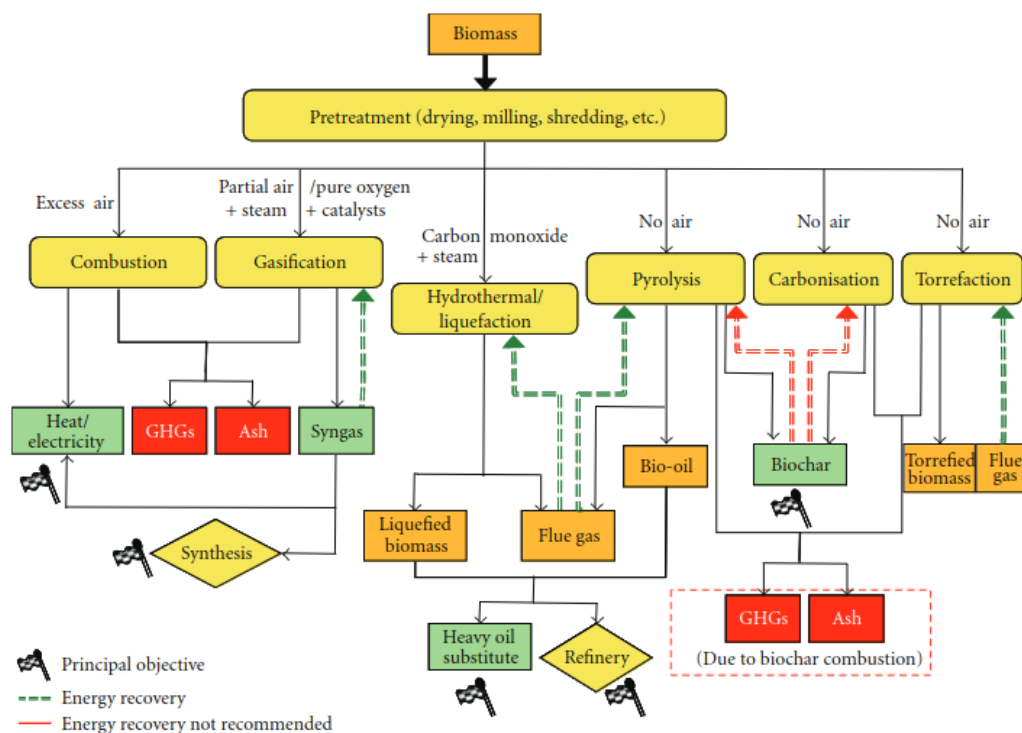


FIGURE 1.1 – Diagramme de conversion thermochimique de la biomasse [52].

Le mécanisme de gazéification peut être subdivisé en plusieurs étapes comme suit [7] :

i. Séchage

L'humidité de la biomasse est entièrement retirée du matériau et aucune énergie n'est récupérée au cours du processus. Les différents types de biomasse ont des taux d'humidité variables. Lorsque la biomasse a un taux d'humidité élevé, le séchage est utilisé comme une étape distincte lors de la gazéification.

ii. Pyrolyse

La biomasse est chauffée de 200 à 700°C avec de l'oxygène restreint ou de l'air pendant le processus de pyrolyse. Les composants volatils de la biomasse s'évaporent et la phase volatile contient du CO, CO₂, CH₄, H₂, des gaz de goudron (hydrocarbures plus lourds) et de la vapeur d'eau [57]. Du goudron et du charbon sont également formés [58].

iii. Oxydation/combustion

Les réactions d'oxydation et de combustion des agents de gazéification sont les principales sources d'énergie du processus de gazéification. Ces agents de gazéification réagissent avec les espèces combustibles du gazéifieur pour créer du CO du CO_2 et de l'eau.

iv. Réduction

Le CO_2 et le H_2O sont produits lorsque l'oxygène fourni au gazéifieur se combine avec les éléments combustibles. Au contact du charbon formé par la pyrolyse, une partie de ce CO_2 et de ce H_2O est convertie en CO et en H_2 [58,59]. En outre, l'hydrogène contenu dans la biomasse peut être oxydé, ce qui entraîne la production d'eau. Les réactions de réduction qui ont lieu dans le gazéifieur sont endothermiques et l'énergie nécessaire provient de la combustion du charbon et des matières volatiles. Par une série de réactions, la réduction de la biomasse produit des gaz combustibles tels que l'hydrogène, le monoxyde de carbone et le méthane [60,61].

v. Craquage

En outre, au cours du processus de gazéification, les goudrons formés lors de l'étape de pyrolyse sont craqués, ce qui produit des gaz non condensables, des hydrocarbures légers et des goudrons non convertis [62]. L'étape de craquage suit plus ou moins l'Eq.1.2



Où C_nH_x est le goudron et C_mH_y les hydrocarbures déshydrogénés; a, b et c sont des rapports molaires.

1.1.2 Facteurs affectant les propriétés du charbon vert

La matière première

La biomasse est une substance solide composite, composée de matières organiques, inorganiques et biologiques produites par des créatures/organismes vivants ou non vivants. Elle se divise en deux grandes catégories : la biomasse ligneuse et la biomasse non ligneuse. La biomasse ligneuse est principalement constituée de résidus forestiers et d'arbres [1]. Elle se caractérise par une faible teneur en humidité et en cendres, des valeurs calorifiques et une densité apparente élevées, ainsi qu'une faible porosité. En revanche, la biomasse non ligneuse regroupe les résidus de cultures agricoles, les déchets animaux et les déchets solides municipaux et industriels [1]. Cette dernière présente une teneur élevée en humidité et en cendres, une valeur calorifique réduite, une faible densité apparente et une porosité plus importante que la biomasse ligneuse [1].

Il a été démontré que la teneur en eau de la biomasse a un effet significatif sur les caractéristiques physicochimiques du biocharbon dérivé [2]. Une étude menée par [3], comparant les charbons pyrolytiques produits à partir d'échantillons d'écorce de bois dur et de bois tendre, a révélé une corrélation directe entre la teneur en eau initiale de l'échantillon et la chimie de surface du charbon de bois dérivé. Il a été constaté qu'une diminution de la teneur en eau de l'écorce d'érable entraînait une surface de charbon de bois plus graphiteuse et polyaromatique, ce qui est attribué à un temps de pyrolyse prolongé.

L'effet de la teneur en lignine et en cellulose de la matière première sur la formation du biocharbon est un domaine largement étudié [6]. La lignine est un polymère amorphe de poids moléculaire élevé, de nature hydrophobe, comportant plusieurs groupes fonctionnels aromatiques. La cellulose et les hémicelluloses sont constituées de monomères de sucre simples qui se désintègrent à des températures inférieures à 450°C [7]. Des recherches menées par Tripathi et al. (2016) et Yu et al. (2014) [2, 8] ont montré que la teneur en cellulose favorise la formation de goudron (comportant des aldéhydes, des liquides organiques, des cétones et du charbon), tandis qu'une concentration élevée en lignine favorise la formation de charbon pendant la pyrolyse. Selon Demirba (2004) [9], une forte teneur en lignine des matières premières augmente la formation de charbon. Il a été démontré qu'une teneur élevée en lignine dans la biomasse végétale favorise la carbonisation et augmente la teneur en carbone et en cendres du biocharbon [10, 11].

Le temps de résidence

Il a été prouvé que le temps de résidence (temps de pyrolyse) influence le degré de carbonisation, cet effet étant particulièrement marqué à basse température [17]. Selon Zornoza et al. (2016), l'augmentation du temps de résidence pendant la pyrolyse entraîne un degré plus élevé de carbonisation, ce qui réduit la vulnérabilité du biocharbon aux attaques microbiennes [18]. Il a également été démontré que le temps de résidence affecte la surface spécifique du biocharbon produit. Une étude menée par Wang et al. (2019) a révélé que la surface des biocharbons provenant de la coproduction de boues d'épuration et de tiges de coton augmentait à mesure que le temps de résidence passait de 30 minutes à 90 minutes [19]. Cette augmentation a été attribuée à la formation et à l'extension des structures poreuses du biocharbon dues à la décomposition thermique accrue de la matière organique et des volatiles libérés par les pores pendant le temps de résidence prolongé [20]. Cependant, lorsque ce temps est passé de 90 minutes à 150 minutes, une diminution de la surface du biocharbon a été observée. Cette réduction a été expliquée par l'effondrement de la structure poreuse du biocharbon pendant le temps de résidence prolongé [19]. Ahmad et al. (2020), concernant le biocharbon dérivé de la noix de coco, ont montré une augmentation de la valeur calorifique de 25,99 MJ/kg à 29,54 MJ/kg lorsque le temps de résidence a augmenté de 45 à 75 minutes [21].

Le prétraitement de la biomasse

Le prétraitement de la biomasse avant la pyrolyse joue un rôle crucial dans la modification des caractéristiques du biocharbon. Ce prétraitement est généralement divisé en quatre catégories : physique, physico-chimique/thermique, chimique et biologique. Le prétraitement physique désigne les méthodes qui utilisent l'énergie mécanique pour modifier les propriétés de la biomasse, telles que le broyage ou le découpage. La réduction de la taille des particules est la forme la plus courante de prétraitement physique. L'effet de la réduction granulométrique et de la fraction de cendres a été largement étudié. Une étude menée par Liu et al. (2019) a montré que la teneur en cendres du panic raide et de l'écorce de pin variait considérablement avec les fractions granulométriques [21]. Cette étude a également révélé que 20% des constituants inorganiques du panic raide et 30% des constituants inorganiques de l'écorce de pin brut pouvaient être éliminés. Une étude similaire menée par Bridgeman et al. (2008) a montré que la teneur en cendres du panic raide et de l'alpiste roseau augmentait

considérablement lorsque la taille des particules était inférieure à 90 micromètres, passant de 3,62 à 6,0% pour l'alpiste roseau et de 3,12 à 6,88% pour le panic raide (sur base sèche) [22].

Outre la teneur en cendres, la taille des particules de matières premières est également corrélée à la taille des particules du biocharbon, les matières premières plus fines produisant des particules de biocharbon plus fines [17]. Le biocharbon dérivé de matières premières plus fines présente une teneur en azote plus faible ainsi qu'une surface, une conductivité électrique et un pH plus élevés [23, 24]. Une étude menée par Sun et al. (2012) a révélé que le biocharbon dérivé de bois de pomme fin et de tiges de maïs (avec une charge d'alimentation de 0,25 mm) avait une surface plus grande que le biocharbon dérivé de la tige de maïs ou du bois de pommier lorsque la taille des particules de la charge d'alimentation était de 1,5 mm [26].

Le prétraitement thermique comprend les méthodes qui utilisent l'énergie thermique pour produire des changements dans les propriétés de la biomasse. Parmi les formes courantes de prétraitement thermique figurent l'exposition à la vapeur, la carbonisation hydrothermale (CHT) et l'extraction d'eau chaude. L'exposition à la vapeur implique l'exposition de la biomasse à des températures et des pressions élevées entre (160 – 260°C) et (0,69 – 4,83 MPa), suivie d'une décompression soudaine qui disperse la matière fibreuse et rompt les liaisons covalentes entre l'hémicellulose et la lignine [27, 28]. L'explosion à la vapeur augmente la teneur en lignine de la biomasse en facilitant la dépolymérisation de la lignine en molécules de poids moléculaire inférieur, qui se condensent ensuite avec d'autres produits de dégradation [4]. Une étude menée par Chen et al. (2017) a montré que l'explosion à la vapeur des pailles de culture avant la pyrolyse modifiait la structure du biocharbon, le rendant plus rugueux par rapport à la structure poreuse plus claire et distincte de la paille non traitée [29]. Cette étude a également révélé une augmentation de la surface spécifique du biocharbon dérivé de la paille de colza, 16 fois supérieure à celle de l'échantillon non traité.

1.1.3 Applications du biocharbon

Le biocharbon est un produit (avec la bio-huile et les gaz) résultant de la pyrolyse de la biomasse. L'utilisation du biocharbon a augmenté parce qu'elle réduit les effets négatifs de la biomasse sur l'environnement [63]. Les propriétés physicochimiques du biocharbon sont ce qui régit les applications de ce matériau. En fonction du type de matière première, de la technologie de production et des conditions de traitement [64]; la qualité, le rendement et la toxicité du biocharbon obtenu diffèrent (voir Tab.1.1) [65, 66]. Ces applications (y compris les applications potentielles) vont de l'adsorption des polluants de l'eau et de l'air [67], du charbon actif [68], du catalyseur de digestion anaérobie [69], du matériau de construction [70], à l'utilisation dans l'agriculture et l'horticulture, par exemple, le conditionnement du sol, additif pour compost [71], séquestration du carbone, etc. [66]. plus encore dans la production d'énergie par combustion. La Fig.1.2 illustre ces applications et la manière dont le biocharbon contribue à l'économie circulaire par ses utilisations en agriculture et en horticulture. En outre, ces nombreux avantages du biocharbon montrent un grand potentiel à contribuer à la viabilité économique des systèmes émergents de production de bioénergie cellulosique [72, 73]. Il convient de noter que plus le nombre d'applications du biocharbon augmente, il en va de même du nombre de fabricants, ce qui rend nécessaire l'adoption de normes et de lignes directrices réglementées pour la production de ce matériau (voir Tab.1.2) [74, 75].

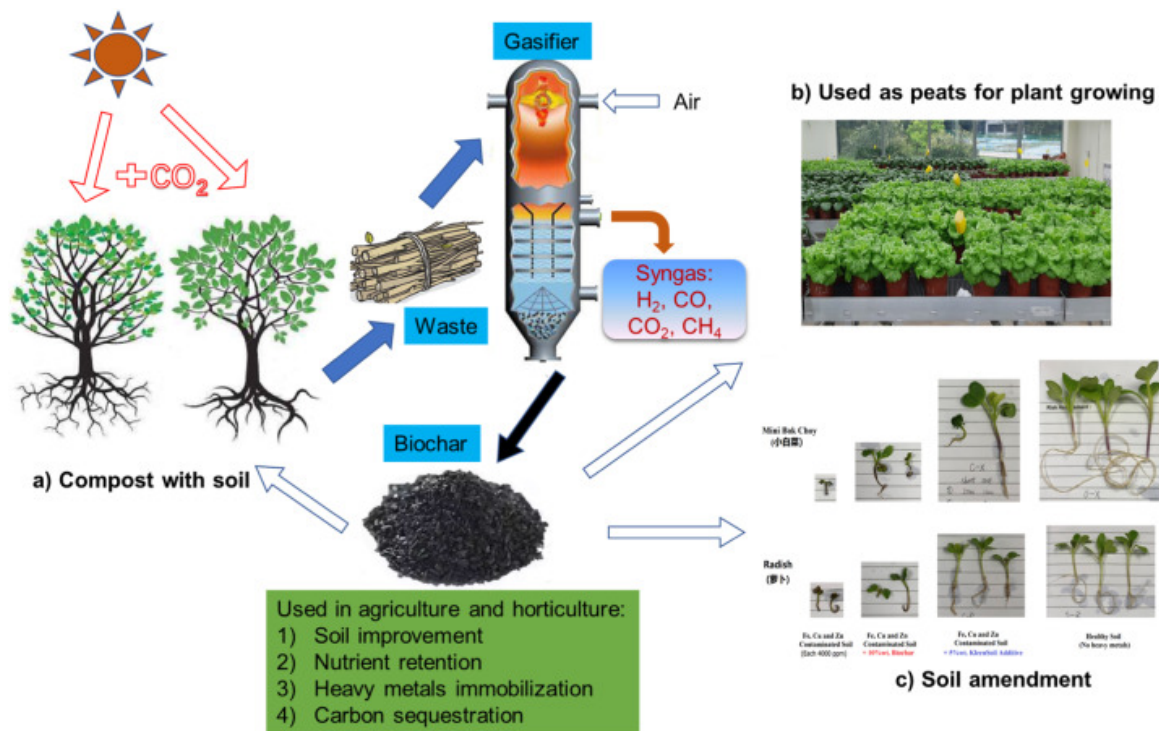


FIGURE 1.2 – Démonstration d’une économie circulaire via la production de charbon vert [71].

TABLE 1.1 – Liste des principales caractérisations chimiques du biocharbon.

Type de caractérisation	Procédé de détermination	Résultats et remarques
analyse élémentaire	Ratio correspondants de C, H, O, S et N	Les rapports H/C, O/C et N sont utilisés pour déterminer l’aromaticité et la maturité du biocharbon.
BET	Surface, structure des pores, diamètre moyen des pores, volume des pores et pores moyens du biocharbon	$1057m^2g^{-1}$; macroporosité et microporosité; $5,2nm$; $0,24mLg^{-1}$; $3,3nm$ [76].
IRTF	Changements qui se produisent dans les préparations de biocharbon ainsi que ses groupes fonctionnels présents à partir du biocharbon d’origine.	Les changements comprennent la déshydratation, la pyrolyse, la nucléation du graphène et enfin la carbonisation; O–H ($3600-3100cm^{-1}$), C = C et C = O ($1740-1600cm^{-1}$), Étirement symétrique C–O–C ($1097cm^{-1}$), –COOMe ($1400-1500cm^{-1}$), et ainsi de suite

Le biocharbon dans l’agriculture et l’horticulture

L’application du biocharbon dans l’agriculture et l’horticulture a été étudiée à la fois en laboratoire et sur le terrain. Ces applications comprennent l’utilisation en tant que composant d’engrais chimiques [77], l’activité microbienne du sol, l’amendement du sol pour l’amélioration de la productivité des cultures grâce à la disponibilité des nutriments [78,79] ainsi que la capacité de rétention d’eau [80]. Il a également été signalé que le biocharbon atténue la libération de métaux lourds dans le sol tout en ayant

un effet limitant qui aide à augmenter le pH des sols très acides [81, 82]. Bien que le biocharbon soit un autre type d'amendement du sol, il diffère du compost par ses voies de production. Le biocharbon est produit par décomposition thermique des déchets alimentaires, horticoles et municipaux solides en l'absence d'oxygène, tandis que la biodégradation naturelle des substrats organiques produit du compost par la communauté microbienne dans des conditions aérobies. Une autre différence est que le compost se dégrade rapidement, ce qui rend ses avantages relativement éphémères par rapport au biocharbon qui persiste dans le sol pendant des périodes plus longues [71, 83].

TABLE 1.2 – Comparaison des conditions de fonctionnement typiques et des propriétés des produits de divers procédés de production de biocharbon.

Processus	Température du procédé	Temps de séjour	Rendement du produit solide sur sec (% en masse)	Teneur en carbone du produit solide (% en masse)	Rendement en carbone ($masse_{carbone, produit} / masse_{carbone, et}$)
Pyrolyse lente	~ 400	1 min/jour	≈ 30	95	≈ 0.58
Pyrolyse rapide	~ 500	~ 1s	12-26	74	0.2-0.26
Gazéification	~ 800	~ 10 – 20s	≈ 10	-	-
HTC	~ 180 – 250	1 – 12h	< 66	< 70	≈ 0.88
Pyrolyse éclair	~ 300 – 600	< 30min	37	≈ 85	≈ 0.65
Torrefaction	~ 290	10 – 60min	61-84	51-55	0.67-0.85

Le biocharbon comme additif au compost

La faiblesse du carbone organique et de la fertilité des sols est un défi auquel sont confrontés de nombreux agriculteurs dans le monde. Le biocharbon offre une solution à ce problème car il offre deux options, à savoir le retour des nutriments et du carbone dans le sol tout en produisant de l'énergie [84]. De plus, le taux de compostage peut être augmenté en utilisant le biocharbon comme additif. Zhang et Sun [85] ont étudié le co-compostage de compost de champignons usés et de biocharbon. Leurs résultats ont montré une forte augmentation de la teneur en nutriments du produit de compostage obtenu et une amélioration de la qualité du compost, tout en réduisant la durée du compostage de 90 à 270 jours à seulement 24 jours. De plus, la grande porosité du biocharbon lui permet de faciliter la croissance microbienne dans le compost, ce qui accélère le recyclage des nutriments [86]. L'ajout de biocharbon au fumier de volaille a permis d'augmenter la température maximale atteinte et de raccourcir la phase thermophile [87].

Le biocharbon comme adsorbant

La présence de métaux lourds/métalloïdes et d'hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) dans le sol et l'eau, pose des problèmes environnementaux préjudiciables et une mauvaise qualité de l'agriculture, affectant toutes les formes de vie [88, 89]. Ces polluants sont toxiques, persistants, non biodégradables et potentiellement bioaccumulables [90]. Parmi les autres technologies de biorémediation utilisées pour résoudre le problème des métaux lourds/métalloïdes et des HAP, le biocharbon est l'une des meilleures solutions en raison de ses avantages [91]. Ces avantages comprennent la durabilité, les faibles coûts, la séquestration du carbone, etc. [88]. Diverses caractéristiques physiques et chimiques du biocharbon, telles que la structure des pores, la surface spécifique et les groupes fonctionnels, ont été utilisées pour adsorber différents polluants [92]. Par exemple, Mahmoud et al. [93] ont utilisé le biocharbon modifié de Switchgrass pour une décoloration efficace du colorant réactif

rouge 195 à partir d'échantillons aqueux et d'eaux usées. D'autres matériaux de biomasse tels que les balles de riz et le fumier de vaches laitières ont également été utilisés pour la production de biocharbon avec des capacités d'adsorption variables en fonction de la biomasse utilisée et d'autres facteurs [94].

Le biocharbon dans la construction

Le biocharbon a été utilisé dans la construction de routes et comme adjuvant pour le béton. Wang et al [70] ont évalué cette utilisation en produisant un nouveau matériau de remplissage et des pavés pour piétons et véhicules. Dans cette étude, l'ajout de biocharbon s'est avéré bénéfique pour l'hydratation du ciment, même si l'on a remarqué que les tailles de particules étudiées pouvaient entraîner des microfissures et une dégradation de la résistance. En outre, l'incorporation de biocharbon a permis d'améliorer l'immobilisation des contaminants potentiellement organiques et d'éléments toxiques dans le produit sédimentaire, ce qui est significatif pour les produits modérément ou fortement contaminés. Par conséquent, le biocharbon issu du bois peut être utilisé comme une combinaison verte pour procédures de recyclage à base de ciment pour les déchets hautement contaminés. L'utilisation du biocharbon dans les matériaux de construction pour piéger le dioxyde de carbone atmosphérique dans les bâtiments offre également la possibilité de réduire les gaz à effet de serre en réduisant les émissions de CO₂, gaz à effet de serre de 25%. Le pH élevé et le taux de rétention d'eau du biocharbon lui permettent d'absorber une partie de l'eau de gâchage du béton, réduisant ainsi la quantité d'eau libre dans le béton [95].

Comme source d'énergie

- **La co-combustion** est la combustion simultanée de deux ou plusieurs combustibles. Ce processus présente certains avantages : il peut être utilisé pour brûler un nouveau combustible dans une usine déjà existante, ce qui évite de devoir engager des coûts supplémentaires pour développer une nouvelle usine. Hoang et al. (2021) [96] ont réalisé une co-combustion de biocharbon de paille de riz et de charbon, ce qui a nécessité une très grande quantité de biocharbon à brûler avec le charbon. L'utilisation d'une quantité considérable de biocharbon augmente la production de cendres, qui sont l'un des polluants et des métaux lourds présents dans l'eau. Bien que la production de cendres ait augmenté, le CO₂ produit par tonne métrique a diminué, c'est-à-dire qu'il y a eu une réduction de 4,68 tonnes métriques de CO₂ lorsque 20% de la paille de riz a été co-combustionnée avec du charbon. Le deuxième avantage est que cette méthode est utilisée pour brûler le biocharbon avec des combustibles à faible teneur énergétique ou des combustibles résiduels, c'est-à-dire des granulés de charbon résiduels, qui augmentent la production d'énergie et détruisent simultanément les fractions de déchets. La cocombustion peut également améliorer le taux de combustion des combustibles à faible contenu énergétique. Jeong et al. (2020) [97] ont réalisé la co-combustion de déchets alimentaires avec des boues d'épuration où la valeur calorifique augmente progressivement avec l'augmentation du ratio de poids frais et varie de 12,6 à 27,1 MJ.kg⁻¹, 15,5 à 28,6 MJ.kg⁻¹, et 18,0 à 27,8 MJ.kg⁻¹ à des températures de pyrolyse de 300°C, 400°C et 500°C, respectivement.

- **La combustion** est essentiel pour transférer le contenu énergétique stocké dans un matériau vers le processus où l'énergie est requise. Il implique un transfert de chaleur d'une substance à l'équipement. Les différents biocharbons produits ont des caractéristiques de combustion différentes, notamment le temps d'allumage, la vitesse de combustion, la durée de combustion, etc. Zhu et al. (2018) [98] ont mené une étude sur les caractéristiques de combustion des combustibles à base de biocharbon et

de boue d'algues et d'eau qui a montré que le délai d'allumage et le temps de combustion augmentaient avec l'augmentation de la taille initiale des particules prélevées. La vitesse de combustion des particules varie de 0,15 à 0,25 mm^2s^{-1} , indépendamment de la taille initiale de la particules. Wang et al. (2020) [99] ont produit du biocharbon à partir de paille, de bois et de charbon bitumineux. Ils ont étudié l'effet de leur combustion dans l'atmosphère O_2/CO_2 , qui a montré un retard dans l'allumage du biocharbon et une énergie d'activation plus faible par rapport à l'atmosphère O_2/N_2 , ainsi qu'une augmentation de la réactivité du charbon avec l'augmentation de la concentration en O_2 .

Les initiatives entreprises par divers organismes internationaux reconnus vers un avenir durable ont ouvert la voie au développement de pratiques innovantes de valorisation des déchets. Conformément aux indications de l'ODD 11, le biochar est en train de devenir un matériau prometteur avec une pléthore d'applications, notamment la production d'énergie, l'amélioration de la qualité du sol, l'élimination des métaux lourds, la catalyse et les applications de piles à combustible. Les recherches ont indiqué que le temps de séjour et le taux de chauffage avaient un impact direct sur la sévérité de la réaction et le rendement du produit.

Cependant, le processus crée des produits chimiques dangereux, y compris le monoxyde de carbone et le dioxyde de carbone. La pyrolyse a été choisie pour la production de biocharbon en raison de son rendement élevé et de sa qualité carbonique. La génération de produits valorisés supplémentaires, tels que le biooil et le syngas, en fait une alternative favorable. Le rendement de ces produits a été considérablement limité par les procédures de prétraitement utilisés sur la biomasse et les paramètres du procédé impliqués dans la pyrolyse de cette matière première traitée. Cependant, le biochar dérivé de la pyrolyse de la biomasse est un produit beaucoup plus recherché en raison de son faible empreinte carbone, de ses possibilités de production d'énergie et d'autres applications tertiaires.

1.2 Les technologies de production du charbon vert

D'après la description ci-dessus de la formation de charbon dans les réactions de conversion thermochimique, il est clair qu'un large éventail de technologies dans lesquelles le charbon vert (biocharbon) est soit obtenu comme produit principal, soit comme coproduit. La section suivante donne un bref aperçu des différents systèmes de réacteurs clés.

1.2.1 Les réacteurs à lit fixe

La pyrolyse rapide de la biomasse en lit fixe a été décrite par de nombreux chercheurs [5, 7, 8, 12–14]. Cependant, dans la plupart des cas, la quantité de biomasse utilisée pour la pyrolyse était de l'ordre de quelques grammes (g) et était destinée à des recherches analytiques et à l'échelle du laboratoire. Les différents types de réacteurs à lit fixe dépendent de la direction de l'écoulement des gaz par rapport à celui du lit de charbon. On distingue des réacteurs à lit fixe contre-courant (updraft) et co-courant (downdraft). Lorsque la gazéification de la biomasse est réalisée dans au moins deux réacteurs distincts, on parle alors de réacteur étagé. Le schéma d'un réacteur à lit fixe est présenté à la Fig.1.3. Schröder et al. [100] a utilisé 2 kg de biomasse d'une taille de particules de ~ 10 mm et a examiné la validité du modèle de lit fixe. L'auteur a expliqué l'importance d'étudier la cinétique chimique en utilisant des particules de plus grande taille par rapport à l'analyse TGA courante, qui utilise un petit échantillon de particules fines, de sorte que l'effet des phénomènes de transport devient insignifiant. Acikgoz et al [101] ont étudié la pyrolyse d'échantillons de graines de lin dans un réacteur

tubulaire à lit fixe bien balayé et chauffé par résistance (0,8 cm de diamètre intérieur et 90 cm de long), constitué de laine d'acier comme lit fixe et construit à partir d'acier inoxydable 310. L'opération de pyrolyse a été réalisée en plaçant 2 g d'échantillon séché à l'air d'une taille moyenne de particules comprise entre 0,6 et 1,8 mm sur le lit fixe. Une vitesse de gaz de balayage de 100 mL/min a été maintenue avec une vitesse de chauffage de 300 °C/min. Bien que les rendements en bio-huile soient comparables à ceux de la littérature antérieure, aucune possibilité d'extension future du réacteur n'a été mentionnée. De même, des réacteurs de pyrolyse à lit fixe ont été utilisés pour évaluer les paramètres de fonctionnement tels que la température, la vitesse de chauffage, la taille des particules et les méthodes de refroidissement pour différents types de biomasse, mais aucune application pratique ou commerciale n'a été développée à notre connaissance.

Les raisons possibles de l'absence de réacteurs de pyrolyse à lit fixe à l'échelle commerciale pourraient être des problèmes de maintenance tels que le bouchage du lit du réacteur par des composés de charbon et de goudron, et une résistance accrue pour le flux de gaz de balayage, qui pourraient être facilement résolus dans les autres types de réacteurs mentionnés ci-dessous.

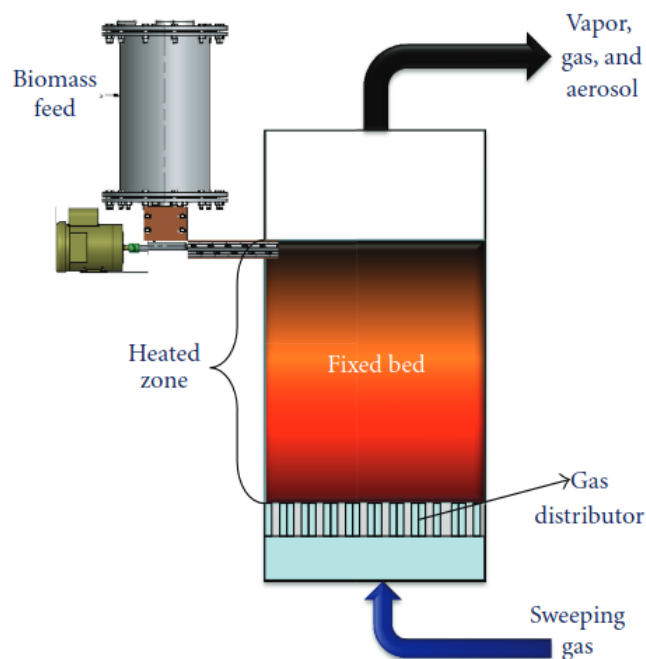


FIGURE 1.3 – Réacteur à lit fixe pour la pyrolyse de la biomasse. [102]

1.2.2 Les réacteurs à lit fluidisé

Les réacteurs de pyrolyse à lit fluidisé sont les types de réacteurs les plus documentés et les plus disponibles dans le commerce parmi tous les pyrolyseurs [59, 60, 64, 72, 103, 104]. Plus précisément, ils sont également connus sous le nom de réacteurs à lit fluidisé bouillonnant, où un lit hydrodynamiquement stable de particules de biomasse de petite taille (0,5-2 mm) est maintenu à l'aide d'un gaz de fluidisation inerte tel que l'azote (Fig. 1.4). Afin d'améliorer le transfert de chaleur, le maintien des particules de charbon et le contrôle de la température, du sable/un matériau porteur est également entraîné avec le gaz de fluidisation pour augmenter l'attrition/l'abrasion des particules de biomasse.

L'absence de pièces mécaniques facilite la mise à l'échelle et la maintenance, mais la fluidisation de grands volumes de biomasse et de supports (par exemple, le sable) nécessite une énergie relative-

ment plus élevée et une part considérable de l'investissement en capital dans les soufflantes à gaz. Le concept de réacteur à lit fluidisé est bien compris ; il a donc été possible de concevoir et de développer des pyrolyseurs à l'échelle pilote et commerciale car de nombreux modèles cruciaux de transfert de chaleur et de masse pendant la fluidisation des particules, issus d'études antérieures, s'avéraient disponibles. La conception du réacteur à lit fluidisé permet de minimiser le craquage catalytique de la vapeur de pyrolyse par le charbon via la séparation rapide des particules de charbon à l'aide de cyclones. Il existe plusieurs types de pyrolyseurs à lit fluidisé fonctionnant avec des rendements en bio-huile de haute qualité, de l'ordre de 70 à 75% en poids, un fonctionnement sans problème avec un taux d'humidité élevé et une maintenance minimale. Tandis que de nombreux autres types de pyrolyseurs présentent de nombreux défis opérationnels et de la qualité du produit final.

Par conséquent, les besoins énergétiques relativement plus élevés et la part considérable de l'investissement en capital dans les soufflantes à gaz sont facilement ignorés par les investisseurs. En outre, les pyrolyseurs à lit fluidisé disposent de quelques technologies établies sur le marché, telles que RTP (Ensyn Inc.) et RTI (Dynamotive Corp.), ainsi que de nombreux réacteurs à petite échelle. Cependant, en raison de la concurrence croissante des autres biocarburants et du pétrole brut fossile, d'autres concepts potentiels de pyrolyse rapide impliquant des besoins énergétiques moindres et la possibilité d'utiliser des déchets de biomasse font également l'objet d'une attention accrue

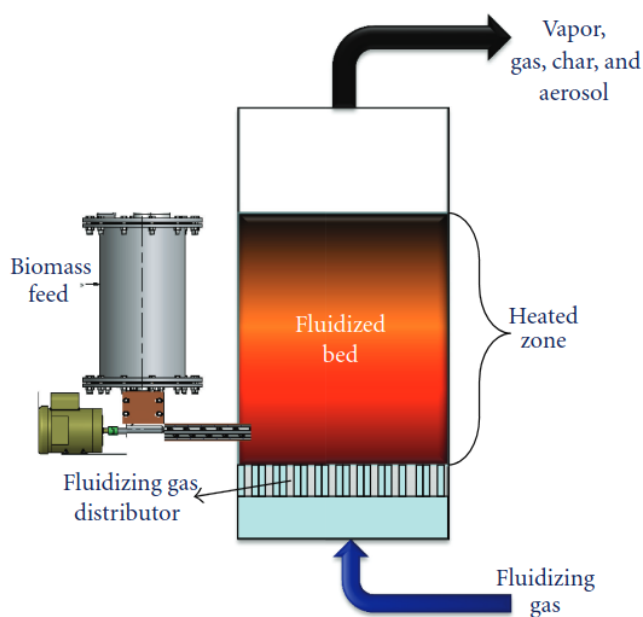


FIGURE 1.4 – Schéma général des réacteurs à lit fluidisé pour la pyrolyse de la biomasse [102]

1.2.3 Les réacteurs à lit fluidisé à recirculation

Les réacteurs à lit fluidisé recirculant sont également appelés réacteurs à lit fluidisé circulant ou réacteurs à lit de transport. Il s'agit d'une version plus complexe des réacteurs à lit fluidisé bouillonnant (Fig. 1.5). Comme le lit fluidisé bouillonnant, ce type de pyrolyseur est également bien compris et de nombreuses données bibliographiques sont disponibles sur son fonctionnement, y compris sur la pyrolyse de la biomasse [105–108]. Contrairement aux réacteurs à lit fluidisé bouillonnant, ces pyrolyseurs ont un transfert de chaleur plus faible mais une meilleure attrition du charbon en raison de vitesses de gaz plus élevées via la recirculation ou reflux. Le rendement en bio-huile des réacteurs à

lit de recirculation est également similaire à celui des réacteurs à lit fluidisé, mais le réchauffage des particules de sable/porteur nécessite la combustion du charbon piégé, ce qui peut entraîner une accumulation de cendres dans le lit de recirculation. Les principaux avantages de ce type de réacteur sont une pyrolyse énergétiquement autonome et facile, la possibilité de traiter des volumes importants de biomasse grâce à des vitesses de gaz élevées. D'autre part, l'accumulation de cendres peut provoquer un craquage catalytique de la vapeur de pyrolyse et entraîner une diminution de la matière volatile dans la bio-huile, sans oublier que les vitesses de gaz très élevées nécessitent encore plus d'énergie pour les souffleurs de gaz. Le fonctionnement et l'entretien de ce type de pyrolyseur sont rigoureux. Ce type de pyrolyseur est robuste et les problèmes liés à l'apport d'énergie dans le processus sont donc négligés dans la plupart des cas de ce fait, il est assez rare de trouver des littérature sur l'apport énergétique de ces réacteurs.

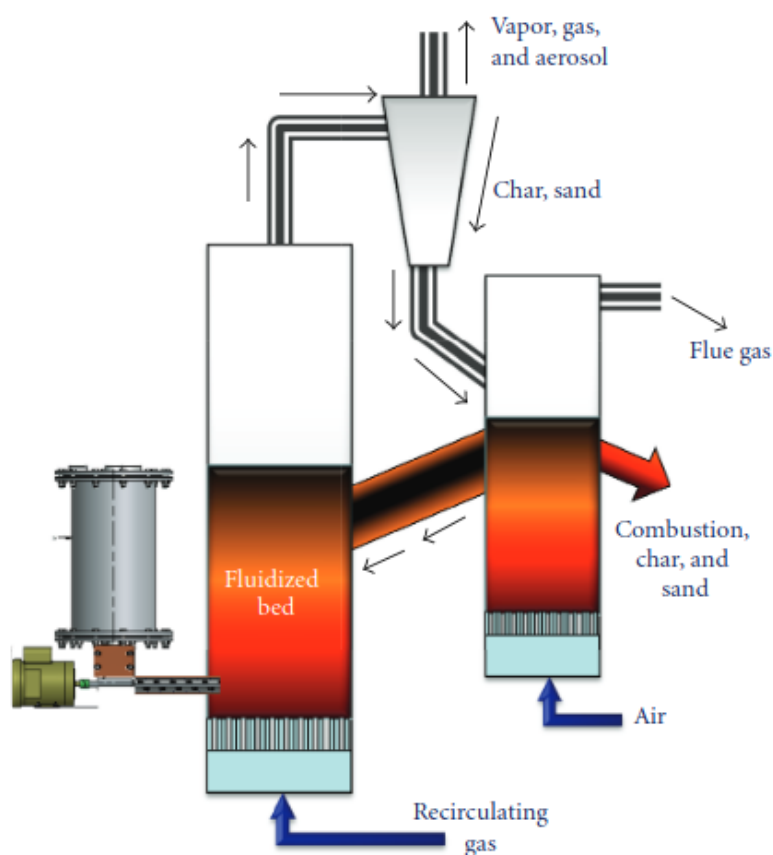


FIGURE 1.5 – Schéma d'un pyrolyseur à lit fluidisé recirculant. [102]

1.2.4 Les réacteurs à cône rotatif

Le pyrolyseur à cône rotatif a été développé à l'Université de Twente, aux Pays-Bas. Cette technologie a servi de base au procédé BTG-BTL¹ pour la pyrolyse de divers types de biomasse. L'avantage de cette technologie est l'absence de gaz inerte/transporteur, ce qui permet de réduire les besoins en énergie. Dans un pyrolyseur à cône rotatif, la biomasse est déversée sur un cône rotatif à grande vitesse avec du sable chaud en l'absence d'oxygène (Fig.1.6). La rotation à grande vitesse provoque un

1. BTG-BTL est une entreprise néerlandaise qui utilise aujourd'hui de la biomasse lignocellulosique et, grâce à son propre processus de pyrolyse breveté, obtient un liquide brun-noir, mieux connu sous le nom d'huile de pyrolyse. Sa technologie permet de convertir jusqu'à 70% du poids de la matière première/biomasse en bio-huile, le reste étant transformé en charbon et en gaz.

mélange vigoureux de la biomasse et des particules de sable chaud, ce qui entraîne un transfert de chaleur rapide et une abrasion de la surface de la biomasse en raison de la vitesse de rotation.

Ainsi, des conditions de pyrolyse rapide sont obtenues grâce aux efforts combinés du mélange mécanique et du mélange des fluides. Les besoins énergétiques sont satisfaits par la combustion du charbon et le processus peut être autonome en termes d'apport énergétique pour le chauffage du pyrolyseur. En fonction de la source de biomasse, on a obtenu jusqu'à 75% en masse de bio-huile pour un coût comparable au coût du carburant diesel (<http://www.btgworld.com/en>). Ce procédé présente de nombreuses caractéristiques positives, comme le mentionne le site web de l'entreprise. Cependant, en raison de l'utilisation complète du charbon pour le chauffage du processus, il pourrait ne pas convenir aux applications agricoles, où le charbon (pour la séquestration du CO₂ et l'amélioration du sol) pourrait avoir une valeur ajoutée beaucoup plus élevée que l'orientation vers la bio-huile uniquement. En outre, le cône rotatif à grande vitesse ($\sim 600\text{tr}/\text{min}$) peut nécessiter une attention considérable pour le fonctionnement et l'usure mécanique. une attention considérable au niveau du fonctionnement et de l'usure mécanique.

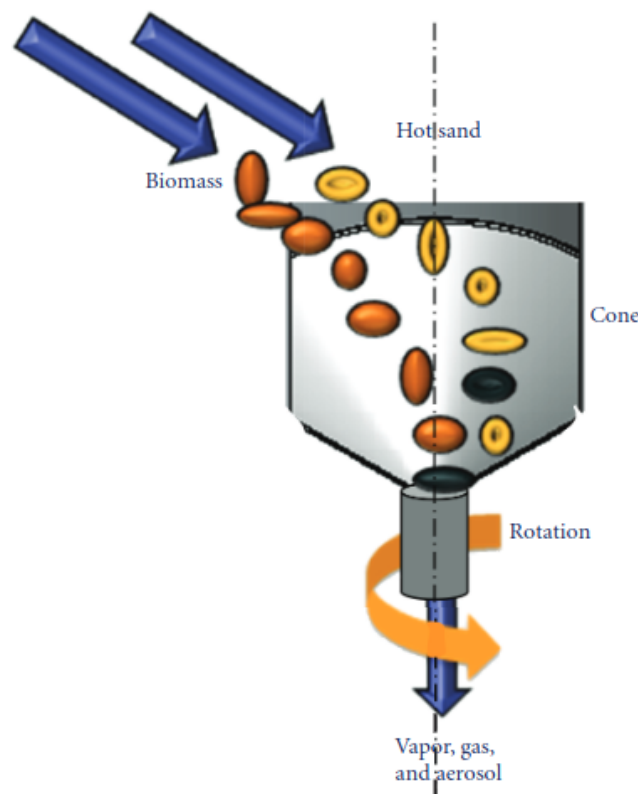


FIGURE 1.6 – Schéma d'un pyrolyseur à réacteurs cône rotatif. [102]

1.2.5 Les réacteurs de pyrolyse ablative

Les réacteurs de pyrolyse ablative font l'objet de recherches depuis les années 1980 ; cependant, la pyrolyse ablative fait encore l'objet d'études à l'échelle pilote en raison de la complexité de son fonctionnement et de sa mise à l'échelle [102]. Le pyrolyseur ablatif nécessite un chauffage simultané et un renouvellement de la surface rotative et de la matière première par un procédé mécanique (disque chaud rotatif) ou par la dynamique des fluides (flux de gaz inerte dans un tamis métallique) (Fig.??abla)). Il a été établi une corrélation entre la pyrolyse ablative et l'amélioration de la fonte

d'un cube de beurre lorsqu'il est pressé contre une surface chaude. On dit que la vapeur et le liquide de pyrolyse produits pendant la pyrolyse ablative peuvent lubrifier la surface mobile contre laquelle la biomasse est pressée, mais si le liquide de pyrolyse reste plus longtemps sur la surface chaude en rotation, il peut subir d'autres réactions indésirables. Afin d'éviter ces réactions, l'élimination rapide de la vapeur et des liquides de pyrolyse de la zone de pyrolyse pourrait annuler ces effets de lubrification. Les pyrolyseurs ablatifs peuvent être basés sur le contact direct ou l'ablation par rayonnement. Les réacteurs expérimentaux tels que le réacteur à tamis métallique sont plus proches du réacteur ablatif; néanmoins, l'applicabilité pratique semble loin d'être viable. D'autre part, les réacteurs ablatifs à contact direct semblent être pratiques, mais les expériences avec les conceptions récentes ont été différentes de la vision initiale. Par exemple, pour obtenir une flexibilité dans les types de biomasse, des prétraitements supplémentaires de la biomasse sont nécessaires, tels que la granulation pour la biomasse fibreuse. La rotation à grande vitesse de la surface chauffée et la friction de glissement due à la pression intense appliquée à la biomasse posent de grands défis à la mise à l'échelle et à la simplicité opérationnelle.

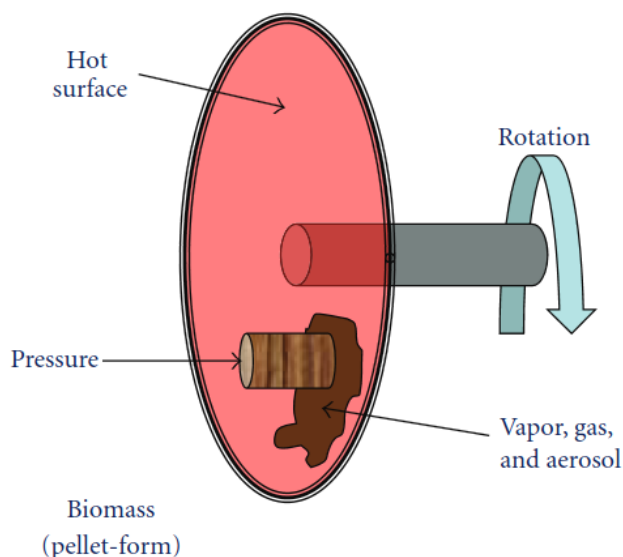


FIGURE 1.7 – Concept de réacteur de pyrolyse de biomasse ablatif. [102]

1.2.6 Les réacteurs à vis sans fin

Les variantes de pyrolyseurs à vis ou à hélices font l'objet d'une attention croissante de la part de nombreuses petites et moyennes industries. Le concept de traitement des solides à l'aide d'une vis sans fin est intégré dans presque toutes les industries en raison des besoins en énergie et en espace et des gains d'efficacité qui en découlent. Il est intéressant de noter que tous les autres types de systèmes de pyrolyse nécessitent une vis sans fin pour transporter la biomasse à un moment ou à un autre du processus (alimentation de la chambre de réaction, élimination du charbon). Cependant, l'application du concept de vis sans fin à la pyrolyse de la biomasse est relativement récente. En fait, aucun pyrolyseur à vis sans fin à l'échelle pilote n'a été mentionné dans la littérature avant le début des années 2000 [109]. Dans ce type de pyrolyseur, la vis sans fin est utilisée pour transporter la biomasse à travers une zone chauffée (zone de pyrolyse) (Fig1.8).

La température de la biomasse est portée à la température de pyrolyse souhaitée pendant le trans-

port à travers la zone chauffée en manipulant la vitesse de rotation de la vis sans fin, son diamètre, son pas de course, la taille des particules de biomasse et les modes de chauffage. La conception de la vis sans fin permet de bien contrôler le temps de séjour de la biomasse dans la zone chauffée avec un minimum d'énergie. Un inconvénient apparent pourrait être les pièces mobiles et l'usure mécanique ; cependant, une conception soignée (rotation lente) et les progrès de la science des matériaux et de l'usinage (précision pour la tolérance et contact minimal entre les pièces mobiles) peuvent facilement surmonter ce défi. Les pyrolyseurs à vis sans fin présentent des atouts majeurs en termes de compacité et de simplicité de conception, d'absence ou d'insuffisance de gaz porteurs, de facilité de séparation de la bio-huile et du charbon, et de faibles besoins en énergie. Le fonctionnement simple du pyrolyseur à vis est également un avantage du point de vue de l'utilisation/application à l'échelle de l'exploitation agricole. L'intérêt récent des petites et moyennes entreprises pour le pyrolyseur à vis a été renforcé.

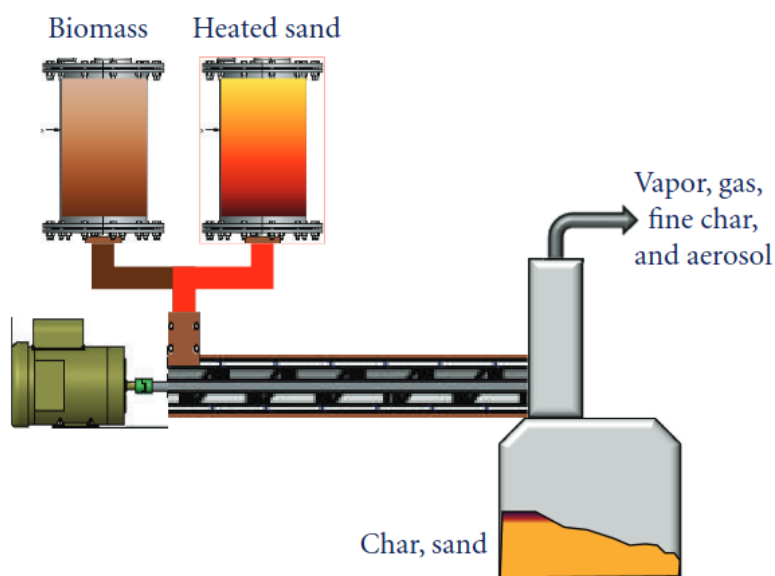


FIGURE 1.8 – Concept de réacteur de pyrolyse à vis sans fin utilisant un caloporteur. [102]

1.2.7 Les reacteurs de pyrolyse sous vide

Le potentiel de la pyrolyse sous vide pour la biomasse et les déchets carbonés a également donné des résultats fructueux après les expériences à l'échelle pilote [110, 111]. La pyrolyse sous vide pose des problèmes tels qu'un transfert de chaleur et de masse plus faible, une taille d'équipement plus importante et des investissements élevés [102]. En outre, le maintien des conditions de pyrolyse rapide à l'intérieur d'un pyrolyseur sous vide nécessite une conception spéciale des entrées et des sorties pour les matières premières et les produits de pyrolyse (Fig.1.9). En outre, le fonctionnement continu d'un pyrolyseur sous vide nécessite un mécanisme spécial d'entrée des matières premières. Ces éléments découragent fortement les investisseurs potentiels et la commercialisation éventuelle. D'autre part, la pyrolyse sous vide offre un très bon contrôle sur le temps de séjour de la vapeur ; elle minimise donc les réactions de décomposition secondaire de la bio-huile. La volatilisation rapide due à la pression réduite permet également de diminuer la température de pyrolyse et de réduire éventuellement l'apport de chaleur. Dans la littérature, la pyrolyse sous vide a été décrite comme capable d'utiliser des biomasses de plus grande taille. Il peut être souhaitable d'ajouter l'avantage du vide ou des conditions

de vide de faible intensité à l'intérieur d'autres configurations possibles de réacteurs telles que les réacteurs à vis sans fin ou ablatifs afin de manipuler le temps de séjour de la vapeur, la température de pyrolyse tout en ayant également de meilleures conditions de transfert de chaleur et de masse. L'unité de séchage devrait utiliser l'énergie provenant de la combustion des gaz de pyrolyse et devrait être capable de réduire l'humidité à une valeur inférieure à 10% en masse. L'unité de pyrolyse pourrait être alimentée par une source d'énergie externe ou pourrait également utiliser une partie des produits de la pyrolyse (par exemple, le biochar et les gaz de combustion) pour répondre aux besoins énergétiques. La bio-huile ainsi produite peut être utilisée pour le chauffage et la production d'électricité localement, ou être vendue à un réseau de raffinerie de bio-huile pour purification et valorisation. Le biochar peut être réinjecté dans le sol pour reconstituer les minéraux et les nutriments et améliorer les caractéristiques physicochimiques du sol telles que le pH, la porosité et la densité. On a également constaté que le biochar adsorbait les métaux lourds et ralentissait la libération de l'azote, du phosphore et d'autres nutriments. Cela permet d'améliorer l'efficacité des engrais.

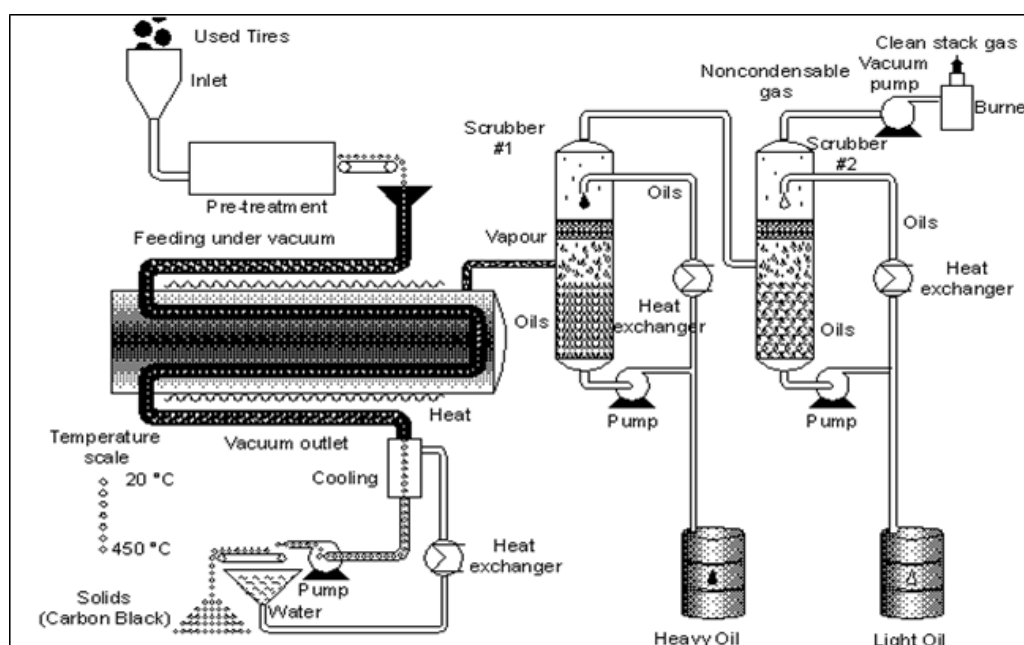


FIGURE 1.9 – Réacteur de pyrolyse sous vide.

Source : <http://www.biofuelsacademy.org/index.html%3Fp=623.html>

En outre, le biochar a une durée de vie élevée (100 à 1000 ans), ce qui signifie qu'une partie importante du CO₂ de l'atmosphère sera séquestrée dans le sol à chaque cycle de culture. Cette solution devrait permettre de contenir une part importante des émissions actuelles de gaz à effet de serre (le secteur agricole contribue à hauteur d'environ 8%) à long terme, jusqu'à ce qu'une stratégie plus complète soit mise en place. Les effets négatifs combinés du réchauffement planétaire et du changement climatique, la crise des combustibles fossiles et les risques pour l'environnement ont poussé les gouvernements et les secteurs commerciaux du monde entier à s'intéresser à la transformation des résidus et des déchets de la biomasse en énergie, en séquestration du carbone et en d'autres produits de valeur. De nombreux pays et conglomérats de pays ont lancé ou au moins prévu des subventions et des aides pour le concept de transformation de la biomasse en énergie. Dans la plupart des cas, les entreprises commerciales à grande échelle sont basées sur la biomasse/les résidus forestiers qui peuvent convenir à un développement durable ou à long terme s'ils sont bien gérés. À l'heure actuelle, l'élimination et la gestion des résidus/déchets agricoles constituent des problèmes majeurs et

devraient être activement considérés comme une autre source importante de biomasse. La production de déchets agricoles étant liée à la consommation de produits agricoles par la population, qui augmente rapidement, la transformation des déchets agricoles en énergie, en stockage de carbone et en produits de valeur pourrait contribuer à réduire les émissions nettes de gaz à effet de serre (GES) en diminuant l'utilisation nette de combustibles fossiles.

1.3 Les techniques et technologies de combustion de la biomasse.

Actuellement, environ 2,7 milliards de personnes dans les pays en développement dépendent de la biomasse, notamment le bois, le charbon de bois, les feuilles d'arbres, les résidus de cultures et les déjections animales, pour cuisiner. C'est en Afrique subsaharienne et en Inde que la part de la population qui dépend de la biomasse pour cuisiner est la plus élevée [101]. Le bois de chauffage représente environ 90% de la consommation totale de bois en Afrique, et 81% des ménages africains utilisent ce combustibles solides, tandis que 70% en dépendent comme source d'énergie principale pour la cuisson des aliments [112]. En Inde, près de 66% de la population fait cuire ses aliments en utilisant différents combustibles de biomasse [113]. Deux approches majeures peuvent être utilisées pour améliorer la sécurité énergétique dans les pays en développement, en particulier dans les zones rurales : promouvoir une utilisation plus efficace et durable de la biomasse traditionnelle et encourager les ménages à passer à des combustibles et des technologies de cuisson modernes. Pour de nombreux ménages, le passage de la biomasse traditionnelle à la biomasse moderne et propre peut ne pas être réalisable à court terme en raison des coûts d'investissement élevés associés à des niveaux de pauvreté élevés [114]. Par conséquent, l'amélioration de la manière dont la biomasse est fournie et utilisée pour la cuisson est un moyen important d'améliorer la durabilité de son approvisionnement et de son utilisation dans les pays en développement, tout en s'attaquant aux problèmes de sécurité énergétique dans ces pays. La Fig1.10 montre le pourcentage élevé de la population des pays en développement qui utilise la biomasse comme combustible pour cuisiner. Les dispositifs de combustion de la biomasse utilisés pour la cuisine sont connus dans la littérature sous différents noms tels que fourneau, foyers à bois ou foyers à biomasse.

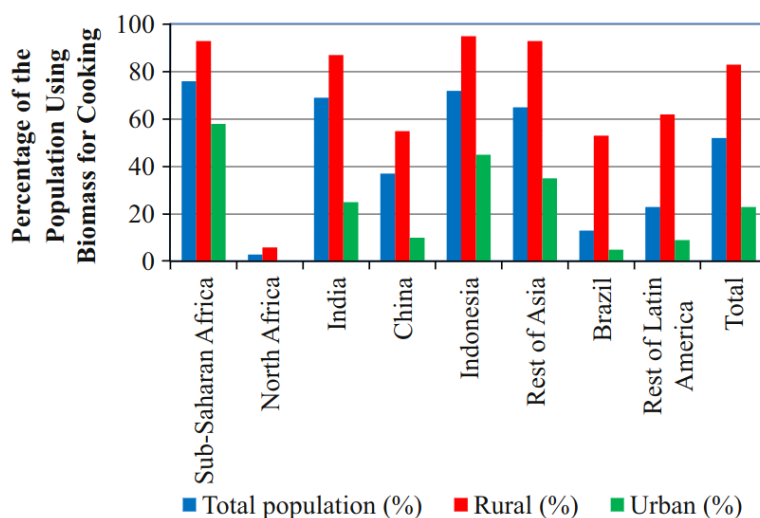


FIGURE 1.10 – Répartition des personnes dans les pays en développement qui dépendent de la biomasse comme combustible principal pour la cuisine. [114]

Les versions traditionnelles des foyers sont très inefficaces et produisent beaucoup d'émissions, ce qui entraîne des problèmes respiratoires et d'autres problèmes de santé (voir Fig.1.11). Dans les zones rurales, les femmes et les jeunes filles passent de nombreuses heures par semaine à ramasser du bois de chauffage, ce qui les empêche d'aller à l'école ou de gagner de l'argent [115]. Bien que ces techniques de cuisson soient largement utilisés et qu'ils aient un impact considérable sur la vie des populations pauvres, la conception et le développement des foyers de meilleur qualité ont reçu relativement peu d'attention de la part de la communauté scientifique et technique du monde entier. Par conséquent, malgré les efforts concertés de nombreux groupes au niveau local, le problème est encore loin d'être résolu. Ces dernières années, les chercheurs ont accordé une plus grande attention aux défis techniques posés par le développement des foyers améliorés de cuisson utilisant la biomasse (charbon de bois, bois, Briquettes de papier ou matières végétales) et conçus pour maximiser l'efficacité thermique et énergétique, fonctionner en toute sécurité et réduire au minimum les émissions nocives pour la santé humaine. ce qui a donné naissance à une nouvelle génération de foyers, dont la plupart utilisent la voie de la gazéification avec une alimentation en air forcée comme caractéristique fondamentale de la conception et dont beaucoup adoptent des générateurs thermoélectriques pour actionner les ventilateurs d'alimentation en air. Ces développements posent également leurs propres défis.



FIGURE 1.11 – Foyer traditionnel, ouvert trois pierres. [116]

La conception des foyers est lentement passée du statut d'art avec une approche par essais et erreurs à un exercice plus scientifique, avec une identification claire des principes fondamentaux et une modélisation mathématique incluant l'utilisation d'outils avancés tels que l'analyse par éléments finis et la simulation CFD. Même les essais de foyers sont reconnus comme un domaine qui nécessite une compréhension scientifique solide pour une utilisation efficace. Pour progresser dans ce domaine, les scientifiques et les groupes locaux se donnent de plus en plus la main, tirent les leçons des travaux antérieurs et, en s'appuyant sur la compréhension scientifique du problème, proposent un éventail de solutions parmi lesquelles l'utilisateur peut choisir.

La littérature relative aux foyers est en effet très vaste et couvre plusieurs aspects que l'on peut

classer dans les catégories suivantes : (i) Articles généraux sensibilisant aux questions liées aux foyers du point de vue d'un profane. Cette littérature est particulièrement utile pour le public non technique, y compris les utilisateurs, les travailleurs de base et les décideurs politiques. (ii) Des recueils semi-techniques de foyers avec leurs dessins techniques et leurs détails de construction, ainsi que des protocoles d'essai des foyers. Ces documents sont utiles aux fabricants et au personnel technique chargé de tester et de diffuser les foyers. (iii) Livres, rapports et articles techniques traitant des processus d'un foyer et des principes de sa conception et de son test d'un point de vue scientifique. Cette littérature est destinée aux chercheurs impliqués dans la conception et l'analyse des foyers ainsi que dans le développement et l'amélioration des méthodes d'essai. (iv) Articles présentant les résultats des tests de performance effectués en laboratoire et sur le terrain pour différents types de foyers. Cette documentation est utile aux concepteurs et aux organismes de diffusion. (v) Articles spécialisés sur les questions de santé et d'environnement liées à l'utilisation des foyers. Ces articles sont utiles aux décideurs politiques ainsi qu'aux personnes travaillant dans le domaine de l'environnement et de la santé publique. (vi) Littérature axée sur les questions de diffusion des foyers, pour laquelle les décideurs politiques et les agences de diffusion constituent le principal public.

1.3.1 Évolution de la conception des foyers

De la conception traditionnelle à la conception "améliorée"

Depuis les feux ouverts de la préhistoire et les feux à trois pierres, la conception des foyers a évolué vers des feux protégés [117], ce qui a ouvert la voie au développement de foyers améliorés. Les foyers traditionnels se caractérisent par une faible efficacité et de fortes émissions. La conception et la diffusion de foyers améliorés, plus efficaces et moins polluants, remontent à plus de cinq décennies. Un aperçu historique des foyers dans le monde est présenté dans les deux articles de synthèse [118, 119]

Dans les années 1980, le mouvement en faveur des foyers améliorés a pris de l'ampleur dans plusieurs pays en développement [120]. En Inde par exemple, le National Program on Improved Chulhas (NPIC) a été lancé en 1982. Des programmes de foyers améliorés ont également été mis en œuvre dans de nombreux autres pays d'Asie du Sud [121] et d'Afrique de l'Est [122]. Bien que certains de ces foyers aient permis de réduire les émissions, il s'agissait d'une époque où le développement des foyers améliorés était principalement axé sur l'économie de bois de chauffage afin de réduire les corvées et d'économiser l'énergie. Les foyers développés à cette époque étaient principalement des foyers à tirage naturel ne nécessitant que peu ou pas de préparation du combustible. Parallèlement à ces efforts, certains groupes ont travaillé pendant toutes ces années pour mesurer l'impact des émissions de gaz à effet de serre sur l'environnement et sur la santé des utilisateurs, en particulier les femmes et les enfants [123–127]. Leurs travaux ont mis en évidence la nécessité de disposer de foyers à combustion nettement plus propre que les foyers traditionnels afin de réduire les risques sanitaires qui en découlent. Ils ont insisté sur le fait que la simple élimination de la fumée ne suffit pas à réduire les risques pour la santé, car il ne faisait que transférer le problème de l'intérieur de la maison vers l'extérieur et ne l'éliminait pas. En conséquence, le début du 21^e siècle a vu un bond en avant dans l'intérêt de la communauté scientifique à s'intéresser à la question des émissions des foyers à biomasse, ce qui a conduit à la mise au point de ce que l'on appelle les foyers de la prochaine génération (foyers à biomasse avancés), assurant une combustion plus propre. En conséquence, en 2011, des programmes de foyers améliorés ont été signalés comme étant actifs dans 160 pays à travers le

monde [128]. Mieux encore le gouvernement indien a lancé un nouveau programme appelé National (Biomass) Cookstove Initiative (NCI) en 2009 pour le développement et la diffusion de foyers à biomasse avancés auprès d'environ 160 millions de ménages [129].

Littérature sur les principes de conception des foyers

La diversité des pratiques culinaires, non seulement à travers le monde mais aussi au sein de petites régions, a longtemps soutenu l'idée que les foyers devaient être fabriqués sur mesure en fonction des exigences locales et que leur conception ne pouvait donc pas suivre de principes généraux. Depuis le début des années 80, quelques publications importantes sont apparues avec une approche distincte consistant à reconnaître le foyer comme un système technique et à identifier certaines caractéristiques de conception génériques qui pourraient aider à améliorer les performances d'un foyer [130–132]. Ils ont également servi de compendiums pour les conceptions de foyers de l'époque, fournissant également des lignes directrices pour leur construction. Les discussions techniques de ces recueils fournissent des informations précieuses sur les phénomènes qui se produisent dans un foyer à bois, et peuvent donc être très utiles aux concepteurs de foyers et aux chercheurs dans ce domaine, même aujourd'hui.

Dans le livre intitulé *Wood Heat for Cooking* [133], l'article de Verhaart [134], le premier du genre, parle de la conception des foyers selon les principes généraux de la conception technique, à savoir l'identification des besoins des utilisateurs, la définition explicite des spécifications du système et des instructions de fabrication. Cet aspect a été renforcé et développé par la suite par Bussmann [135]. Verhaart [134] fournit également des données précieuses sur les besoins en énergie pour la transformation chimique de certains aliments et des quatre principales fonctions de cuisson, à savoir l'ébullition, la friture, la cuisson au four et le gril. Se référant aux travaux de Krishna Prasad [136] sur l'identification de plats similaires dans différents lieux géographiques, Verhaart [134] suggère que la grande diversité perçue des besoins en matière de cuisine dans le monde entier peut en effet être satisfaite avec un nombre très limité de modèles. Il est intéressant de noter qu'à l'époque où le développement scientifique des foyers en était encore à ses balbutiements, l'auteur a souligné le rôle important de la taille uniforme des particules de combustible pour le bon fonctionnement d'un foyer, ce qui n'est pas encore largement accepté, en particulier dans les programmes d'amélioration des foyers dans de nombreux pays en développement.

Chaplin [137] a présenté des lignes directrices sur la sélection des matériaux pour la fabrication des foyers, en tenant compte des facteurs économiques ainsi que des propriétés des matériaux telles que la solidité, la rigidité, la résistance aux chocs, la résistance aux contraintes et aux chocs thermiques, la façonnabilité, etc. Différents matériaux de fabrication des foyers, tels que la tôle d'acier, la fonte, les argiles non cuites ou séchées à l'air, les céramiques cuites et les matériaux cimentaires, ainsi que leurs avantages et inconvénients respectifs, ont été discutés.

Krishna Prasad et al [138] ont été exhaustif sur les aspects techniques des foyers, allant de l'identification des principales opérations de cuisson à la modélisation mathématique de la combustion et du transfert de chaleur. Les auteurs ont souligné que, dans le monde entier, la cuisson dans l'eau ou le lait est généralement un processus en deux phases, à savoir l'ébullition et le mijotage des aliments. Le foyer a été considérée comme un système d'ingénierie identifiant les différents phénomènes qui se produisent avec une discussion détaillée sur les processus de combustion et de transfert de chaleur dans les foyers ouverts ainsi que dans celles fermées et la comparaison des résultats du modèle avec les résultats expérimentaux. Les auteurs ont également abordé plusieurs questions relatives aux tests

des foyers, qui sont examinées plus loin dans ce chapitre.

Baldwin [139], fournit des informations détaillées sur les différents combustibles de la biomasse, la conception, la construction et les essais des foyers. Les bases des phénomènes fondamentaux dans un foyer et les méthodes statistiques nécessaires à un expérimentateur sont présentées sous une forme facile à utiliser. L'auteur recommande vivement l'utilisation de méthodes statistiques dans l'analyse des résultats des essais des foyers, un élément important dans le processus de conception des foyers.

Les travaux de Larry Winiarski, l'inventeur des foyers rocket, sont apparus sous la forme de 10 principes de conception d'un foyer à bois dans un article publié par Bryden et al [140]. Plus récemment, le livre de Mukunda [118] contient un chapitre sur les poêles à gazéification de type TLUD². L'importance de la vitesse superficielle dans la conception des poêles à gazéification a été soulignée. L'auteur recommande la granulation pour une utilisation efficace des résidus agricoles. Cela a une forte implication sur la conception des foyers, puisque la taille du combustible à utiliser est un paramètre très important dans la conception des foyers.

Bien que la littérature examinée ci-dessus ne présente pas une méthodologie unique pour la conception d'un foyer amélioré, elle aide le concepteur du foyer à suivre une approche systématique garantissant que tous les aspects importants tels que les besoins des utilisateurs, les fondements scientifiques, les questions de sécurité et d'entretien, la fabricabilité, le coût et bien d'autres sont dûment pris en compte. La contribution la plus importante de ces textes a été de mettre en évidence les caractéristiques de conception qui ont acquis un caractère générique et méritent d'être discutées indépendamment de toute conception spécifique de foyer.

Caractéristiques de conception des foyers

Tout chercheur technique dans le domaine des foyers, qu'il soit engagé dans le développement de nouveaux modèles ou dans l'analyse et l'évaluation des modèles existants, doit comprendre les principales raisons pour lesquelles un foyer particulier est plus performant qu'un autre. Cette section a donc pour objectif principal de fournir un aperçu de l'importance de chaque caractéristique de conception particulière d'un foyer.

- Combustion directe ou la gazéification

Dans les foyers à combustion, le combustible solide de biomasse brûle dans la chambre de combustion en présence d'air primaire et secondaire qui, ensemble, sont supérieurs au besoin d'air stœchiométrique. Les produits chauds de la combustion transmettent la chaleur au réceptacle et s'échappent ensuite dans l'atmosphère. Les cuisinières qui gazéifient le bois (ou tout autre combustible de biomasse solide) avant la combustion sont appelées cuisinières à gazéification. Ces foyers sont généralement plus propres que les foyers à combustion et la gazéification de la biomasse est donc largement adoptée dans les modèles les plus récents.

La combustion de la biomasse solide implique le chauffage et le séchage du combustible, la pyrolyse du combustible conduisant à la libération de substances volatiles et à la formation de charbons, la combustion en flammes des substances volatiles et la combustion incandescente des charbons. La gazéification de la biomasse, quant à elle, est le processus de conversion thermochimique d'un combustible solide en combustible gazeux. À température élevée, la biomasse perd son humidité et est ensuite soumise à la pyrolyse, ce qui entraîne sa décomposition en charbon et en substances volatiles,

2. TLUD : Top-Tit Updraft Gasifier est un micro-foyer utilisé pour produire du charbon de bois, en particulier du biochar, et de la chaleur pour la cuisson. Un TLUD pyrolyse des matières organiques, notamment du bois ou du fumier, et utilise un brûleur pour éliminer les sous-produits volatils de la pyrolyse. Le processus laisse principalement du carbone comme résidu.

comme dans les cuisinières à combustion. Étant donné que dans les cuisinières à gazéification, l'apport d'oxygène est limité, seule une partie des substances volatiles et des charbons est oxydée. Le dioxyde de carbone (CO_2) et la vapeur d'eau (H_2O) ainsi produits s'écoulent ensuite sur le reste du charbon à haute température et sont réduits en monoxyde de carbone (CO) et en hydrogène (H_2). Le combustible gazeux qui en résulte est appelé gaz de synthèse [141]. Ce gaz est brûlé pour libérer de la chaleur dans les cuisinières à gazéification.

Grâce à la combustion du CO et de l' H_2 et d'autres hydrocarbures à petite chaîne, la combustion est beaucoup plus propre dans les foyers à gazéification que dans les foyers à combustion où les produits volatils de la pyrolyse, qui sont des hydrocarbures à longue chaîne, ne peuvent pas subir une combustion complète dans l'environnement donné. Plusieurs configurations de ces foyers sont en cours de développement et de diffusion. Les gazogènes peuvent être classés en fonction de la direction du flux d'air aspiré : courant ascendant, courant descendant, courant transversal et courant descendant inversé ou courant ascendant à allumage par le haut (TLUD). Les gazogènes offrent divers avantages tels qu'un rendement élevé de 35 à 50%, un très faible niveau d'émissions, une flamme uniforme et régulière, une facilité de contrôle de la flamme et moins d'entretien.

- Matériaux de construction

Alors que les foyers traditionnels sont généralement fabriqués en argile, en briques ou en ciment, de nombreux concepteurs de foyers améliorés choisissent le métal comme matériau de construction en raison de sa faible inertie thermique, de sa portabilité et de la facilité avec laquelle il est possible d'incorporer plusieurs caractéristiques souhaitables pour améliorer les performances. Les foyers les plus récents connus pour leurs performances élevées utilisent également des métaux, certains d'entre eux recourant à la céramique pour le revêtement intérieur afin d'assurer une meilleure durabilité dans des conditions de température élevée. Un corps métallique réduit l'énergie stockée dans le corps du réchaud en raison de sa légèreté, mais peut entraîner des pertes de chaleur plus importantes du réchaud en raison de sa conductivité thermique plus élevée. Ces pertes peuvent toutefois être facilement réduites en isolant correctement le foyer [142], ce qui permet d'obtenir des températures plus élevées dans la chambre de combustion. D'autre part, bien que la structure boue/ciment/brique soit un moins bon conducteur de chaleur, un corps de poêle lourd entraîne une pénalité importante de l'énergie stockée dans le corps du foyer.

Un foyer portable entièrement en métal devrait également avoir une longue durée de vie pour le corps extérieur, mais la chambre de combustion en métal risque de ne pas durer longtemps, à moins d'utiliser un acier inoxydable de haute qualité résistant au feu. En revanche, un poêle dont le corps est en métal mais dont la chambre de combustion est en céramique aura probablement une durée de vie plus longue. Les foyers fixes en brique/boue nécessitent normalement un entretien fréquent mais peu coûteux et sont donc très couramment utilisés par les ménages pauvres. La résistance aux chocs des foyers portatifs non métalliques est très faible.

- La grille

L'utilisation d'une grille améliore généralement la qualité et le taux de combustion de manière très significative, en raison d'une meilleure alimentation en air primaire sous le lit et d'un meilleur contact de cet air avec le combustible. Selon Gusain [143], l'utilisation d'une grille améliore le rendement du poêle de 3 à 5%. L'estimation provisoire du flux de puissance (rapport entre la puissance de sortie du foyer et la surface de la grille) est de 50 W/cm^2 pour les foyers à cheminée et de $10 - 15 \text{ W/cm}^2$ pour les foyers sans cheminée [117].

- Caractéristiques liées à l'alimentation en air

L'arrivée d'air dans la chambre de combustion, sous forme d'air primaire ou secondaire, alimente le processus de combustion et est donc au cœur des performances du foyer. Le taux d'arrivée d'air est l'un des facteurs les plus importants qui déterminent l'efficacité et les émissions des foyers. Dans un foyer à combustion, l'air stœchiométrique est le minimum requis pour obtenir une combustion complète en théorie. Toutefois, comme le mélange des substances volatiles et de l'air ne peut jamais être parfait, il est impératif de disposer d'un peu d'air en excès pour assurer une combustion complète et maintenir les émissions à un faible niveau [139]. Le fonctionnement dans des conditions proches de la stœchiométrie avec une petite quantité d'air excédentaire permet d'obtenir des températures de combustion élevées, ce qui entraîne un meilleur transfert de chaleur et donc une plus grande efficacité du foyer. En revanche, un excès d'air trop important peut entraîner une combustion incomplète et un mauvais transfert de chaleur vers le réceptacle en raison de la réduction des températures de la chambre de combustion [143]. Ainsi, il existe donc un niveau optimal de débit d'air nécessaire pour obtenir de bonnes performances thermiques et d'émissions du foyer.

Dans le cas des foyers à ventilation naturelle, De Lapeleire et al. [117] recommandent que le débit d'air total requis soit de 1,6 à 2 fois le débit d'air stœchiométrique. Dans ces foyers, la conception doit tenir compte de ce besoin en veillant à ce que l'équilibre entre les pertes par frottement et le tirage à travers le foyer permette d'obtenir le débit d'air souhaité. Dans un foyer à tirage forcé, les caractéristiques du ventilateur choisi répondent à cette exigence. Par conséquent, les performances d'un foyer à tirage naturel sont beaucoup plus sensibles à ses dimensions que celles d'un foyer à tirage forcé. C'est également l'une des raisons pour lesquelles de nombreux foyers à tirage naturel améliorés ne donnent pas d'aussi bons résultats sur le terrain qu'en laboratoire, si leur fabrication ne respecte pas des tolérances strictes, comme cela a été le cas lors du NPIC [120]. Le tirage forcé dans les foyers permet non seulement d'apporter la bonne quantité d'air, mais aussi d'assurer un meilleur mélange et donc une combustion plus complète, avec un potentiel d'émissions très faibles.

Dans un foyer à combustion, l'air nécessaire est fourni en deux étapes : l'air primaire et l'air secondaire. Le fait de prévoir un apport d'air secondaire dans la conception de la chambre de combustion permet d'obtenir des flammes plus courtes, limitant ainsi les pertes de chaleur dans l'environnement. Le rapport entre l'air primaire et l'air secondaire est donc un facteur très important pour déterminer les performances thermiques du foyer. La littérature suggère que l'apport stœchiométrique d'air pour 1 kg de bois devrait consister en $2,7 \text{ m}^3$ d'air primaire et $2,3 \text{ m}^3$ d'air secondaire [117]. Krishna Prasad [144] a examiné la dépendance de l'air primaire et secondaire requis pour un combustible de biomasse par rapport à sa composition chimique, caractérisée par analyse macroscopique, et élémentaire, et a présenté les relations appropriées.

Dans le contexte des fours à gazéification, l'air nécessaire à la gazéification est souvent appelé air primaire ou air de gazéification, et représente généralement 25 à 30% de l'air stœchiométrique. L'air nécessaire pour brûler le gaz de synthèse ainsi formé est souvent appelé air secondaire ou air de combustion [145]. Dans la plupart des fours à gazéification de type TLUD disponibles sur le marché, l'air secondaire est fourni par des trous situés au-dessus de la zone de gazéification.

Le préchauffage de l'air primaire et secondaire permet toujours d'obtenir une combustion plus propre et des températures plus élevées dans la zone de combustion, ce qui permet de réduire les émissions et d'augmenter l'efficacité. Le tourbillonnement de l'air entrant améliore nettement le mélange dans la chambre de combustion et a donc un impact substantiel sur l'amélioration des performances du foyer, avec une efficacité accrue et des émissions réduites.

- La cheminée

Une cheminée assure le tirage pour l'aspiration de l'air dans le foyer et pour l'évacuation des gaz de combustion de la cuisine. Alors que le tirage dépend directement de la hauteur de la cheminée, un grand diamètre entraîne une plus grande masse d'air en raison d'une plus grande surface et d'une réduction de la chute de pression due au frottement dans la cheminée. Le débit massique d'air induit par la cheminée dépend davantage de son diamètre que de sa hauteur [143]. Pour chaque configuration de foyer, la hauteur et le diamètre de la cheminée doivent être choisis de manière à équilibrer le tirage de la cheminée avec l'air nécessaire à la combustion et la perte de pression par frottement [117, 146], afin d'obtenir les meilleures performances.

- le régulateur

Un régulateur est utilisé pour réguler le tirage de la cheminée et donc le débit d'air dans le foyer, ce qui permet de réduire considérablement la consommation de combustible [143]. La conception de cette trappe dans les foyers doit rester simple afin de maintenir le coût à un niveau bas et de faciliter l'entretien. Cependant, il a été observé que la simple disposition d'une plaque métallique comme étouffoir n'était pas très conviviale : il n'est pas facile pour l'utilisateur de trouver la bonne position de l'étouffoir pour une meilleure performance du foyer ; cela peut entraîner des brûlures pour le cuisinier en raison de l'échauffement de l'étouffoir métallique ; par conséquent, de nombreux utilisateurs se sont débarrassés des étouffoirs, ce qui a entraîné une détérioration considérable de la performance du foyer en raison d'un excès d'air trop important [139, 147].

- Le déflecteur

Un déflecteur est un élément de construction généralement prévu dans un foyer à orifices multiples pour restreindre le passage et diriger le flux d'air de manière à améliorer le transfert de chaleur par convection entre les gaz de combustion et tous les foyers. Comme le déflecteur lui-même peut devenir très chaud, il permet également d'augmenter le transfert de chaleur par rayonnement vers les casseroles [117].

- Générateurs thermoélectriques.

Les cuisinières à tirage forcé ont besoin d'énergie électrique pour faire fonctionner le ventilateur. Outre l'utilisation d'une batterie, certains réchauds utilisent un générateur thermoélectrique (TEG), qui produit de l'énergie électrique en utilisant la différence de température entre la chambre de combustion chaude et l'environnement. L'énergie électrique ainsi générée peut également être utilisée pour charger une batterie [148]. Il s'agit d'une fonction avancée disponible dans certains des poêles les plus récents. Plusieurs chercheurs ont présenté leurs conceptions de poêles équipés de TEG qui utilisent la chaleur résiduelle des poêles à biomasse [149, 150].

1.3.2 Quelques-unes des technologies de foyers améliorées disponibles dans le monde

Des centaines de types de foyers améliorés ont été développés dans le monde entier depuis que les défauts des modèles traditionnels ont été connus. L'intérêt de revisiter la littérature du passé en présentant les anciens modèles n'est peut-être pas évident. Cependant, les auteurs actuels ont constaté que certaines conceptions très prometteuses du passé sont parfois tombées dans l'oubli pour diverses raisons. En outre, quelques petites modifications apportées à certains modèles anciens peuvent donner lieu à un produit bien meilleur.

La principale caractéristique des foyers améliorés par rapport aux foyers traditionnels est l'utilisation de matériaux isolants tels que l'argile ou la boue pour conserver la chaleur et rendre le foyer plus efficace. Différents systèmes de classification peuvent être utilisés pour les technologies de foyer de

cuisson sur le marché. La technologie des foyers de cuisson peut être classée en fonction du matériau utilisé dans la fabrication du foyer et du fait qu'il s'agisse d'un foyer fixe ou portable. Elle peut également être basée sur le fait que le foyer est équipé ou non de cheminées et qu'il comporte ou non des grilles pour améliorer la combustion du combustible. La conception des foyers varie en fonction de l'emplacement et du type de combustible disponible : certains foyers sont spécialement conçus pour brûler un seul combustible, tandis que d'autres brûlent plusieurs combustibles. Plusieurs technologies de fourneaux utilisées dans différents pays sont présentées ci-dessous.

La famille "rocket stoves" de Envirofit international

Les foyers sont fabriqués en métal avec une chambre en céramique ou en métal. La conception des poêles est basée sur une modélisation numériques de la dynamique des fluides (CFD) et du transfert de chaleur. Ils sont conçus pour brûler de la biomasse brute (bois) et d'autres matériaux de biomasse dérivés tels que le charbon de bois. Le laboratoire des moteurs et de la conversion énergétique (Engines and Energy Conversion Lab (EECL)) de l'université d'État du Colorado fournit à Envirofit des services de pointe en matière de recherche et de développement, d'ingénierie et de tests rigoureux d'émissions et de durabilité [151]. Envirofit se targue d'être le fourneau le plus économe en combustible au monde, produisant 80% de fumée et d'émissions de gaz nocifs en moins, consommant 60% de combustible de biomasse (bois, déchets de culture, etc.) en moins et réduisant jusqu'à 40% la durée du cycle de cuisson, par rapport au feu ouvert traditionnel à trois pierres. Ils peuvent avoir une durée de vie de 5 ans. Les foyers Envirofit sont actuellement distribués dans le monde entier, en Amérique du Sud, en Amérique centrale, en Afrique et en Asie. Le coût d'un réchaud de base sans cheminée est d'environ 30 dollars et celui d'un réchaud plus perfectionné (par exemple G3300) d'environ 95 dollars [151]. La Fig.1.12 montre des exemples de la famille de foyers Envirofit.



FIGURE 1.12 – Exemples de foyers améliorés portables de la famille Envirofit avec pour combustible : (à gauche) le charbon (à droite) le bois [151]

Les foyers Ugastoves

Les foyers Ugastoves sont fabriqués dans une usine en Ouganda. Il en existe deux types principaux : le foyer amélioré à charbon de bois et le foyer "rocket" à bois destiné à un usage domestique.

Ils sont dotés d'un revêtement en céramique enfermés dans une feuille de métal. Les foyers Ugastoves sont de tailles et de formes différentes. Le foyer à bois de type "rocket" possède une "jupe de pot" en métal fixée de façon permanente sur le bord extérieur de la partie supérieure du foyer. Les foyers Ugastoves sont fabriqués en plusieurs tailles. Leur efficacité énergétique peut atteindre 36% pour les foyers à charbon de bois et 58% pour les foyers à bois de type "rocket" [152]. La durée de vie des foyers est estimée entre 3 et 10 ans, en fonction du niveau d'utilisation [114]. La Fig.1.13 montre des exemples de foyers Uga.



FIGURE 1.13 – Exemples de foyers de cuisson améliorés portables Uga à charbon (à gauche) et "rocket" (à droite) fabriqués dans une usine en Ouganda [114]

Le foyer amélioré Centrafricain

Le foyer Centrafricain est un foyer amélioré portable que l'on trouve en Afrique, au Tchad et au Cameroun. Le réchaud est en métal et possède une chambre en céramique. La combinaison du métal et de l'argile permet une durée de vie plus longue par rapport à d'autres modèles simples en céramique [153]. L'anneau d'argile augmente la stabilité, la résistance et l'efficacité du foyer. En outre, le foyer centrafricain a été conçu pour accueillir les marmites locales à fond rond, ce qui permet de cuisiner selon les pratiques traditionnelles locales. L'ajout de deux poignées assure la portabilité du réchaud. Le foyer Centrafricain brûle du bois brut. Selon les observations sur place, les prix varient entre 5000 et 7500 francs CFA (7,62-11,43 €). Le poêle permet de réduire les dépenses familiales en combustible de 25% par cuisson [153]. La Fig.1.14 montre le fourneau portable Centrafricain

Les foyers BCSIR

- Foyers BCSIR 1 (à un pot) portable avec grille

Ce type de foyer peut être trouvé au Bangladesh. Il s'agit du modèle de foyer amélioré promu par le gouvernement du Bangladesh (GOB). Il est équipé d'une entrée de combustible, d'une grille métallique pour améliorer la combustion du combustible et de deux entrées d'air à la base. Le foyer est adapté à la combustion de bois, de branches, de tourteaux de bouse de vache et de briquettes. Il permet de réduire la consommation de combustible de 50% [154]. Ce foyer coûte environ 150 à



FIGURE 1.14 – Exemples de foyers de cuisson améliorés portables Centrafricain [114]

300 Tk (2 à 4 USD), les prix les plus élevés étant facturés aux clients situés en dehors de la zone du projet [155].

- Modèle fixe BCSIR à 2 pots avec cheminée

Ce modèle se trouve également au Bangladesh. Il s'agit d'un foyer fixe qui comprend une grille pour le premier trou du pot, des entrées d'air, une entrée de combustible et une sortie de cendres sous la cheminée. Il permet d'économiser environ 45 à 50% de combustible par rapport aux foyers traditionnels et son rendement est de 22% [114]. Ce foyer coûte environ 500 Tk (7 USD) [155]. La Fig.1.15 montre un exemple des foyers BCSIR 2 pot fixe.



FIGURE 1.15 – Exemples de foyers de cuisson améliorés portables (à gauche) BCSIR 1 et (à droite) BCSIR 2 [154]

Le foyer à bois Patsari

Le Patsari est un foyer fixe mis au point au Mexique, où environ un quart de la population utilise encore des feux ouverts pour cuisiner et/ou se chauffer. Le groupe interdisciplinaire pour les technologies rurales appropriées (GIRA), basé dans l'État du Michoacán, au centre du Mexique, a utilisé

une approche participative dans laquelle les utilisateurs réels ont apporté leur contribution. Le foyer Patsari est constitué d'un mélange de sable et de boue et d'une petite quantité de ciment. La chambre de combustion a la forme d'une boîte et comporte également une cheminée. Les plaques chauffantes situées sur la surface supérieure, au-dessus du feu, constituent la surface de cuisson. Comparé au poêle traditionnel à feu ouvert à trois pierres, le foyer Patsari (voir Fig.1.16) réduirait la pollution de l'air intérieur d'environ 67%. Il coûte environ 130 dollars [156].



FIGURE 1.16 – Exemple de foyer Patsari [154]

Le foyer amélioré ONIL

Le foyer ONIL, développé pour le programme HELPS³, est un foyer amélioré fixe. Il a été mis au point par Don O'Neal, du Texas (États-Unis), chef de projet pour HELPS International, pour les ménages d'Amérique centrale. La partie supérieure du poêle mesure environ 400 mm de diamètre et 900 mm de longueur, ce qui offre un espace suffisant pour deux casseroles. Le foyer est normalement monté sur des blocs de béton, afin de l'élever à une hauteur pratique et sûre pour cuisiner [157]. Il est en béton coulé. La chambre de combustion est recouverte d'un revêtement en céramique afin de résister aux températures élevées. L'espace entre les parties en béton et en céramique est isolé avec de la pierre ponce et des cendres. Un jeu de couvercles à trous gradués permet une utilisation efficace avec des casseroles de différentes tailles. Le foyer est équipé d'une cheminée en acier galvanisé. Le foyer a été testé dans un laboratoire indépendant et a permis de réduire les émissions de CO_2 de $408\text{mg}/\text{m}^3$ à $1,1\text{mg}/\text{m}^3$ (99%), les particules de carbone de $10,2\text{mg}/\text{m}^3$ à $1\text{mg}/\text{m}^3$ (90%) et la consommation de combustible de 70%. Les foyers Onil sont distribués par HELPS International à des ONG en Amérique centrale, plus précisément au Guatemala, au Honduras et au Mexique, au prix de 87 USD. La Fig.1.17 montre un exemple de foyer Onil.

1.4 Modélisation de la combustion de la biomasse solide et modélisation basée sur OpenFOAM

3. HELPS International, une organisation internationale à but non lucratif, a été fondée à l'origine pour fournir des soins médicaux aux pauvres en Amérique centrale. Les médecins impliqués dans ce programme, qui traitaient un grand nombre de cas de brûlures liées à l'utilisation de foyers traditionnels, ont entrepris de mettre au point des foyers améliorés à haut rendement énergétique qui permettraient de prévenir les brûlures et d'éliminer les fumées afin d'améliorer la santé [114].



FIGURE 1.17 – Exemple de foyer Onil [157]

1.4.1 Aperçu générale de la modélisation de la combustion de la biomasse solide

La combustion est le processus le plus utilisé pour convertir la biomasse en énergie [158, 159]. Néanmoins, il existe encore des problèmes d'efficacité thermique dans ce processus thermochimique qui représente une nécessité en termes de recherche pour améliorer la performance des fours de combustion de biomasse actuels et ainsi réduire les émissions polluantes. Les modèles de simulation sont des outils utiles pour améliorer les performances des systèmes de combustion de la biomasse. Les modèles évaluent les conditions de fonctionnement et les options de conception sans encourir les coûts économiques et environnementaux des études expérimentales [160, 161], ce qui a motivé le développement de modèles numériques de dynamique des fluides (en anglais, CFD :Computational fluid dynamics) au cours des dernières décennies.

La modélisation CFD de la combustion solide est une question qui est toujours en cours de développement en raison de la complexité du processus, qui nécessite plusieurs sous-modèles pour la conversion thermochimique de la biomasse et suffisamment de ressources de calcul pour la simulation [162]. La Fig.1.18 présente les principaux sous-modèles utilisés dans la simulation de la combustion de la biomasse solide. Ces sous-modèles sont expliqués en détail dans [162, 163]. Il convient de mentionner que les codes CFD disponibles dans le commerce ne disposent pas des sous-modèles nécessaires pour envisager tous les processus de conversion, de réaction et de transport dans le lit de combustible [164, 165]. C'est pourquoi on utilise souvent des fonctions définies par l'utilisateur (UDF⁴) pour étendre les capacités du logiciel.

Pour la modélisation, la chambre de combustion est généralement divisée en deux zones : le lit de combustible (phase solide) et l'espace libre (phase gazeuse). Il existe plusieurs façons de classer les modèles de combustion, Karim et Naser (2014) [167] les divisent en deux classes selon la façon de calculer l'équation énergétique : homogène, qui suppose que le lit et l'espace libre ont la même température et qu'une seule équation de bilan énergétique est appliquée, et hétérogène, où les deux (lit et espace libre) ont leurs propres équations de bilan énergétique. Yang et al. (2005) [168] classent les modèles comme "thermiquement minces" ou "thermiquement épais" en fonction de la valeur du nombre de Biot (Bi) dans le lit de combustible ; dans le premier cas ($Bi < 2$), les effets

4. En anglais UDF : user-defined functions

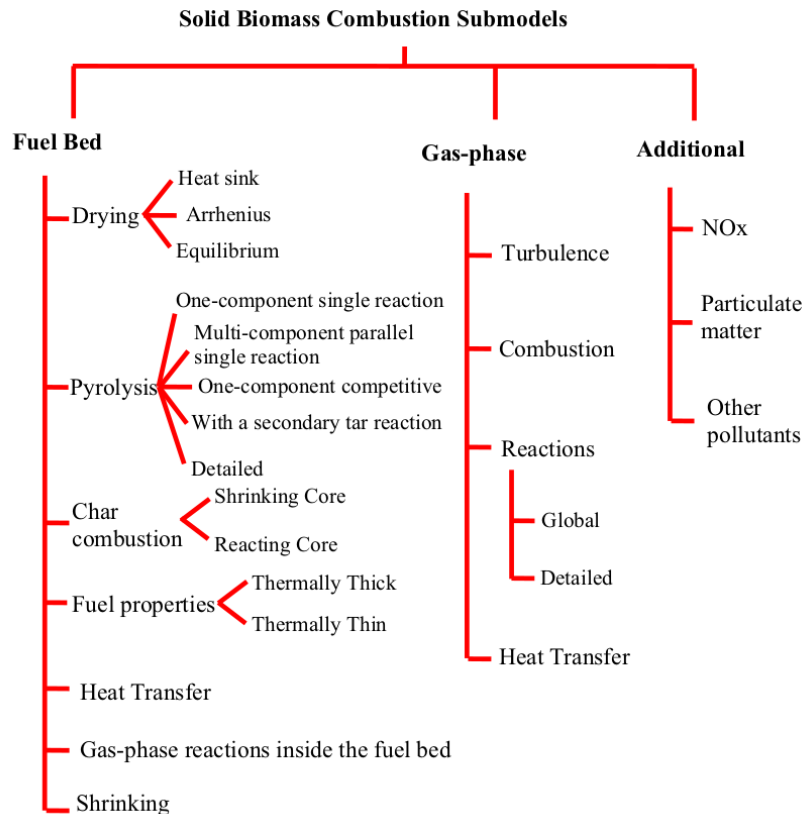


FIGURE 1.18 – Principaux sous-modèles pour la modélisation de la combustion de la biomasse solide. [166]

intra-particulaires sont négligés, tandis que dans le second cas ($Bi \gg 1$), d'importants gradients de température sont atteints à l'intérieur des particules. Dernbecher et al. (2019) [162] classent les modèles selon l'approche utilisée pour traiter les conditions aux limites dans les deux zones en quatre catégories : empirique, autonome, zone poreuse et modèle de lit basé sur la méthode des particules discrètes (MPD). Il s'agit de l'une des classifications les plus utilisées. Ces dernières catégories sont décrites dans le Tableau 1.3. Les quatre approches restent en vigueur ; le choix de l'approche dépend de l'objectif de la simulation et du type de système à modéliser. Le logiciel le plus populaire utilisé dans toutes les approches est ANSYS Fluent.

La Fig. 1.19 montre le réseau de couplage bibliographique des auteurs d'études de modélisation de la combustion de la biomasse solide (quel que soit le logiciel utilisé). Ce réseau est basé sur la distance, ce qui signifie que la distance entre deux nœuds indique leur parenté. Chaque nœud représente l'un des principaux auteurs sur le sujet, la taille des cercles indique le nombre de citations, et les couleurs indiquent les similitudes entre eux en fonction des références qu'ils ont citées. La Fig. 1.19 montre deux groupes importants : le groupe rouge est formé par des auteurs espagnols, en particulier de l'université de Vigo ; ils ont publié certains des articles les plus cités sur le sujet, tels que ceux présentés dans les références (Collazo et al., 2012 ; Gómez et al., 2014, 2017) [164, 169, 170]. Les chercheurs australiens forment le groupe vert, leurs articles les plus pertinents sont présentés dans les références [171–173]. Il convient de mentionner que le réseau ne montre que les auteurs principaux ayant les citations les plus élevées. Des analyses des principaux articles et un examen complet du sujet sont présentés dans les travaux de [162, 163, 167, 174, 175].

TABLE 1.3 – Classification des modèles de combustion de la biomasse [166].

modèle	Description
Empirique	Il s'agit de la simulation de l'espace libre, en tenant compte de l'apport des gaz provenant du lit de combustible.
Indépendant	Il utilise des modèles indépendants pour le lit et l'espace libre, couplés dans une ou deux directions.
Zone poreuse	Ce type de modèle est l'évolution de l'approche par lit séparé. Il consiste à modéliser le lit de combustible comme un milieu poreux, permettant à l'air de circuler à travers lui, en tenant compte de l'échange de chaleur et de masse entre les phases gazeuse et solide.
Particule discrète (MPD)	Elle représente les particules de biomasse par des particules lagrangiennes dont la trajectoire est calculée en fonction des forces qui leur sont appliquées.

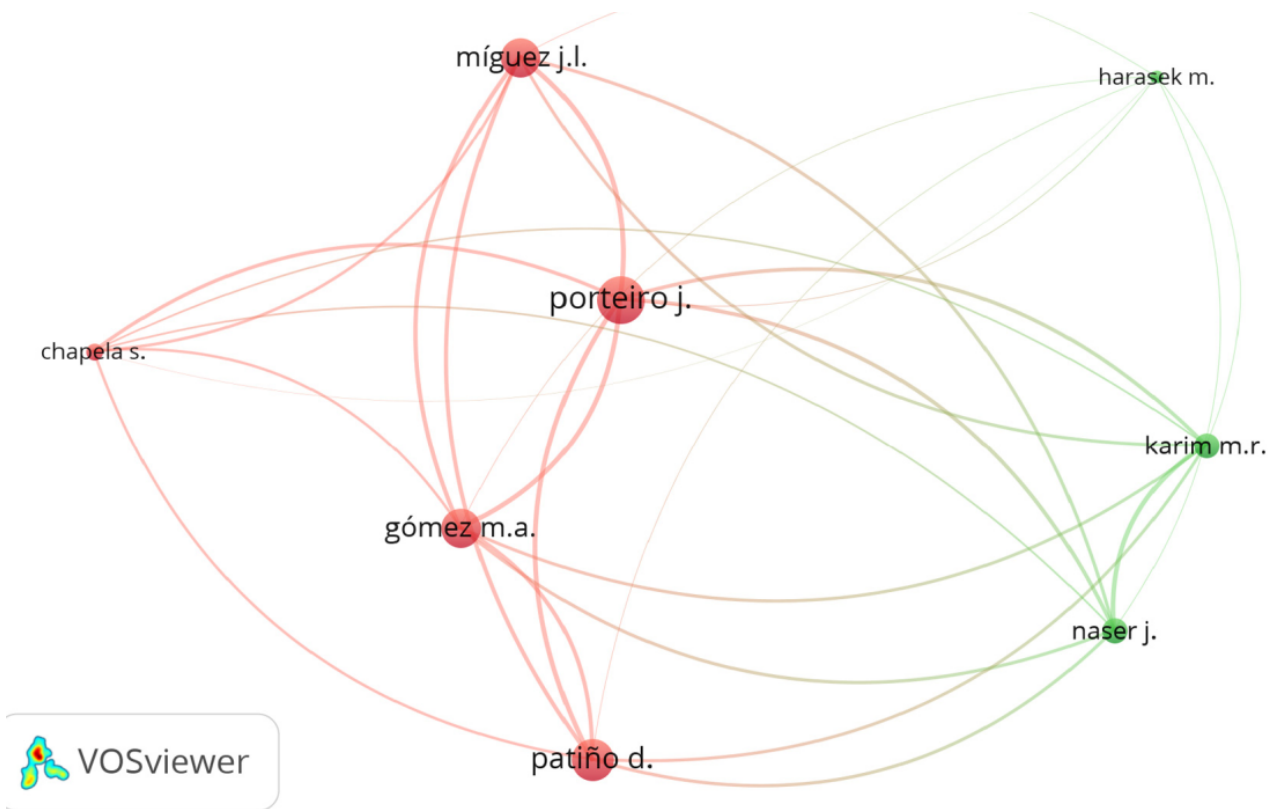


FIGURE 1.19 – Réseau bibliométrique de modélisation de la combustion de la biomasse solide, analyse du couplage bibliographique des auteurs. [166]

1.4.2 Pourquoi OpenFOAM? : inventaire des études basées sur OpenFOAM pour la modélisation de la combustion

OpenFOAM (Open Field Operation and Manipulation) est un outil orienté objet en C++, développé à l'Université de Zagreb [176–178], utilisé pour construire une variété de solveurs de calcul pour des problèmes de mécanique des milieux continus avec un accent sur la discrétisation en vo-

lumes finis [179]. Il présente l'avantage d'être libre d'accès et open-source, d'être constamment en cours de développement et d'inclure des solveurs pour plusieurs applications [180].

D'après les travaux de Garcia et al., 2021 [166] les Fig.1.20 et 1.21 présente les cartes scientifiques de l'analyse des citations des articles sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l'aide d'OpenFOAM, la taille des cercles indique le nombre de citations de l'article, et la distance entre les nœuds indique leur parenté. La Fig.1.20 présente le réseau de citations directes. Les nœuds représentent les publications les plus citées sur le sujet, les couleurs indiquent l'année de publication et la proximité entre les nœuds signifie des citations mutuelles. Le graphique montre que les travaux sur le sujet sont récents et n'ont que peu de liens entre eux. Les descriptions et les principales contributions des articles les plus cités sont présentées dans le Tab.1.4. La Fig.1.21 montre le réseau de couplage bibliographique ; dans ce cas, la proximité entre les nœuds indique approximativement le nombre de références qu'ils ont en commun. Les couleurs sont un indicateur du courant de pensée. Comme on peut le voir, il y a beaucoup de petits groupes avec peu de relations entre eux, ce qui indique qu'il n'y a pas beaucoup d'association entre les auteurs. auteurs.

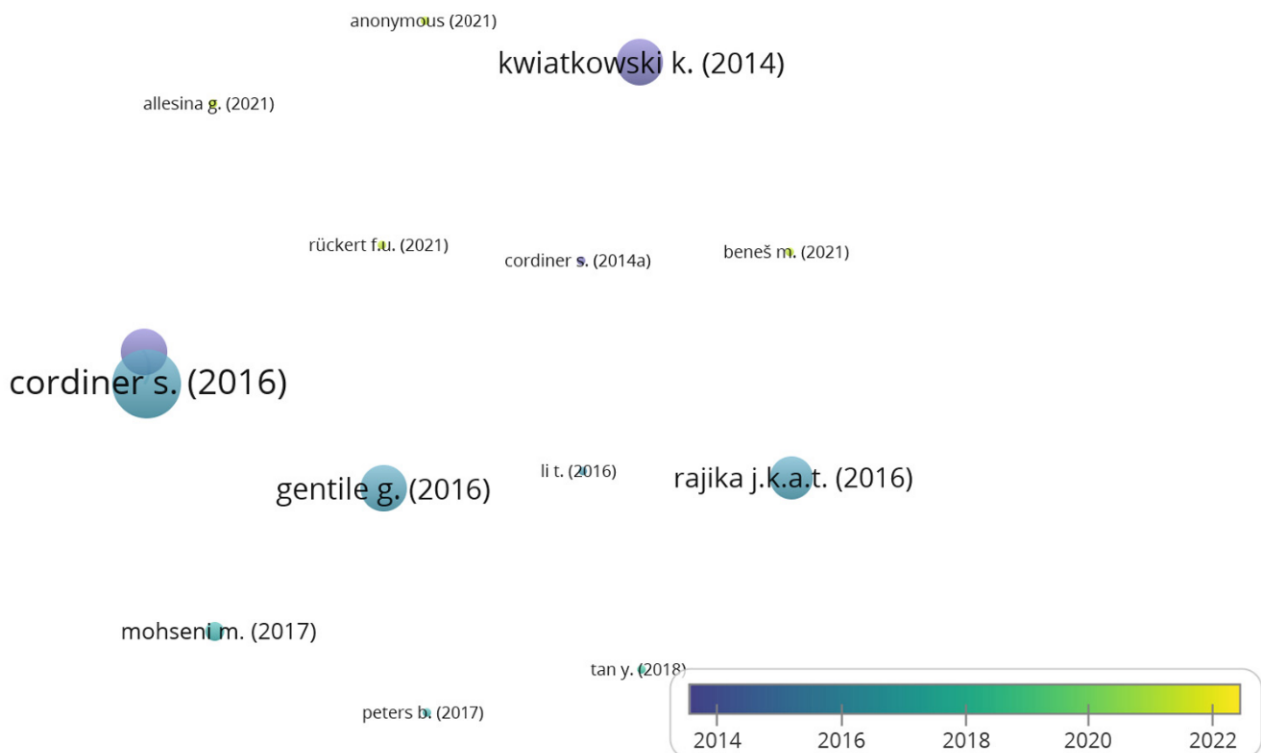


FIGURE 1.20 – Réseaux de citations des articles sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l'aide d'OpenFOAM, citation directe. [166]

La Fig.1.22 montre le nombre d'ouvrages publiés au cours des dernières années. Comme on peut le voir, malgré les avantages du logiciel, il a seulement commencé à être utilisé pour simuler la combustion de la biomasse solide ces dernières années, avec une augmentation du nombre de publications au cours des trois dernières années. En outre, par rapport à d'autres logiciels comme ANSYS Fluent, il y a peu de travaux sur le sujet développés à l'aide d'OpenFOAM ; cela peut s'expliquer par le fait qu'OpenFOAM est un logiciel plus récent et donc moins utilisé. Cependant, son utilisation dans les

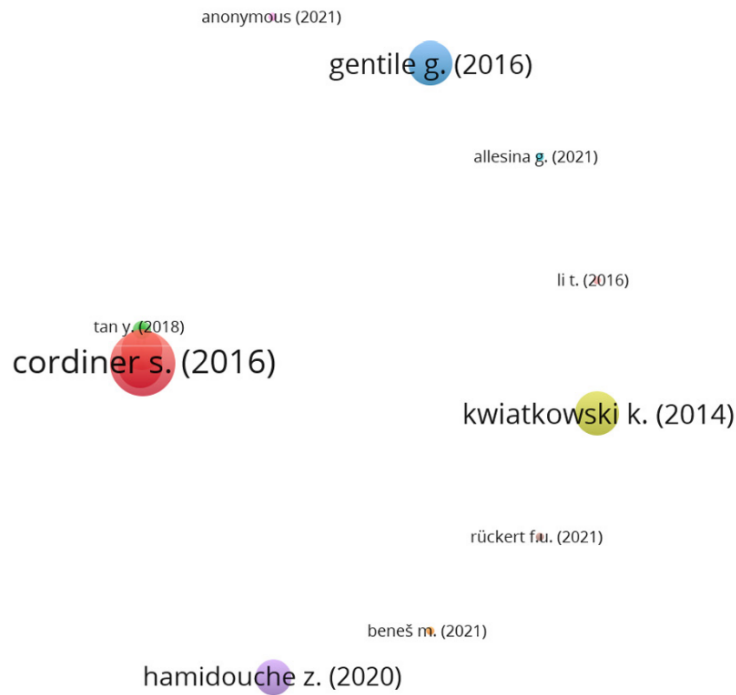


FIGURE 1.21 – Réseaux de citations des articles sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l’aide d’OpenFOAM, couplage bibliographique. [166]

applications de transformation énergétique de la biomasse suscite un intérêt croissant, ce qui correspond à la motivation mondiale grandissante d’utiliser la biomasse comme source d’énergie.

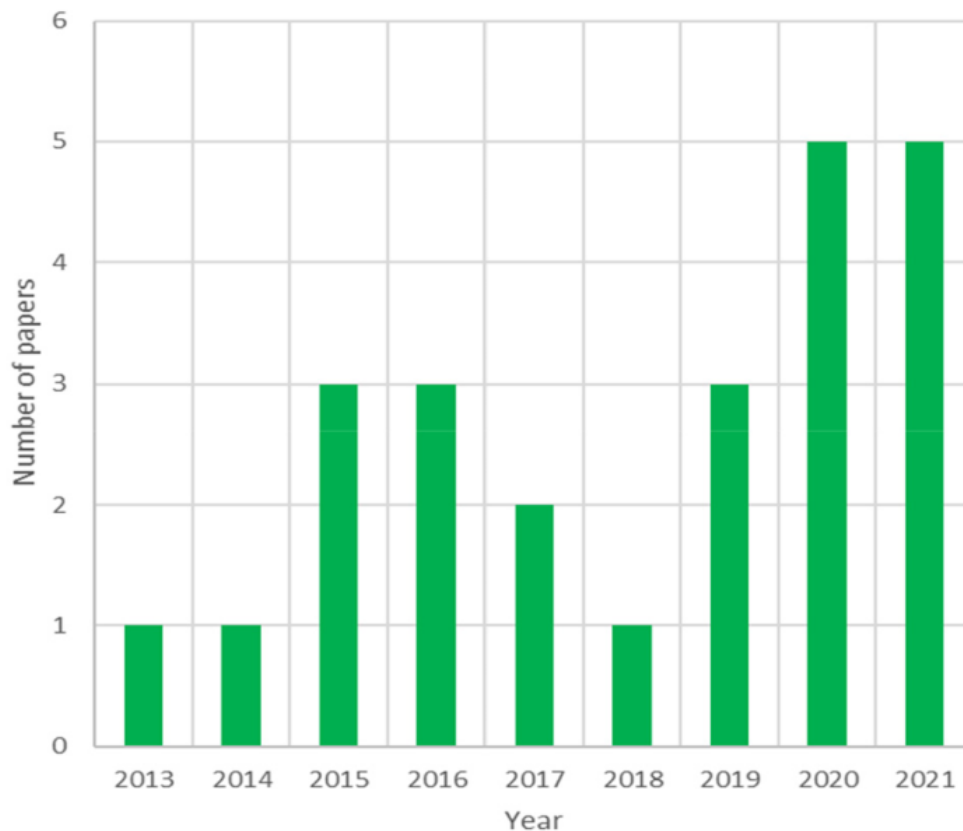


FIGURE 1.22 – Études sur la combustion de la biomasse solide publiées au fil du temps. [166]

TABLE 1.4 – Articles les plus cités sur la modélisation de la combustion de la biomasse solide à l’aide d’OpenFOAM. [166].

Reference	Description	Contribution principale
Kwiatkowski et al., 2014; K. Kwiatkowski P. Zuk M. Dudynski K. Bajer, n.d.	Développement d’un nouveau solveur pour la simulation complète de la gazéification et de la pyrolyse de la biomasse, appelé biomassGasificationFoam. Ce solveur a été validé en comparant ses résultats avec des données expérimentales issues d’analyses thermogravimétriques (TGA).	Un solveur adapté aux simulations de gazéification de la biomasse en lit fixe. Bien que les auteurs n’aient pas développé ce solveur pour la combustion, il a été adapté et utilisé pour la combustion directe de la biomasse par d’autres auteurs comme Dernbecher et al. (2015) (Dernbecher et al., 2015) et Maioli et H. M (2018).
Cordiner et al., 2014, 2016	Simulation d’un four de combustion à lit fixe de biomasse de 50 MWth alimenté par du marc de raisin à l’aide d’une approche 3D. Ils ont utilisé le solveur coalChemistryFoam et le package swak4Foam pour optimiser la gestion des conditions limites.	Utilisation d’une approche numérique entièrement en 3D, qui a été validée en comparant les valeurs de température théoriques et expérimentales.
Rajika and Narayana, 2016	Modélisation 2D d’une chambre de combustion horizontale de copeaux de bois à lit tournant et à grille. Le franc-bord a été simulé à l’aide du solveur reactingFoam et un modèle a été développé pour le lit de combustible.	Un modèle développé pour la combustion de copeaux de bois en lit compact. Il a été combiné avec le solveur reactingFoam par rayonnement incident sur la surface supérieure du lit compact, qui est la limite des deux modèles.
Gentile et al., 2016	Étude de la combustion de particules individuelles de biomasse entourées d’un flux gazeux de N ₂ /O ₂ dans les conditions d’exploitation rencontrées dans un réacteur à tube tombant.	Un modèle a été développé pour la décomposition thermique de particules solides individuelles, en les considérant comme des milieux poreux avec des propriétés morphologiques isotropes et uniformes.
Mohseni and Peters, 2017	Analyse de la conversion de la biomasse de bois de hêtre dans un lit fluidisé bouillonnant.	Un modèle de couplage lagrangien-eulérien considère les particules solides comme des éléments discrets et le milieu gazeux comme une phase continue. Le modèle utilise une approche MPD et considère l’interaction entre les phases solides et gazeuses.

Le tableau de la Fig. 1.23 présente les principales caractéristiques de ces travaux, réparties selon le type d’article, l’approche de modélisation utilisée, le système de combustion étudié, les données obtenues à partir de la simulation et les grandeurs utilisées dans la validation du modèle. Comme on peut le constater, les quatre approches ont été mises en œuvre avec succès dans le logiciel. En général, les simulations cherchent à obtenir des températures, des vitesses d’écoulement et des émissions de polluants, car ces valeurs permettent de calculer les indicateurs de performance du système. Le bois est

Auteur	Système de cuisson	Approche	Paramètres obtenus par simulation	Paramètres de validation	Combustible	Type d'article	Année	Pays
Rückert et al., 2019, 2021	Grille tournante	indépendant	La fraction volumique de la phase solide, H ₂ O, CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , et la distribution de la température dans la chambre de combustion.	La température à trois positions différentes	déchets ménagers	Article de conférence / article de revue	2019 - 2021	Allemagne
Mousavi et al., 2021	Lit fixe	Empirique	Détail de la formation de NO _x et de goudron et l'effet de la hauteur d'injection d'ammoniac sur la réduction des NO.	Distribution de température, concentrations de CO, CO ₂ , O ₂ and NO	Granulés de bois	article de revue	2021	Suisse
Fatehi et al., 2021	Brûleur de laboratoire	indépendant	Dégagement progressif de Kg, HCl, CH ₃ Cl, KCl, KOH, K ₂ SO ₄ et SO ₂ de la dévolatilisation de la biomasse .	CH, K et suie rejetée.	Résidus de bois de pin (PW), paille de blé (WS), de balle de riz (RH) et grignons de raisin (GP)	article de revue	2021	Suisse/ Portugal
Kanellis et al., 2021	Chaudière a lit fluidisé bouillonnant	Empirique	Emissions de NO et NH ₃	Émissions de NO et de NH ₃ à différents niveaux de SNCR (Selective Non-Catalytique) charges et températures à différentes hauteurs	Boues de biomasse et une petite quantité de déchets plastiques	article de revue	2021	Finland
Okino et al., 2021	Prototype de foyer isolé	Empirique	Profils de temperature et de vitesse	N/A	Eucalyptus grandis, Senna spectabilis et Pinus caribaea	article de revue	2021	Kenya/ Uganda
Kulupanage Upuli Chaturika Perera, 2020	Grille tournante	indépendant	Effet de la teneur en eau et la taille des particules sur l'ER.	N/A	Gliricidia et Rubberwood	Ph.D. Thesis	2020	Sri Lanka
Chekaraou et al., 2020	Grille tournante	MPD	La distribution de température et de vitesse dans la chambre de combustion	N/A	Bois	Article de conférence	2020	Italy
Zhang et al., 2020	Particule de biomasse isolé	MPD	Indépendance de la grille, fraction volumique de la phase gazeuse, température à différentes positions, temps de calcul et concentration en O ₂ pour 4 méthodes de couplage différentes entre les phases gazeuse et solide.	Conversion au cours du temps	Bois	article de revue	2020	Norvege/ Suisse
Ding et al., 2020	Lit fixe	Empirique	Profil de température, évolution de la température et fractions massique de l'hémicellulose, de la cellulose, de la lignine, de l'humidité et du charbon.	La perte de masse et la chaleur dégagée au cours du temps.	Matériau charbonneux (bois de hêtre)	article de revue	2020	Chine
Wickramasinghe et al., 2020	Chaudière a lit fluidisé	Empirique	Les profils de température, de vitesse et profils de température moyenne, de vitesse moyenne et de CO O ₂ et CO à la sortie pour différents taux d'excès d'air.	Emissions H ₂ , CO, CO ₂ and CH ₄ .	Bois de pin	article de revue	2020	Sri Lanka
Perera et al., 2019	Grille tournante	Indépendant	La température dans les phases solide et gazeuse à différentes positions et la composition du gaz le long de la grille.	Courbe de perte de masse	Bois	Article de conférence	2019	Sri Lanka

le combustible le plus étudié car il s'agit du combustible de biomasse le plus utilisé jusqu'à présent,

comme indiqué dans la bibliographie [162]. De plus, la validation du modèle compare généralement les valeurs de température et d'émission avec les données expérimentales. Cet antécédent coïncide avec la tendance générale des travaux de simulation de la combustion de la biomasse solide (indépendamment de l'utilisation d'autres logiciels) [163]. En ce qui concerne la classification des articles, on a observé un grand nombre de recherches qui présentent des résultats partiels dans des articles de conférence, ce qui laisse supposer qu'un nombre plus important d'articles de journaux seront bientôt publiés.

Chen et al., 2019	Particule de biomasse isolée	MPD	Évolution de la température et de la perte de masse de la particule ; structure de la flamme, évolution de la porosité, distribution des espèces gazeuses et lignes de courant à l'intérieur et à l'extérieur de la particule.	Évolution de la température au centre et à la surface de la particule	Bois de peuplier	article de revue	2019	Chine
Wickramasinghe et al., 2018	Chambre de combustion à suspension indépendante	indépendant	Énergie cinétique turbulente, diamètre des particules, temps de séjour, CO ₂ et profils de vitesse en régime permanent.	température à différentes positions du système	Coquille de riz	Article de conférence	2018	Sri Lanka
Wickramasinghe et al., 2017	Chaudière à lit fluidisé	indépendant	Profils de température et de particules à la fin de la simulation	N/A	N/A	Article de conférence	2017	Sri Lanka
Mohseni and Peters, 2017	Chaudière à lit fluidisé	MPD	Teneur en gaz, en eau et en charbon dans le temps, et la distribution de la température.	N/A	Bois de hêtre	Article de conférence	2017	luxembourg
Gentile et al., 2016	Réacteur à tube tombant	MPD	Profil de température et fractions de CO, CO ₂ , H ₂ O, OH et CH ₄ à différents moments dans le réacteur (phase gazeuse), et la pression, la vitesse et les principales espèces dans la phase solide.	N/A	Bagasse de canne à sucre	article de revue	2016	Italy
Rajika and Narayana, 2016	Grille tournante	indépendant	Température, porosité du lit compact, profils des solides, des liquides et des gaz	La température à l'entrée de l'échangeur de chaleur .	Copeaux de bois	article de revue	2016	Sri Lanka
Cordiner et al., 2014, 2016	Grille tournante	Empirique	Distribution de la température, la teneur en H ₂ O, le diamètre des particules et champs de vitesse	La température, les NO _x , le CO et de la vitesse dans la chambre de combustion. (Tiré de la littérature)	Grappes de raisin et copeaux de bois	article de revue/Article de conférence	2014-2016	Italy
Dernbecher et al., 2015	Lit fixe	zone poreuse	courbe de décomposition thermique et dégagement des gaz (fraction massique) lors de la combustion de la particule de biomasse (CH ₄ , H ₂ , CO, CO ₂).	N/A	Paille	Article de conférence	2015	Allemagne
Perera and Narayana, 2019	Lit fixe	zone poreuse	Variation de la masse, de la température, de la composition du gaz au cours du temps (CO ₂ , CO et CH ₄), pour différentes tailles de particules. Le ratio d'équivalence approprié a été étudié pour différentes tailles de particules.	Courbe de perte de masse	Madera	article de revue	2015	Allemagne
Mahmoudi, 2015	Lit fixe et Grille tournante	MPD	Température et conversion au cours du temps. Température et profils des composés solides, liquides et gazeux.	Variation de la température et de la vitesse au cours du temps.	Bois de hêtre	Thèse de doctorat	2015	Luxembourg
Haller et al., 2013	Grille tournante	Empirique	Distribution de la température et de la vitesse dans la chambre de combustion.	La température à différentes positions.	Granulés de bois	Article de conférence	2013	Allemagne

N/A : Non applicable ou non disponible.

FIGURE 1.23 – Description des modèles de combustion de la biomasse solide développés à l'aide d'OpenFOAM.

Conclusion

La revue bibliographique nous a permis de présenter le charbon vert, de mettre en évidence la diversité et la complexité des phénomènes physico-chimiques qui interviennent lors de la combustion de la biomasse solide, de présenter de manière globale la combustion multiphasique, de faire le point sur les brûleurs, ainsi que les procédés de fabrication du charbon vert. De cette étude bibliographique il ressort principalement que l'obtention d'une bonne qualité de combustible repose sur : le taux de carbone fixe et de matières volatiles contenus dans la matière première utilisée, mais plus encore de la technique de fabrication et de la température de carbonification. En ce qui concerne la modélisation/simulation de la combustion de la biomasse solide, relativement peu de modèles basés sur OpenFOAM ont été rapportés, plus encore les travaux existants sont peu liés les uns aux autres. Toutefois, ces dernières années, on a constaté un intérêt croissant pour ce problème. Dans les études rapportées, les quatre approches de modélisation (empirique, autonome, zone poreuse et MDP) ont été mises en œuvre avec succès. En outre, les simulations visent généralement à obtenir des températures, des vitesses d'écoulement et des émissions de polluants. En effet, ces valeurs permettent de calculer les indicateurs de performance du système. Le bois est le combustible de biomasse le plus couramment étudié, ce qui indique que la recherche doit caractériser et étudier d'autres biomasses. Dans le chapitre suivant, nous présentons les outils théoriques et numériques utilisés dans nos travaux de recherche pour la modélisation et la simulation de la combustion multiphasique du charbon vert dans un brûleur à lit fixe.

Chapitre 2

Chapitre 2

Matériels et méthodes

Introduction

Les études sur les phénomènes de combustion sont d'une importance capitale, car elles suscitent de plus en plus d'intérêt dans la recherche et offrent plusieurs applications dans divers domaines sociaux et industriels. Au cœur de ces études, nous retrouvons, entre autres, la modélisation de la combustion, intégrant le couplage entre la combustion en phase solide et la chimie, ainsi que l'amélioration et l'optimisation des mécanismes de cinétique chimique de combustion.

La modélisation physique peut se définir comme une représentation conceptuelle et simplifiée qui consiste à décrire un processus ou un phénomène à l'aide d'expressions mathématiques. Un des enjeux tout aussi importants de la modélisation est de simplifier les équations autant que possible afin de décrire le processus de manière fidèle, tout en réduisant le temps de calcul.

Nous parlerons de la mise au point d'un modèle mathématique à trois dimensions (3D), avec la composante orthoradiale très faible, afin de gagner en temps de calcul (pseudo-3D), visant à simuler les différents phénomènes et mécanismes intervenant durant le processus de combustion du charbon vert dans un foyer amélioré à lit fixe, composé de deux zones couplées : le lit fixe (Fuel bed) et la zone libre (Gas zone). Ceci en s'appuyant sur les CFD (Computational Fluid Dynamics). Nous utiliserons l'outil OpenFoam pour l'implémentation de notre modèle.

Du fait de la complexité des processus de conversion de la biomasse en général, et de la combustion du charbon vert en particulier, et vu les coûts élevés des essais expérimentaux dans les différentes installations appropriées (lits fixes, lits fluidisés, chaudières...), ajouter à cela les problèmes techniques tels que la corrosion et l'érosion des chambres de combustion, la production de cendres volatiles partant dans les fumées et tombant dans le cendrier, ainsi que la production de goudrons en quantités parfois élevées, cela constitue une preuve solide pour privilégier un calcul numérique au préalable, après avoir modélisé convenablement le problème à étudier. Par cette méthodologie, on gagne du temps et de l'argent, on appréhende mieux les phénomènes multi-échelles entrant en jeu lors du processus de combustion, ce qui nous guidera mieux dans la conception du prototype expérimental à utiliser (géométrie, alimentation en combustible, alimentation en air primaire et secondaire, ainsi que les sondes de mesure de température et de pression, si nécessaire).

Pour une meilleure compréhension de la combustion sur lit fixe à contre-courant, nous nous basons sur la résolution numérique des équations de Navier-Stokes par la technique CFD. Ces dernières décennies, la méthode CFD a fait ses preuves, aussi bien en laboratoire qu'en conditions réelles. En effet, ces calculs ont été largement utilisés pour étudier des phénomènes d'écoulements réactifs et

inertes des fluides, ainsi que pour des écoulements laminaire ou turbulent. Plus encore, des phénomènes de conversion thermique des biocombustibles, tels que le séchage, la combustion, la pyrolyse ou la gazéification.

Les équations de Navier-Stokes sont :

1. L'équation de conservation de la masse encore appelée équation de continuité ;
2. l'équation de conservation des espèces ;
3. les équations de la quantité de mouvement ;
4. l'équation de conservation de l'énergie.

Afin de fermer le problème, des lois de comportement (la loi des gaz parfaits, fluide newtonien...) devraient être considérées.

La première section de ce chapitre sera dédiée aux généralités sur la modélisation du processus de combustion dans un lit fixe, ensuite nous expliciterons les approches de modélisation des différentes régions du foyer, puis nous modéliserons le problème numérique de combustion du charbon vert en lit fixe. La dernière section de ce chapitre sera une présentation des outils numériques employés dans le cadre de cette thèse.

2.1 Modélisation d'un foyer à lit fixe

Un foyer à lit fixe est vu comme un système réactif, composé d'une phase solide, lui-même considéré comme un milieu poreux avec une porosité ϵ donnée et d'une phase gazeuse. Lors de la modélisation, l'on doit tenir compte de l'écoulement des fluides dans les deux phases. Une modélisation de l'évaporation de l'humidité, une modélisation de la turbulence et une modélisation de la chimie réactionnelle doivent être prises en compte, en fonction du problème à résoudre : la pyrolyse, de la gazéification ou de la combustion respectivement [181–188]. Cependant, très peu d'études ont pris en compte la combustion multiphase (solide/gaz) ce qui est le cas dans la présente étude, en raison de la complexité des équations et du grand nombre de variables impliquées.

2.1.1 la porosité

Un domaine de calcul typique comprend les éléments suivants : des régions remplies uniquement de gaz et des régions remplies de milieux poreux (Fig.2.17). Chaque volume de contrôle V est caractérisé par une porosité :

$$\epsilon = \frac{V^f}{V} \quad (2.1)$$

une variable qui représente un rapport entre sa partie occupée par le fluide V^f et le volume de contrôle. La partie restante $V^s = V - V^f$ est occupée par le solide. Si $\epsilon = 1$, le volume de contrôle ne contient que la phase gazeuse. Dans tous les autres cas, le volume de contrôle contient un milieu poreux.

2.1.2 Equations de conservation dans la phase homogène (gazeuse)

Equation de continuité

L'équation de continuité ou de conservation de la masse intègre la production de matière au cours des réactions chimiques. Cette équation décrit la variation de la masse au cours du temps par accumulation, convection et diffusion, ainsi que les apports des sources. Elle est donnée par l'équation Eq.2.2 :

$$\frac{\partial(\epsilon\rho_g)}{\partial t} + \text{div}(\rho_g\vec{u}_g) = S_{s,g} \quad (2.2)$$

Dans cette équation :

- ϵ est la porosité du lit de combustible ;
- ρ_g et \vec{u}_g sont respectivement la masse volumique et la vitesse des gaz ;
- $S_{s,g}$ le terme source décrivant le transfert de masse entre phases.

Equation de conservation des espèces gazeuses

L'équation de conservation des espèces de gaz est calculée pour N espèces dans un mélange de fluides en utilisant la loi de Fick ¹ [189]. Cette équation s'exprime comme suit,

$$\frac{\partial(\epsilon\rho_g Y_{i,g})}{\partial t} + \text{div}(\epsilon\rho_g\vec{u}_g Y_{i,g}) = \text{div}(\epsilon D_{eff,g}\rho_g\vec{\text{grad}}(Y_{i,g})) + S_{i,g} \quad (2.3)$$

Avec :

- $Y_{i,g}$ est la fraction massique de l'espèce gazeuse 'i' ;
- $D_{eff,g}$ est le coefficient de diffusion effectif des gaz ;
- $S_{i,g}$ le terme source qui représente la production ou la consommation de l'espèce gazeuse 'i' au cours du processus.

Equation de conservation de la quantité de mouvement

Dans le cas d'espèce, l'équation de conservation de la quantité de mouvement permet de déterminer à tous instant, la vitesse de la phase homogène. Elle est représentée par l'Eq.2.8

$$\frac{\partial(\epsilon\rho_g\vec{u}_{g,i})}{\partial t} + \text{div}(\epsilon\rho_g\vec{u}_{g,i}\vec{u}_{g,j}) = -\vec{\text{grad}}(P_g) + \text{div}(\epsilon\tau_{ij}) + \epsilon\rho_g g + f_i \quad (2.4)$$

Avec :

1. Les lois de Fick décrivent la diffusion de la matière dans un milieu binaire. Elles ont été établies par Adolf Fick en 1855.

Reliant le flux de matière au gradient de concentration, la première loi de Fick est analogue à la loi de Fourier pour la chaleur, et la seconde (qui se déduit de la première) à l'équation de la chaleur introduite par Joseph Fourier en 1822. Ce type de loi nommée loi de diffusion en mathématiques apparaît dans les systèmes décrivant un transport (masse, énergie, etc.) chaque fois que l'on peut séparer les échelles microscopiques d'un phénomène décrit par une équation cinétique comme l'équation de Boltzmann et les échelles du milieu continu macroscopique.

La première loi, au départ empirique, a été justifiée et généralisée dans le cas d'un milieu multicomposant sous le nom d'équations de Stefan-Maxwell d'après les travaux de Maxwell pour les gaz en 1866 et Josef Stefan pour les liquides en 1871.

- g est le champ de la pesanteur
- P_g est la pression du gaz évaluée par la loi d'état des gaz parfaits ;
- τ_{ij} est le tenseur de contraintes visqueuses ;
- f_i est la résistance à l'écoulement
- $S_{i,g}$ le terme source qui représente la production ou la consommation de l'espèce gazeuse 'i' au cours du processus.

Equation de conservation de l'énergie

L'équation de conservation de l'énergie pour la phase homogène d'un système poreux est donnée par l'Eq.2.5.

$$\frac{\partial(\epsilon\rho_g C_{p_{i,g}} T_g)}{\partial t} + \text{div}(\rho_g \vec{u}_g C_{p_{i,g}} T_g) = \text{div}(\lambda_{eff,g} \overrightarrow{\text{grad}}(T_g)) + h_{g,s} S(T_s - T_g) + \sum S_{i,g} \Delta H_{R,i} + Q_{rad,g} \quad (2.5)$$

Avec :

- $C_{p_{i,g}}$ est la chaleur spécifique du gaz 'i' ;
- $\lambda_{eff,g}$ est la conductivité thermique effective des gaz ;
- $h_{g,s}$ coefficient de transfert de chaleur par convection entre les deux phases ;
- $\Delta H_{R,i}$ est l'enthalpie de réaction issues des réactions prises en considération.
- le terme source de rayonnement $Q_{rad,g}$

2.1.3 Equations de conservation dans la phase hétérogène (solide)

Equation de continuité

L'équation de conservation de la masse dans la phase solide s'écrit :

$$\frac{\partial((1 - \epsilon)\rho_s)}{\partial t} + \text{div}((1 - \epsilon)\rho_s \vec{u}_s) = -S_{s,g} \quad (2.6)$$

ρ_s est la masse volumique de la phase solide.

Equation de conservation des espèces solides

Cette équation traduit l'évolution des espèces 'n' telles que l'humidité, le charbon vert et les cendres durant le processus de combustion. L'expression de transport de ces espèces s'écrit :

$$\frac{\partial((1 - \epsilon)\rho_s Y_{n,s})}{\partial t} + \text{div}((1 - \epsilon)\rho_s \vec{u}_s Y_{n,s}) = \text{div}((1 - \epsilon)D_{eff,s} \rho_s \overrightarrow{\text{grad}}(Y_{n,s})) + S_{n,s} \quad (2.7)$$

Avec :

- $Y_{n,s}$ est la fraction massique de l'espèce solide 's' ;
- $D_{eff,s}$ est le coefficient de diffusion effectif des solides ;
- $S_{n,s}$ le terme source qui représente la production ou la consommation de l'espèce solide 'n' ou cours du processus.

Equation de conservation de la quantité de mouvement

La conservation de la quantité de mouvement dans la phase solide s'écrit comme :

$$\frac{\partial((1-\epsilon)\rho_s\vec{u}_s)}{\partial t} + div((1-\epsilon)\rho_s\vec{u}_s\vec{u}_s) = -(1-\epsilon)\overrightarrow{grad}(P_g) + div((1-\epsilon)\tau_{ij}) + (1-\epsilon)\rho_g g + f_i \quad (2.8)$$

Equation de conservation de l'énergie

L'équation de conservation de l'énergie pour la phase hétérogène d'un système poreux est donnée par l'Eq.2.9.

$$\frac{\partial((1-\epsilon)\rho_{s,n}C_{p_{n,s}}T_s)}{\partial t} + div(\rho_{n,s}\vec{u}_sC_{p_{n,s}}T_s) = div(\lambda_{eff,s}\overrightarrow{grad}(T_s)) + h_{g,s}S(T_g - T_s) + \sum S_{n,s}\Delta H_{R,n} + Q_{rad,s} \quad (2.9)$$

Avec :

- $C_{p_{n,s}}$ est la chaleur spécifique du solide 'n' ;
- $\lambda_{eff,s}$ est la conductivité thermique effective des solides ;
- $\Delta H_{R,n}$ est l'enthalpie de réaction issues des réactions prises en considération dans la phase solide.

La partie gauche de l'équation présente le terme d'accumulation d'énergie et le terme de transport. A droite se trouvent, dans l'ordre, le terme de conduction thermique, l'échange de chaleur par convection, le terme source représentant l'enthalpie de réaction et le terme de transfert par rayonnement.

2.1.4 Les approches de modélisation des différentes régions du foyer (zone du lit fixe et zone libre « Freeboard »)

La modélisation CFD de la combustion en lit fixe est largement appliquée à la combustion de la biomasse et des déchets solides municipaux [184, 190, 191]. Alors que la combustion se déroule dans la couche de combustible, divers produits gazeux quittent le lit et pénètrent dans la zone de « Freeboard », c'est pourquoi la spécification du type et des valeurs des conditions aux limites est cruciale dans tout problème numérique. Trois approches différentes peuvent être utilisées pour le traitement des conditions aux limites. La première approche est connue sous le nom d'"approche empirique" et divise la longueur du lit en quatre sections basées sur le séchage, la dévolatilisation, l'oxydation du charbon et la formation de cendres, comme le montre la Fig.2.1. Pour chaque zone, les

profils de température, de flux de masse et de concentration des espèces gazeuses sont soit mesurés, soit calculés en appliquant un bilan de masse et d'énergie au combustible.

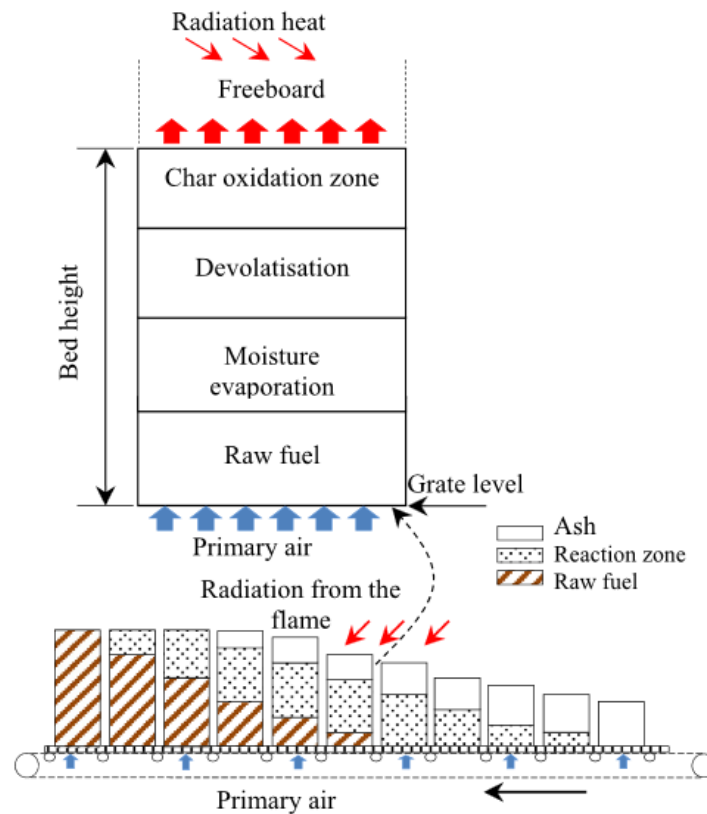


FIGURE 2.1 – Illustration de l'approche empirique [191].

La seconde approche, connue sous le nom de modèle de «zone poreuse» est utilisée dans certains codes CFD commerciaux (par exemple ANSYS FLUENT) afin de définir le lit comme une zone poreuse. En raison de la complexité de la conversion thermique en phase solide, des UDF (user defined functions/fonctions définies par l'utilisateur) supplémentaires doivent être définies pour décrire complètement les processus de conversion thermique à l'intérieur de la zone poreuse. Les deux zones sont couplées et assure la continuité des grandeurs au niveau de l'interface de deux zones. Ainsi, la distribution de température, des espèces chimiques et de la vitesse durant le processus de combustion au niveau du lit fixe sera considérée comme étant des conditions initiales à l'entrée de la zone libre. (Dans un travail récent, Mehrabian et al [192] ont développé la deuxième approche en remplaçant la zone poreuse par de vraies particules thermiquement épaisses afin d'étudier les effets intra-particulaires sur le lit compact). Une troisième approche est connue sous le nom de "Modèle de lit numérique indépendant", dans lequel un modèle de lit autonome indépendant est couplé à un code CFD en introduisant une interface afin de partager et d'échanger les données du lit autonome et du franc-bord. La Fig.2.2 illustre la différence entre la deuxième et la troisième approche. Bien que l'approche empirique soit facile à appliquer pour les chambres de combustion à grille, elle ne permet pas de prédire la combustion dans la phase de conception (nouveau four) et l'hypothèse de zones séparées pour les différents sous-processus de conversion thermique peut s'écarter de la réalité. Parmi les différentes approches CFD, la zone poreuse est mieux résolue mais plus compliquée, ce qui nécessite un temps de calcul plus long pendant la simulation et donne des résultats plus précis. Enfin, le modèle numérique indépendant est considéré comme plus fiable que le second en termes d'indépendance du lit et d'extensibilité (le lit autonome peut être étendu pour toute fonction supplémentaire).

En fonction de la discrétisation spatiale (1D, 2D, 3D) et temporelle (état stationnaire, transitoire) intégrée dans les modèles mathématiques de lit fixe, l'analyse peut évaluer les effets de paramètres variables, tels que la taille du combustible, la densité, la densité apparente, la porosité, le profil de température (le long du lit) ainsi que d'autres paramètres physiques et chimiques. Il est évident que la plupart des modèles numériques utilisés à ce jour sont des modèles transitoires 1D, tandis que les études expérimentales ont été réalisées dans des conditions d'équilibre (stabilisation de la flamme).

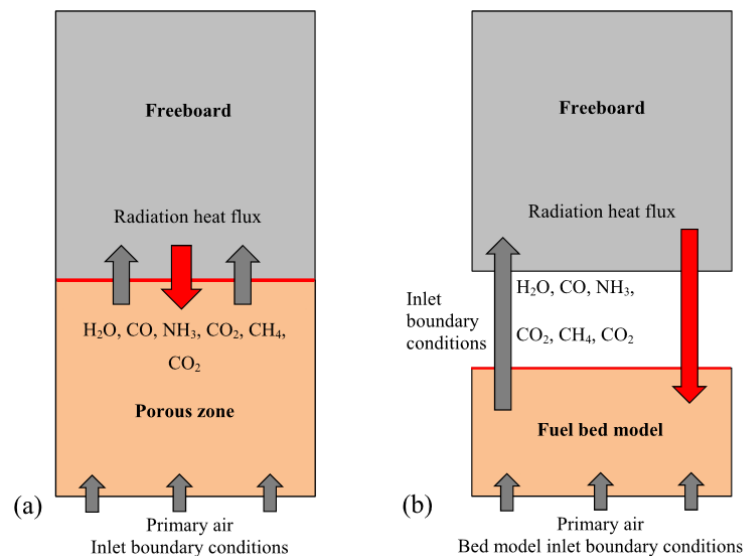


FIGURE 2.2 – Approches de modélisation CFD : (a) Modèle de zone poreuse, (b) Modèle de lit indépendant couplé à un modèle de franc-bord. [191].

2.2 Modélisation du problème numérique de combustion du charbon vert en lit fixe

Le problème à étudier porte sur le développement d'un modèle numérique (Pseudo-3D) axisymétrique, (zone délimité en blanc de la Fig.2.17)) pour simuler le processus de combustion de charbon vert préparés à partir de sous-produits solides d'agriculture, dans un réacteur à lit fixe et à contre-courant. La résolution doit être conçue dans le cas du régime transitoire, compte tenu de la variation temporelle du phénomène.

2.2.1 Hypothèses et conditions simplificatrices

Le modèle mathématique tridimensionnel dépendant du temps, de la conversion thermique de la biomasse est basé sur des lois de conservation qui sont déterminées pour les phases gazeuse et solide. Le solide est un milieu poreux isotrope ou anisotrope. La phase gazeuse est composée d'un mélange de gaz d'origines différentes : le gaz qui a initialement rempli le réacteur, le gaz fourni au processus, la vapeur d'eau provenant du séchage et les gaz produits lors de la conversion thermique du solide. La phase liquide potentielle (eau et hydrocarbures liquides) est considérée comme de la vapeur. Les autres hypothèses sont les suivantes :

- Le modèle est décomposé principalement en deux zones fortement couplées avec une interface d'échange de chaleur et de masse : le lit fixe où la phase solide et la zone libre où la phase gaz s'est définie.
- Le lit fixe est considéré comme un milieu poreux, de porosité ϵ , continue et hétérogène, consisté par un ensemble de particules de même taille, placées aléatoirement et traversées par un gaz. A la phase gaz et à la phase solide sont attribuées deux températures indépendantes.
- Les parois latérales du lit fixe sont considérés adiabatiques.
- Les morceaux de charbon vert ont un certain taux d'humidité initiale.
- Les modes de transfert de chaleur par conduction, convection et rayonnement sont pris en compte. Afin de diminuer la complexité du problème, le mode radiatif est modélisé par une conductivité thermique effective.
- Le processus de séchage (évaporation de l'humidité) a lieu avec une température spécifique et est thermiquement contrôlé.
- La partie gaz est formée de $i = (CO_2, CO, H_2, N_2, H_2O, O_2 \text{ et/ou } CH_4)$
- L'interface entre les deux zones permet l'initiation d'un front de flamme en haut du lit fixe en présence de l'air injecté d'en bas du lit. Ainsi, le front de flamme se propage de haut en bas.
- On suppose que la densité volumique du solide, varie durant le processus de séchage, de combustion et de gazéification de charbon, la porosité du lit, la taille des particules varient. Plus précisément, la densité volumique et le diamètre du solide subissent un rétrécissement.
- La température du gaz ainsi que les émissions gazeuses libérées du lit fixe sont considérées comme des conditions initiales à l'entrée à la zone libre.
- Le gaz est considéré comme un gaz parfait.
- Dans la zone libre, on suppose que l'écoulement gazeux est laminaire.
- La vitesse du solide est supposée nulle, autrement dit le solide est immobile ($\vec{u}_s = \vec{0}$).

2.2.2 Mise en équation du problème

Le modèle mathématique tridimensionnel instationnaire repose sur des lois de conservation appliquées aux phases gazeuse et solide, en tenant compte des hypothèses ainsi que les conditions mentionnées précédemment : la conservation de la masse, des espèces, de la quantité de mouvement et de l'enthalpie pour la phase gazeuse et la conservation de la masse, des espèces et de l'énergie pour

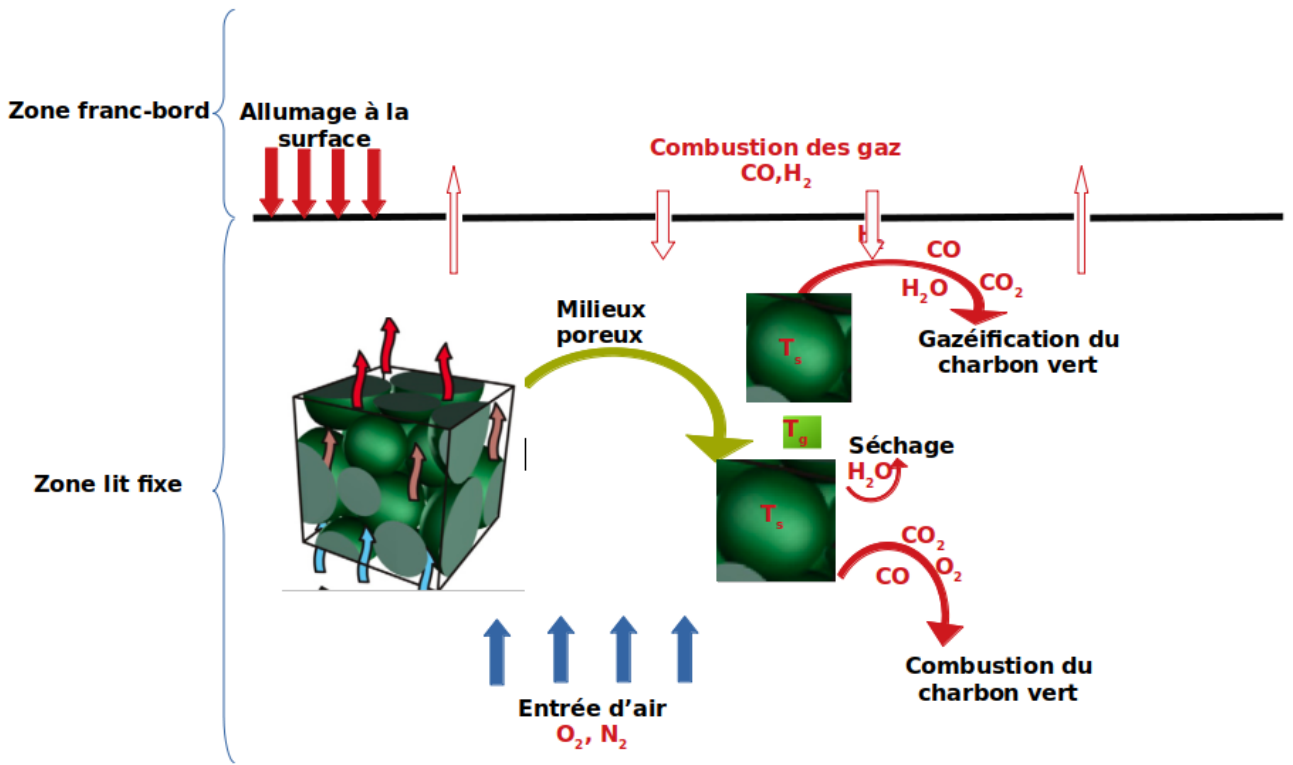


FIGURE 2.3 – Modélisation des différents processus lors de la combustion du charbon vert.

la phase solide. Ensuite, nous appliquons la procédure de pondération spatiale [193] pour obtenir des équations de conservation pondérées dans l'espace qui doivent être résolues.

les équations de conservation deviennent :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \epsilon \rho^g \langle \mathbf{U} \rangle + \nabla \cdot (\rho^g \langle \mathbf{U} \rangle \langle \mathbf{U} \rangle) + \epsilon \nabla \langle p \rangle^g - \nabla \cdot (\mu_{eff} \nabla \langle \mathbf{U} \rangle) \\ - \rho^g \langle \mathbf{g} \rangle = -\mu_{eff} \mathbb{D} \cdot \langle \mathbf{U} \rangle - \mathbb{F} \cdot \langle \mathbf{U} \rangle \end{aligned} \quad (2.10)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \epsilon \rho^g + \nabla (\rho^g \langle \mathbf{U} \rangle) = (1 - \epsilon) \sum_i \langle R_i \rangle^s \quad (2.11)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \epsilon \rho^g \langle Y_i \rangle^g + \nabla (\rho^g \langle Y_i \rangle^g \langle \mathbf{U} \rangle) - \nabla \cdot (\epsilon \rho^g D_{eff} \nabla \langle Y_i \rangle^g) = \epsilon \langle \dot{\omega}_i \rangle^g + (1 - \epsilon) \langle R_i \rangle^s \quad (2.12)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \epsilon \rho^g c_p^g \langle T \rangle^g + \nabla (\rho^g c_p^g \langle T \rangle^g \langle \mathbf{U} \rangle) - \nabla \cdot \nabla (\epsilon k_{eff}^g \nabla \langle T \rangle^g) = -\epsilon \sum_i h_{f,i}^0 \langle \dot{\omega}_i \rangle^g \\ - h_{conv} \sum_{conv} (\langle T \rangle^g - \langle T \rangle^s) + (1 - \epsilon) \langle T \rangle^g \sum_i c_{p,i} \langle R_i \rangle^s + \langle S \rangle^{g,radiation} \end{aligned} \quad (2.13)$$

Dans les équations ci-dessus, l'indice supérieur g représente la phase gazeuse, ρ^g est la densité du fluide (non moyennée dans l'espace), \mathbf{U} est la vitesse du fluide, Y_i est la fraction de masse des différentes espèces de gaz, D_{eff} est le coefficient de diffusion du fluide, c_p^g est la chaleur spécifique du fluide à pression constante, k_{eff}^g est la conductivité thermique du fluide, μ_{eff} est la viscosité dyna-

mique du fluide et \mathbf{g} est la gravité. Le symbole $\langle \cdot \rangle$ représente la moyenne de la phase locale (intégrale sur l'ensemble du volume de contrôle) tandis que $\langle \cdot \rangle^g$ et $\langle \cdot \rangle^s$ sont les moyennes intrinsèques de la phase locale pour la phase gazeuse (intégrale sur la fraction du volume de contrôle occupée par le fluide) et la phase solide (intégrale sur la fraction du volume de contrôle occupée par le solide) respectivement. Le terme $\langle \dot{\omega}_i \rangle^g$ désigne le taux de changement de masse volumétrique pour l'espèce gazeuse i résultant de réactions homogènes. Dans la phase gazeuse, $\sum_i \langle \dot{\omega}_i \rangle = 0$ car les réactions homogènes conservent la masse. Les réactions homogènes introduisent le terme source $\sum_i h_{g,i}^0 \langle \dot{\omega}_i \rangle^g$ de l'équation de l'enthalpie sensible, calculée à partir des termes sources de masse et des enthalpies de formation de chaque espèce de gaz $h_{f,i}^0$.

Le \mathbb{D} représente la résistance de Darcy à l'écoulement à travers le milieu poreux. Elle est linéaire avec la vitesse du fluide et proportionnelle à un tenseur représentatif de la structure du milieu poreux [194]. Dans le cas limite, anisotrope $\mathbb{D} = D_c I$ Dans le cas d'un écoulement sous pression, stationnaire et unidimensionnel, la loi de Darcy s'écrit : $-\frac{\epsilon}{\mu_{eff} D_c} \nabla \langle p \rangle^g = \langle \mathbf{U} \rangle$. Nous modélisons le terme non-Darcy (Forchheimer) $\mathbb{F} = F_c \rho^g |\frac{\sqrt{3}}{\mathbb{D}} \mathbb{D} \langle \mathbf{U} \rangle|$ [194] qui a la même direction spatiale que le terme de Darcy. Nous désignons le coefficient de Forchheimer par F_c et $|\cdot|$ est la norme euclidienne.

En phase solide, nous devons résoudre les équations de conservation des composants solides Eq.2.14, de continuité Eq.2.15 et de conservation de l'énergie Eq.2.16.

$$\frac{\partial}{\partial t} (1 - \epsilon) \rho^s \langle Y_k \rangle^s = (1 - \epsilon) \langle R_k \rangle^s \quad (2.14)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (1 - \epsilon) \rho^s = (1 - \epsilon) \sum_k \langle R_k \rangle^s \quad (2.15)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (1 - \epsilon) \rho^s c_p^s \langle T \rangle^s - \nabla \cdot ((1 - \epsilon) \mathbb{K} k_{eff}^s \cdot \nabla \langle T \rangle^s) = -(1 - \epsilon) \sum_k h_{f,k}^0 \langle R_k \rangle^s \\ + h_{conv} \sum (\langle T \rangle^g - \langle T \rangle^s) - (1 - \epsilon) \sum_i c_{p,k} \langle T \rangle^g \langle R_i \rangle^s + \langle S^{s, radiation} \rangle \end{aligned} \quad (2.16)$$

Y_k^s représente la fraction massique du composant solide spécifique $k =$ (humidité, biocharbon solide et cendres), et ρ^s représente la densité de la phase solides. $c_{p,k}$ est la chaleur spécifique de la matrice solide et k_{eff}^s est le coefficient de conductivité avec le tenseur d'anisotropie \mathbb{K} de la matrice solide. Les termes sources (seconds membres) de ces équations sont discutés plus bas.

Modèle cinétique des réactions

Le processus de combustion s'accompagne d'autres sous-processus tels que le séchage, et la gazéification/oxydation du charbon vert sec. Chaque étape de ces sous-processus est décrite par un ensemble de réactions chimiques.

- Le séchage

Le processus de séchage est modélisé par une loi de Arrhenius qui dépend de la température du solide selon la vitesse de réaction $R_{schage} [kg/(m^3 \cdot s)]$. Cette expression se présente au premier ordre comme suit [10] :

$$Humidité \xrightarrow{k_{vap}} Vapeur \ d'eau \quad (2.17)$$

$$k_{vap} = A \exp\left(-\frac{E_{vap}}{RT_s}\right) \quad (2.18)$$

$$R_{schage} = k_{vap} \rho_s Y_{H_2O} \quad (2.19)$$

la constante A est le facteur pré-exponentiel [1/s], Y_{H_2O} la fraction massique de l'humidité et E_{vap} est l'énergie d'activation [kJ/mol]).

- Combustion et gazéification du charbon vert sec

La réaction de combustion et de gazéification de ce charbon sec est hétérogène et hautement exothermique. Son oxydation avec l'oxygène ainsi que sa gazéification avec de CO_2 et le H_2O est décrite par les réactions suivantes [195] :



Les réactions 2.20, 2.21, 2.22 et 2.23 admettent comme taux de réaction les expressions ci-dessous :

$$R_C^{O_2} = k_1[O_2], \text{ avec } k_1 = A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT_s}\right) \quad (2.24)$$

$$R_C^{O_2} = k_2[O_2]^{0.5}, \text{ avec } k_2 = A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT_s}\right) \quad (2.25)$$

$$R_C^{H_2O} = k_3[H_2O], \text{ avec } k_3 = A_3 \exp\left(-\frac{E_3}{RT_s}\right) \quad (2.26)$$

$$R_C^{CO_2} = k_4[CO_2], \text{ avec } k_4 = A_4 \exp\left(-\frac{E_4}{RT_s}\right) \quad (2.27)$$

- Mécanisme réduit de combustion des gaz

En nous appuyant sur un mécanisme à deux équations, on adopte les équations d'oxydation suivantes ainsi que leurs taux de réactions [$kg/m^3 \cdot s$] :



avec respectivement, les taux de réaction suivants :

$$R_{CO} = k_5 [O_2] [H_2O], \text{ avec } k_5 = A_5 \exp\left(-\frac{E_5}{RT_g}\right) \quad (2.30)$$

$$R_{H_2} = k_6 [O_2]^{0.3} [H_2]^{1.55}, \text{ avec } k_6 = A_6 \exp\left(-\frac{E_6}{RT_g}\right) \quad (2.31)$$

Les valeurs des constantes précédentes sont présentées dans le tableau 2.1.

TABLE 2.1 – Constantes cinétiques utilisées dans ce modèle pour le charbon vert [195]

Charbon vert	Facteur pré-exponentiel A(1/s)	Energie d'activation E(Kj/mol)
Séchage	$1.06 * 10^3$	88.5
Combustion du charbon	$9 * 10^8$	$2.25 * 10^5 (k1)$
	$7 * 10^9$	$1.3 * 10^3 (k2)$
Gazéification du charbon	$1.6 * 10^6$	$2.2 * 10^4 (k3)$
	$3.5 * 10^7$	$225 * 10^4 (k4)$
Combustion des gaz	$1.674 * 10^5$	$1.25 * 10^3 (k5)$
	$1.95 * 10^7$	$1.67 * 10^5 (k6)$

Pour simplifier l'écriture des termes source, toutes les réactions hétérogènes et homogènes sont formulées sous la forme empirique d'Arrhenius avec le coefficient de vitesse de type k_r pour chaque réaction r exprimée comme suit :

$$k_r = A \exp\left(-\frac{T_a}{T}\right), \text{ avec } : T_a = \frac{E_a}{R} \quad (2.32)$$

T_a est la température d'activation de l'équation r .

Nous définissons le coefficient de vitesse de réaction k_r pour 1 kg de combustible solide et la vitesse de la réaction r est calculée comme suit :

$$\Omega_r = \begin{cases} \rho^s \Pi_i (Y_i^g)^{n_{r,i}^g} \Pi_k (Y_k^s)^{n_{r,k}^s} k_r & T > T_a \\ 0 & T < T_a \end{cases} \quad (2.33)$$

où $n_{r,i}^g$ est l'ordre de réaction r pour l'espèce gazeuse i , $n_{r,k}^s$ est l'ordre de réaction pour l'espèce solide k et T_c est une température de coupure, qui peut être définie pour chaque réaction séparément. Ensuite, le taux de réaction doit être multiplié par les coefficients stœchiométriques $\xi_{r,i}^g$ et $\xi_{r,k}^s$ pour calculer les termes sources $R_{r,i}^g$ et $R_{r,k}^s$ pour les équations de conservation. Comme chaque substrat peut participer à plus d'une réaction, le taux net de production/consommation d'espèces doit être additionné sur l'ensemble des réactions r pour obtenir :

$$R_i = \sum_r \xi_{r,i}^g \Omega_r \quad (2.34)$$

comme terme source des équations Eq.2.12 et Eq.2.11 et :

$$R_k = \sum_r \xi_{r,k}^s \Omega_r \quad (2.35)$$

comme terme source des équations Eq.2.14 et Eq.2.15 .

Processus de décomposition thermique

- Résistance à la diffusion

Des réactions hétérogènes se produisent à l'interface gaz-solide et leur vitesse peut être limitée par le transport diffusif des éléments gazeux vers la surface [196]. Le nombre de Damköhler sans dimension Da_i pour l'espèce i est le rapport entre le temps de diffusion caractéristique et le temps de réaction caractéristique de la surface :

$$Da_i = \frac{\tau_{diff,i}}{\tau_{chem,i}} \quad (2.36)$$

Nous modélisons deux types de réactions hétérogènes. Premièrement, la réaction est beaucoup plus lente que la diffusion $Da_i \rightarrow 0$. La concentration de l'espèce i dans le volume élémentaire représentatif est supposée uniforme, et la vitesse de réaction est évaluée uniquement sur la base du mécanisme cinétique (introduit dans la section précédente). Deuxièmement, la vitesse de réaction est plus rapide que la diffusion $Da_i \rightarrow \infty$. Par conséquent, le taux de réaction doit reproduire le nombre de Damköhler. Nous modélisons le taux de réaction moyen du volume solide basé sur la diffusion des espèces comme suit :

$$\langle \Omega_r \rangle_{diff}^s = h_{mass} \Sigma_{mass} \rho^g (\langle Y_i \rangle^g - \langle Y_i \rangle^{surface}) \quad (2.37)$$

Dans ce qui précède h_{mass} , désigne le coefficient de transfert de masse, et Σ_{mass} est le rapport surface interfaciale/volume. Il existe trois modèles pour la paire h_{mass} , Σ_{mass} qui sont résumés dans le Tableau.2.2. Nous évaluons le transfert de masse à partir des corrélations du nombre de Sherwood Sh . Pour simplifier, nous supposons que le nombre de Lewis est unitaire, ce qui signifie que $Pr = Sc$, où Sc est le nombre de Schmidt. Pour de grande valeur de Da_i , une fois que la molécule de gaz atteint la surface, elle est instantanément consommée par la réaction chimique de surface. Par conséquent, la fraction de masse de l'espèce i à la surface $Y_i^{surface}$ est nulle et :

$$\langle \Omega_r \rangle_{diff}^s = h_{mass} \Sigma_{mass} \rho^g \langle Y_i \rangle^g \quad (2.38)$$

Enfin, nous évaluons la vitesse de réaction pour la réaction de surface hétérogène r , sur l'ensemble de la plage Da_i , comme suit

$$\langle \Omega_r \rangle^s = \frac{1}{\frac{1}{\langle \Omega_r \rangle_{diff}^s} + \frac{1}{\langle \Omega_r \rangle_{cin}^s}} \quad (2.39)$$

où l'ajout de l'indice "*cin*" met l'accent sur la moyenne de la vitesse de réaction basée sur la cinétique Eq.2.33.

TABLE 2.2 – Les modèles de transfert de masse [196, 197]

Modèle	Constant	Cylindrique	Tube
Σ_{mass}	const.	$2 \frac{\sqrt{(1-\epsilon)(1-\epsilon_0)}}{a_{co}}$	$2 \frac{\sqrt{\epsilon\epsilon_0}}{a_{co}}$
h_{mass}	const.	$\frac{Sh_{ac} D^f}{2a_c}$, $Sh_{ac} = 2.0 + 1.1 Re_{ac}^{0.6} Sc^{\frac{1}{3}}$	$\frac{Sh_{at} D^f}{2a_t}$ $Sh_{at} = 3.66$

- Enthalpies des réactions

A partir des taux de réactions hétérogènes, on peut déterminer les termes sources de l'enthalpie dans la phase solide Eq.2.16. Nous les calculons soit sur la base des enthalpies de formation de chaque espèce

$$S_{htrog} = (1 - \epsilon) \sum_k h_{f,k}^0 R_k^s \quad (2.40)$$

ou sur la base de l'enthalpie de réaction Δh_r ,

$$S_{htrog} = (1 - \epsilon) \sum_r \Delta h_r \Omega_r \quad (2.41)$$

Les réactions exothermiques ont des valeurs négatives de Δh_r .

L'absence d'équilibre thermique dans les milieux poreux introduit un autre mode de transfert d'énergie entre les phases solide et gazeuse résultant de réactions hétérogènes. Les réactions hétérogènes se produisent à la surface de la phase solide à la température T_s alors que les gaz libérés équilibrent immédiatement leur température avec la phase gazeuse T_f . En conséquence, l'enthalpie est transférée entre les phases, où $C_{p,i}^g$ est la chaleur spécifique de l'espèce gazeuse i .

$$S_{heating} = (1 - \epsilon)(\langle T \rangle^g - \langle T \rangle^s) \sum_i C_{p,i}^g R_i \quad (2.42)$$

Le transfert thermique

Dans la modélisation des milieux poreux, l'équilibre thermique au sein d'une seule particule de biomasse est souvent supposé, mais cette hypothèse n'est pas générale. Kaviany [198] rapporte que l'équilibre thermique entre une phase gazeuse et une phase solide disparaît lorsque des réactions chimiques ou des conversions thermiques ont lieu. Une situation typique dans laquelle les températures des gaz et des solides diffèrent considérablement est celle où l'ensemble du réacteur à lit fixe est modélisé, par exemple lorsque les gaz pyrolytiques chauds réchauffent la matière première fraîche et relativement froide dans un gazéificateur à lit fixe à courants ascendants. L'approche de non-équilibre exige que les températures moyennes spatiales de la phase gazeuse T_g et de la phase solide T_s soient distinguées en permanence. Dans ce qui suit, nous introduisons deux modes de transfert de chaleur distincts, convectif et radiatif, entre les phases.

-Transfert de chaleur par convection

Selon la procédure de calcul de la moyenne spatiale de l'équation de l'énergie, le transfert de chaleur par convection entre le gaz et la matrice est approximé comme suit :

$$q_{conv} = h_{conv} \Sigma_{conv} (\langle T \rangle^g - \langle T \rangle^s) \quad (2.43)$$

où h_{conv} désigne le coefficient de transfert de chaleur par convection et Σ_{conv} est le rapport surface interfaciale/volume. Nous proposons trois modèles pour le calcul de Σ_{conv} , qui sont résumés dans le tableau.2.3.

Le premier modèle a une valeur $\Sigma_{conv} = const$. Les deux autres s'inspirent de la structure du bois et sont soit une fibre de cylindres parallèles avec des rayons initiaux a_{c_0} et du gaz circulant autour, soit une réciproque, c'est-à-dire une fibre de tubes avec des rayons initiaux a_{t_0} et du gaz circulant à

l'intérieur. Dans les deux modèles, un nombre constant de structures (cylindres ou tubes) est supposé, et leurs rayons évoluent dans le temps tandis que la porosité change. A partir de la porosité initiale ϵ_0 et des rayons des structures initiales, on peut déterminer le nombre de structures à l'intérieur d'un volume de contrôle V , puis calculer Σ_{conv} en fonction des paramètres initiaux et ϵ .

TABLE 2.3 – Les modèles de transfert par convection [196, 197]

Modèle	Constant	Cylindrique	Tube
Σ_{conv}	const.	$2 \frac{\sqrt{(1-\epsilon)(1-\epsilon_0)}}{a_{co}}$	$2 \frac{\sqrt{\epsilon\epsilon_0}}{a_{co}}$
h_{conv}	const.	$\frac{Nu_{ac} k_f}{2a_c}$, $Nu_{ac} = 2.0 + 1.1 Re_{a_c}^{0.6} Pr^{\frac{1}{3}}$	$\frac{Nu_{at} k_f}{2a_t}$ $Nu_{at} = 3.66$

Chaque modèle est associé à un coefficient de transfert de chaleur par convection, qui est résumé dans le tableau.2.3. Tout d'abord, a $h_{conv} = const.$ Les autres sont calculés à partir des paramètres locaux de l'écoulement en utilisant une corrélation de transfert de chaleur par convection avec un nombre de Reynolds défini en fonction de l'échelle de longueur du modèle (a_c ou a_t) où $Re_a = \frac{\rho^g \langle U \rangle 2a}{\mu}$, nombre de Prandtl $pr = \frac{\nu}{\alpha}$ and $\alpha = \frac{k_f}{\rho_g c_g}$.

- Transfert de chaleur par rayonnement

Outre la convection, la chaleur est échangée par rayonnement. Le principal modèle de rayonnement est une approche de milieu participant, basée sur l'équation de transfert radiatif (ETR) [198] sous la forme du rayonnement incident, G . Pour les milieux poreux, il y a deux contributions à l'ETR : le mélange de gaz, modélisé ici comme un gaz gris, et la phase solide, supposée être un corps gris. Il existe une interaction à double sens entre les équations de conservation de l'énergie pour les phases gazeuse et solide et l'ETR. En outre, la dépendance directionnelle est simplifiée à l'aide de l'approche P1 [199]. Dans cette approche, toutes les surfaces rayonnantes sont supposées être diffuses et la dépendance directionnelle de l'ERT est intégrée. L'équation G se lit comme suit :

$$\nabla \cdot (\Gamma \nabla G) + 4\pi \left(a \frac{\sigma T_g^4}{\pi} + E_s \right) - (a + a_s) G = 0, \quad (2.44)$$

où a est le coefficient d'absorption du mélange gazeux, E_s est l'émission équivalente du solide et a_s est le coefficient d'absorption équivalent du solide et est défini comme suit :

$$\Gamma = \frac{1}{(3(a + a_s + \sigma_{scat}) + C\sigma_{scat})} \quad (2.45)$$

où σ_{scat} est le coefficient de diffusion et C le coefficient associé à la diffusion avant/arrière. Il est calculé localement dans chaque volume de contrôle. L'émission équivalente de la particule solide est évaluée comme suit :

$$E_s = \epsilon_s \frac{A_s}{V} \frac{\sigma T_s^4}{\pi} \quad (2.46)$$

où ϵ_s est l'émissivité de la particule solide et le facteur $\frac{A_s}{V}$ est le rapport entre la surface projetée et le volume de contrôle. La surface projetée est la surface de la phase solide qui voit le rayonnement

incident. En raison de la loi de Kirchhoff, $\epsilon_s = \alpha_s$, et $\epsilon_s \frac{A_s}{V} = a_s$. L'émission équivalente de la particule solide est donc évaluée comme suit :

$$E_s = \epsilon_s \frac{6}{V^{1/3}} \frac{\sigma T_s^4}{\pi} = a_s \frac{\sigma T_s^4}{\pi}. \quad (2.47)$$

Par conséquent, le terme source $S^{g,radiation} = -\nabla \cdot q_r$ pour l'équation de l'énergie en phase gazeuse se lit comme suit :

$$S^{g,radiation} = -4\pi \left(a \frac{\sigma T_g^4}{\pi} \right) + aG \quad (2.48)$$

et le terme source, $S^{s,radiation} = -\nabla \cdot q_r$, pour l'équation de l'énergie en phase solide est :

$$S^{s,radiation} = -4\pi(E_s) + a_s G \quad (2.49)$$

Nous supposons que a_s est constant dans le milieu poreux, mais la surface du milieu poreux interagit également avec le rayonnement incident. Pour en tenir compte dans l'approche basée sur le volume, nous introduisons une échelle de longueur λ , qui détermine une profondeur (s'étendant de la surface du milieu poreux vers son centre) avec une interaction supplémentaire entre le milieu poreux et le rayonnement de sorte que :

$$a_s = \begin{cases} a_s & l > \lambda \\ a_s + a_s^b & l < \lambda \end{cases} \quad (2.50)$$

Dans le premier cas, il s'agit des couches extérieures de la surface λ et dans le second, les couches intérieures.

Pour garantir l'indépendance de la grille, le coefficient d'absorption à la frontière est évalué comme suit :

$$a_s^b = \frac{a_s^{b,actual} \lambda}{V^{1/3}} \quad (2.51)$$

Propriétés des matériaux

Le modèle mathématique s'accompagne d'une définition appropriée des propriétés matérielles du gaz et du solide. Bien que des recherches approfondies sur la combustion des gaz aient permis de bien définir les propriétés thermophysiques de la phase gazeuse, les propriétés de la biomasse sont encore difficiles à cerner.

Tout d'abord, la porosité ϵ de la biomasse doit être définie. Pour tenir compte de l'inhomogénéité du milieu poreux, il est possible de définir une distribution de porosité non uniforme. Avec la porosité, la distribution du tenseur de résistance visqueuse \mathbb{D} est nécessaire, qui peut être utilisé pour introduire l'anisotropie du matériau.

Un autre paramètre nécessaire est la densité de la matrice solide ρ^s , qui est le matériau qui constitue l'espace non rempli de gaz à l'intérieur des milieux poreux. Elle est calculée comme la moyenne pondérée des densités des composants de la phase solide :

$$\rho^s = \frac{m^s}{V^s} = \left(\sum_k \frac{\langle Y_k \rangle^s}{\rho_k^s} \right)^{-1} \quad (2.52)$$

Les propriétés thermiques de la matrice solide sont décrites par les conductivités thermiques k_k^s et les chaleurs spécifiques $c_{p,k}^s$ pour chaque solide k. La conductivité effective k_{eff}^s et la chaleur

spécifique c_p^s sont calculées comme des moyennes pondérées de la fraction de masse des composants. De même, les propriétés du mélange doivent être calculées pour la phase gazeuse.

La porosité

La transformation d'une espèce solide en une autre ou la libération de matière dans la phase gazeuse modifie la porosité. D'une part, en raison de l'inégalité des densités des espèces solides et, d'autre part, lorsque la matière est transférée dans la phase gazeuse. Nous modélisons ce changement par l'équation de conservation du volume :

$$\frac{d}{dt}\epsilon = -(1 - \epsilon) \sum_{k=1}^N \frac{1}{\rho_k^s} R_k \quad (2.53)$$

Elle stipule que le volume occupé par la phase gazeuse varie en fonction de la variation de la masse de l'espèce solide k divisée par sa densité ρ_k^s . Dans le modèle, il n'y a pas de déplacement mécanique macroscopique du milieu poreux.

2.3 Outils de simulations numériques

Dans le but de bien comprendre la modélisation de la combustion des solides en lit fixe, les premières simulations se sont réduits à un modèle 1D via un code C++ couplé à la sous-routine fortran LSODE.

Par la suite les simulations 3D effectuées dans ce travail ont suivi trois grandes étapes à savoir, le pré-traitement consacré à la conception des maillages (par le logiciel gmsh ou l'utilitaire blockMesh de OpenFOAM), le traitement où sont définis les conditions initiales et aux limites pour les procédures de calcul (OpenFOAM) et enfin, le post-traitement pour les visualisations et l'analyse des résultats (paraFoam et gnuplot). Cette section donne un aperçu sur les codes LSODE et OpenFOAM utilisés pour les simulations CFD (Computational Fluid Dynamics) effectuées dans cette thèse. Il nous permet aussi de présenter le logiciel utilisé pour le maillage (Gmsh).

2.3.1 La sousroutine LSODE

Les problèmes à résoudre en 1D sont de la forme :

$$\frac{\partial}{\partial t} = -a \frac{\partial \alpha}{\partial x} + b \frac{\partial^2 \alpha}{\partial x^2} + W(\alpha, t) \quad (2.54)$$

où α est la fraction de masse de l'espèce (solide ou gaz) ou la température. La discrétisation spatiale utilise le schéma d'Euler explicite, et LSODE [200] est utilisé pour la partie variation temporelle. LSODE est un outil de calcul basé sur la méthode de différenciation à rebours (BDF : backward differentiation formula) qui permet de résoudre des systèmes d'équations différentielles ordinaires non raides ou raides de la forme :

$$\frac{\partial}{\partial t} = f(t, \vartheta) \quad (2.55)$$

La description du fonctionnement du présent code est présentée à la Fig.2.4

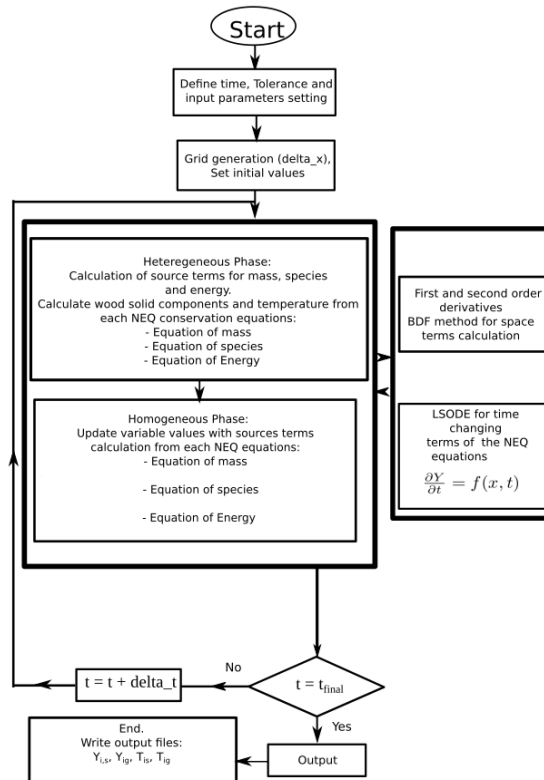


FIGURE 2.4 – Algorithme décrivant le schéma eulérien 1D pour la combustion solide

2.3.2 Les maillages

- Gmsh

Gmsh est un logiciel libre créé par Christophe Geuzaine et Jean-François Remacle [201], permettant de générer des maillages 2D et 3D de type éléments finis. Une fois les maillages construits ils peuvent être utilisés ensuite par un logiciel de traitement (Fluent, Saturne, OpenFoam...). Il est sous licence GNU-GPL (GNU's Not UNIX – General Public Licence) et peut être téléchargé librement à l'adresse <http://www.geuz.org/gmsh/>.

Gmsh peut être utilisé sous les plates-formes LINUX, WINDOWS et MAC, et possède une interface simple, proposant initialement 4 modules sous «Geometry», son onglet principal :

- **Elementary entities** : Création/modification/Suppression d'éléments élémentaires comme les points, les segments, les surfaces...
- **Physical groups** : Permet de définir physiquement un élément, par exemple en définissant une surface nous pouvons définir «wall» ou «inlet» ou «outlet» ou encore « symmetry » sous le logiciel OpenFOAM.
- **Edit** : Permet de lire le «code source» du maillage, pour modifier les dimensions sans tout recréer par exemple. C'est ce fichier qui est sauvegardé en .geo, et qui permet de réunir toutes les informations données au maillage.
- **Reload** : Après avoir modifié le code source, cliquez sur Reload pour charger la nouvelle géométrie.

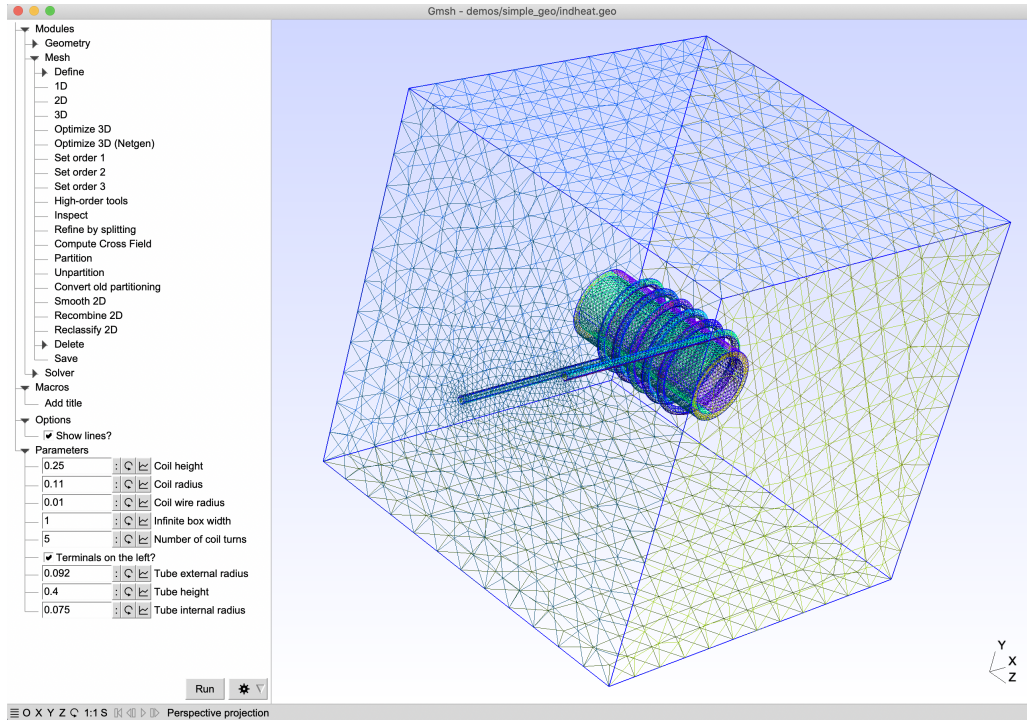


FIGURE 2.5 – Interface graphique du logiciel de maillage Gmsh.

- blockMesh

Le maillage est généré à partir d'un fichier nommé `blockMeshDict` situé dans le répertoire constant/`polyMesh` d'un cas. `blockMesh` lit ce dictionnaire, génère le maillage et écrit les données du maillage dans des fichiers de points et de faces, de cellules et de frontières dans le même répertoire.

Le principe de `blockMesh` est de décomposer la géométrie du domaine en un ensemble d'un ou plusieurs blocs hexaédriques tridimensionnels. Les bords des blocs peuvent être des lignes droites, des arcs ou des courbes. Le maillage est spécifié comme un nombre de cellules dans chaque direction du bloc, une information suffisante pour que `blockMesh` génère les données de maillage.

Chaque bloc de la géométrie est défini par 8 sommets, un à chaque coin d'un hexaèdre. Les sommets sont écrits dans une liste de manière à ce que chaque sommet soit accessible à l'aide de son étiquette, en se rappelant qu'OpenFOAM utilise toujours la convention C++ selon laquelle le premier élément de la liste a l'étiquette "0". La Fig.2.6 présente un exemple de bloc.

Le fichier `blockMeshDict` est un répertoire utilisant des mots-clés spécifique a OpenFoam, un exemple de script pour un maillage simple est le suivant :

```

/*-----* C++ *-----
=====
\\      /  F i e l d      |  OpenFOAM: The Open Source CFD Toolbox
\\      /  O p e r a t i o n  |  Website:  https://openfoam.org
\\      /  A n d           |  Version:   8
  \\/    M a n i p u l a t i o n  |
/*-----*
FoamFile
{
    version      2.0;

```

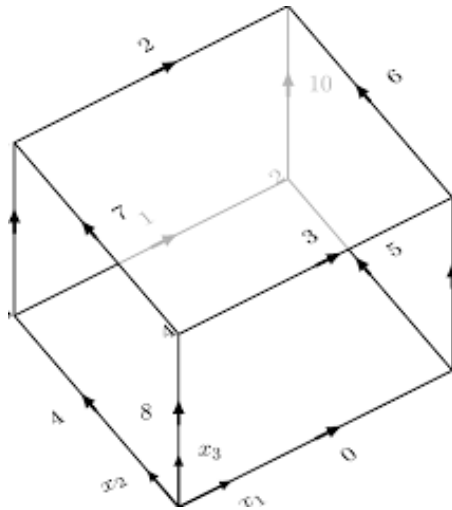


FIGURE 2.6 – Un exemple bloc unique avec blockMesh

```

format      ascii ;
class       dictionary ;
object      blockMeshDict ;
}
// * * * * *
convertToMeters 1;
vertices
(
    (0      0      0      )
    (0.043  -0.00075  0      )
    (0.043   0.00075  0      )
    (0      0      0.26)
    (0.043  -0.00075  0.26)
    (0.043   0.00075  0.26)
);
blocks
(
    hex (0 1 2 0 3 4 5 3) (40 1 260) simpleGrading (1 1 1)
);
edges
(
);
boundary
(
    inlet
    {
        type wall;
        faces
        (
            (0 2 1 0)

```

```

    );
}
outlet
{
    type wall;
    faces
    (
        (3 4 5 3)
    );
}
wall
{
    type wall;
    faces
    (
        (1 2 5 4)
    );
}
axis
{
    type empty;
    faces
    (
        (0 3 3 0)
    );
}
back
{
    type wedge;
    faces
    (
        (0 3 5 2)
    );
}
front
{
    type wedge;
    faces
    (
        (0 1 4 3)
    );
}
);
mergePatchPairs

```

(
);

// *****

2.3.3 Présentation du Code OpenFOAM

OpenFOAM est une bibliothèque Open Source orientée objet pour les simulations numériques en mécanique des milieux continus, écrite dans le langage de programmation C++. OpenFOAM est de plus en plus utilisé dans la recherche universitaire et dans le cadre industriel. Libre et ouvert il est à la fois utilisé comme multi-solveurs CFD et comme code d'analyse. Les étapes à suivre pour la mise en oeuvre d'un calcul par OpenFoam sont présentées à la Fig.2.7. Les principaux éléments de sa conception sont les suivants :

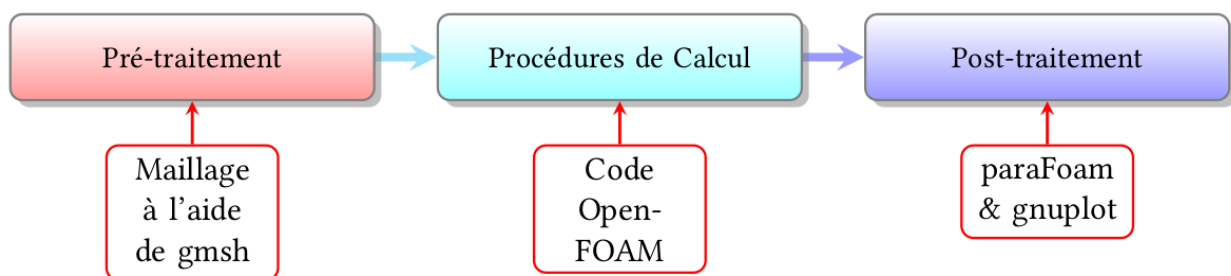


FIGURE 2.7 – Séquences de procédure de simulation dans OpenFOAM.

- Syntaxe expressive et polyvalente, permettant une mise en oeuvre aisée d'un modèle physique complexe ;
- Des capacités étendues, y compris une richesse de modélisation physique, une discrétisation précise et robuste et un traitement de géométrie complexe, au niveau présent dans les CFD commerciales ;
- Architecture ouverte et développement à source ouverte, où le code source complet est disponible à tous les utilisateurs pour une personnalisation et une extension sans frais.

Il existe un large choix de solveurs et de bibliothèques intégrés dans les distributions standard d'OpenFOAM pour modéliser la pyrolyse (*fireFoam*) et les réactions chimiques (*reactingFoam*) ou la gazéification en lit fluidisé (*coalChemistryFoam*), mais aucun d'entre eux n'est approprié pour les simulations en lit fixe avec des réactions hétérogènes. Dans *fireFoam*, la pyrolyse est un phénomène de surface et non de volume. Le milieu de pyrolyse est attaché au domaine de calcul principal, où le flux de gaz est calculé et n'interagit avec la phase gazeuse qu'à travers les conditions limites du domaine. Il n'y a pas de représentation naturelle du matériau poreux traversé par le gaz dans le cadre de cette approche. L'autre solveur, *reactingFoam*, permet des réactions de volume mais uniquement dans la phase gazeuse. Il existe également des solveurs incluant la pyrolyse de particules lagrangiennes (*coalChemistryFoam*), mais ils ne sont pas adaptés aux problèmes de lit fixe.

OpenFOAM, en tant qu'initiative à code source ouvert, encourage les contributions de la communauté. Le problème de la conversion thermique à l'intérieur des milieux poreux a été abordé, par

exemple, par Lachaud et al. [202–204], (dans le cadre du projet PATO), par Kwiatkowski et al. [194] (*biomassGasificationFoam*). Ainsi, les défis cruciaux de la modélisation sont abordés différemment. L'objectif initial de PATO était de simuler l'influence ablative de l'écoulement de gaz autour d'objets poreux, le solveur *porousGasificationFoam* quant à lui porte sur la conversion thermique de déchets et de résidus forestiers dans un réacteur de gazéification. La différence essentielle réside dans l'approche du problème du transfert de chaleur et de masse. Le PATO suppose qu'à l'intérieur du milieu poreux, la phase gazeuse et la phase solide sont en équilibre thermique, ce qui est vrai dans de nombreux cas, alors que *porousGasificationFoam* assouplit cette hypothèse. Une autre différence réside dans l'approche de la formulation des réactions chimiques. Dans le cas des applications PATO, une cinétique de réaction détaillée est très importante.

Le nouveau solveur de OpenFOAM **porousGasificationFoam** et la bibliothèque de support **porousGasificationMedia** ont été choisis et utilisés pour les calculs numériques dans cette thèse. Ils ont été développés pour simuler un large éventail de processus et d'applications liés à des réactions hétérogènes. Ses caractéristiques sont les suivantes : écoulement transitoire à travers et autour des milieux poreux, transfert de chaleur et de masse entre les phases gazeuse et solide, propriétés thermochimiques modifiables dans les milieux poreux, et réactions homogènes et hétérogènes avec l'enthalpie de réaction définie directement ou dérivée des enthalpies de formation des espèces. La visualisation des résultats se fait dans **ParaView** (*paraFoam*), un outil d'analyse et de visualisation de données.

La fig.2.8, résume et présente succinctement les étapes procédurales permettant les simulations de la combustion dans cette thèse, allant du maillage de la géométrie, aux traitements et visualisation des résultats, en passant par l'exécution des calculs.

Le solveur **porousGasificationFoam**

Le solveur *porousGasificationFoam* résout les équations couplées de conservation de la phase gazeuse et solide. Le milieu poreux est défini principalement par deux champs : le champ de porosité scalaire (ϵ , **porosityF** dans le code) et le champ de résistance visqueuse tensorielle (\mathbb{D} , **Df** dans le code). Nous supposons que le matériau poreux est fixe dans l'espace et que chaque cellule de calcul se trouve soit entièrement à l'intérieur (< 1), soit entièrement à l'extérieur ($= 1$) du milieu poreux. Les deux champs sont accessibles et modifiables, si nécessaire, pendant le calcul. Par exemple, bien que le milieu poreux soit fixé dans l'espace, il peut subir une gazéification complète dans un certain volume du domaine de calcul. Ce volume passera progressivement de l'occupation par le milieu poreux à l'occupation par la phase gazeuse.

- L'algorithme de résolution dans le solveur *porousGasificationFoam* :

L'algorithme correspondant à l'ordre des équations résolues par itération est présenté à la Fig.2.9. L'algorithme de résolution des équations de la phase gazeuse est basé sur l'algorithme utilisé dans le solveur transitoire *reactingFoam*, qui est conçu pour les écoulements laminaires ou turbulents réactifs et qui est disponible dans toutes les versions de la distribution OpenFOAM. Dans la Fig.2.9, ces étapes sont indiquées en caractères standard. La police en gras est utilisée pour souligner les éléments de l'algorithme de résolution nouveaux dans le solveur *porousGasificationFoam*.

La résolution démarre par l'initialisation des domaines, des modèles physiques et des variables. Il s'agit des modèles de turbulence et de réaction chimique en phase gazeuse, qui sont présents dans *reactingFoam*, ainsi que du modèle de réaction hétérogène, du modèle de milieu poreux et du modèle de rayonnement que nous introduisons.

La boucle de calcul principale commence par un bloc nécessaire pour l'évaluation des termes

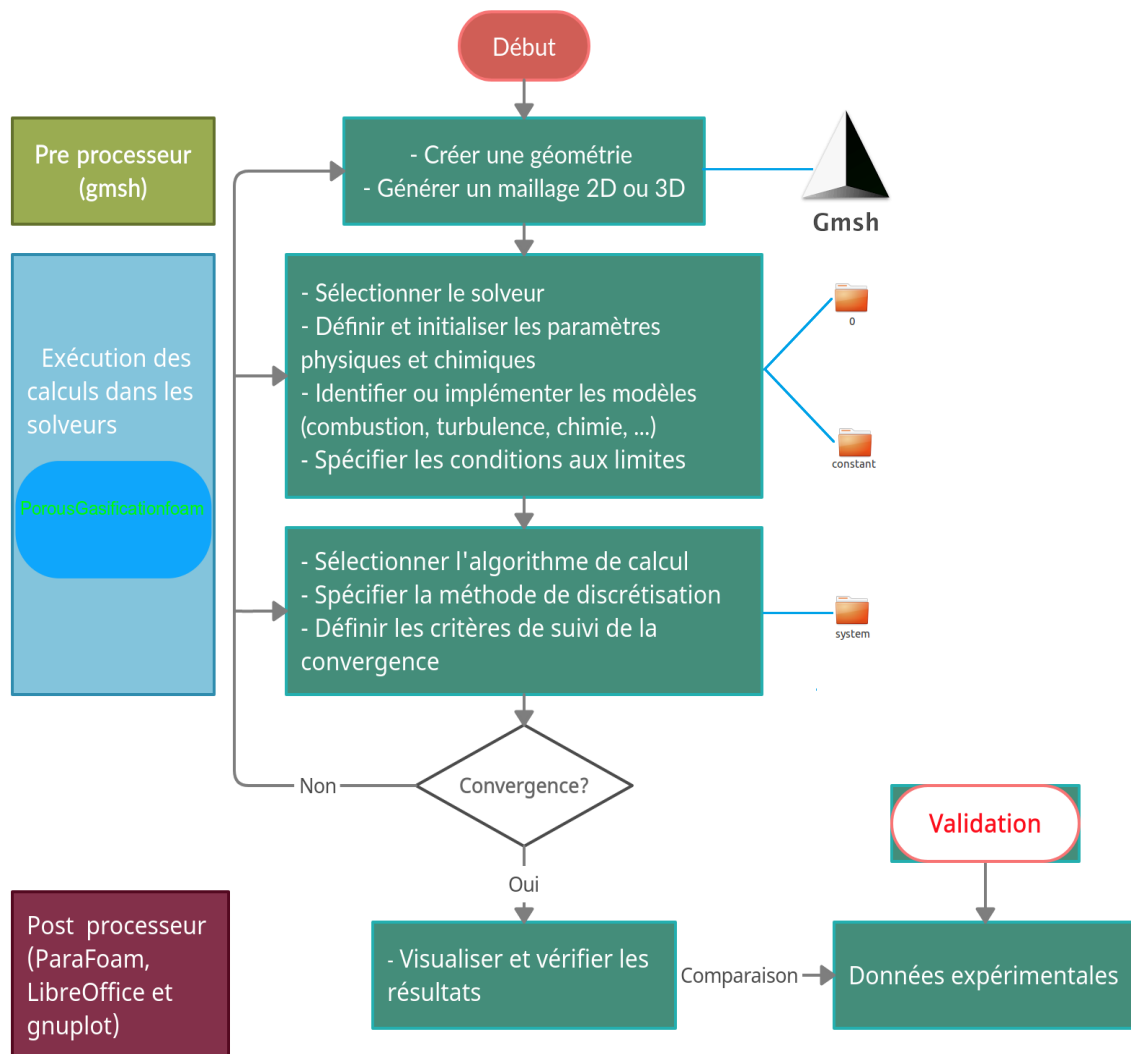


FIGURE 2.8 – Organigramme "CFD" : pré-traitement, exécution des simulations et post-traitement.

sources afin de résoudre les équations de transport. Nous supposons que la dynamique de la phase solide est suffisamment lente et stable pour ne la résoudre qu'une seule fois par boucle de calcul principale. Ce bloc contient le calcul du transfert de chaleur dû au rayonnement, les termes sources des réactions hétérogènes, la conservation des espèces solides, la conservation de la masse solide, avec l'évolution de la porosité, la conservation de l'énergie solide, et enfin les termes sources des réactions en phase gazeuse pour la conservation de la masse des espèces et la conservation de l'énergie.

Ensuite, la boucle principale entre dans la boucle PIMPLE (PISO-SIMPLE) [161,205], qui est utilisée pour résoudre le couplage pression-vitesse. La boucle comprend les équations de conservation des espèces gazeuses et l'équation de conservation de l'énergie pour la phase gazeuse. Le couplage pression-vitesse PISO implique la résolution de l'équation de continuité et de l'équation de quantité de mouvement. Il est corrigé pour la présence du milieu poreux conformément à la pratique d'OpenFOAM pour l'écoulement à travers les milieux poreux (la partie isotrope de la résistance visqueuse est incluse implicitement et la partie anisotrope explicitement dans la matrice de solution de la vitesse). La différence est que le milieu poreux est contenu dans le domaine de calcul et ne constitue pas un domaine séparé. Ainsi, la résistance supplémentaire due à la porosité n'est ajoutée qu'aux cellules de calcul où le milieu poreux est présent.

- **Bibliothèque - porousGasificationMedia** :

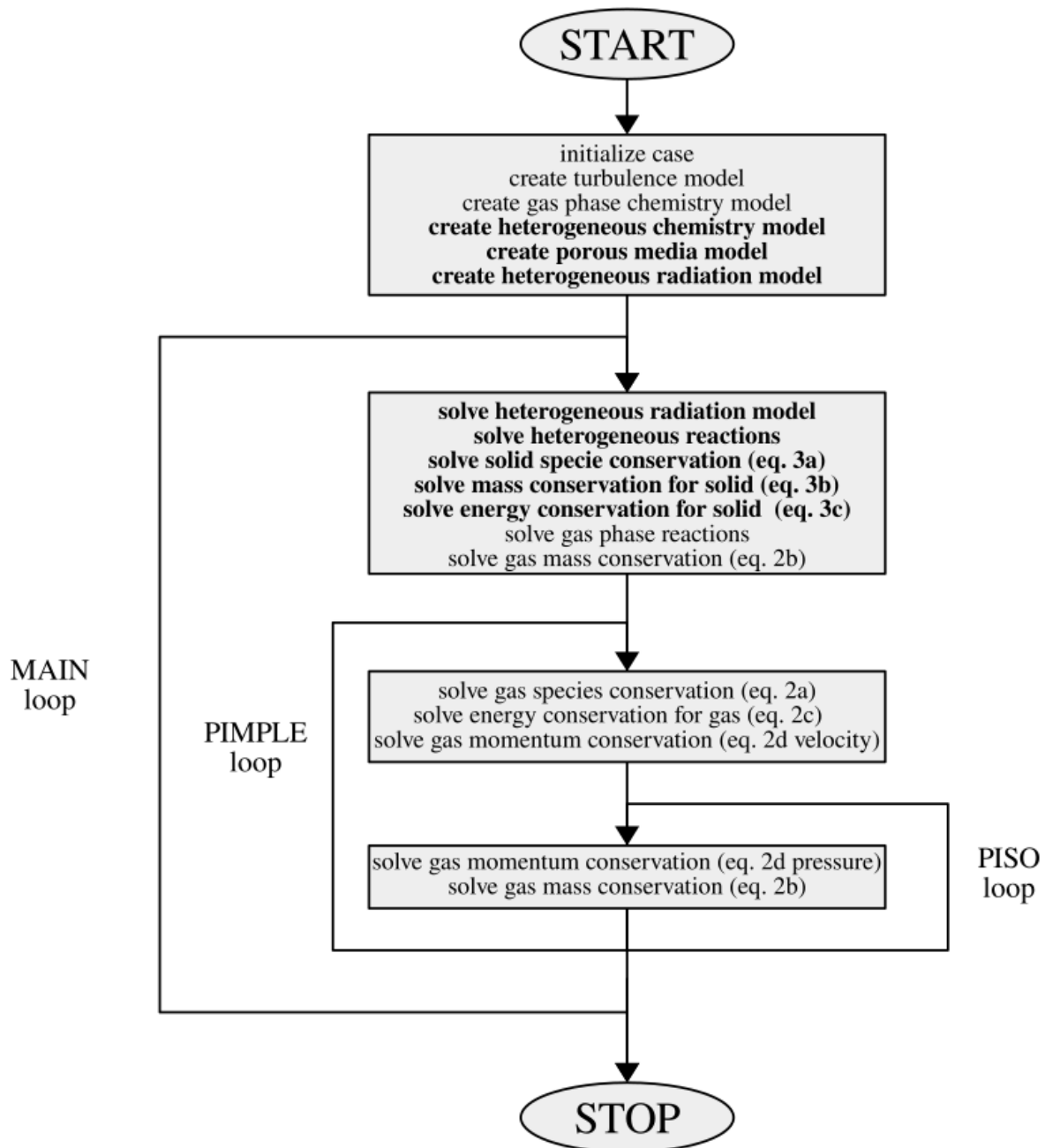


FIGURE 2.9 – Schéma de la boucle principale du solveur de mousse poreuse *GasificationFoam* avec l’algorithme PIMPLE. Les nouveaux développements par rapport au solveur *reactingFoam* sont mises en évidence en caractères gras.

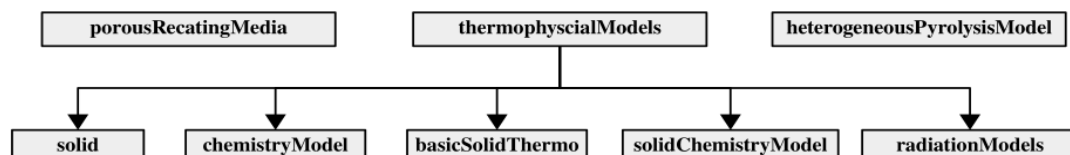


FIGURE 2.10 – Structure de la bibliothèque *porousGasificationMedia*.

Elle soutend le solveur *porousGasificationFoam* et se compose de trois parties distinctes. La première, *porousReactingMedia*, est la définition du milieu poreux et de ses propriétés mécaniques. Deuxièmement, *thermophysicalModels*, qui définit les propriétés thermiques, chimiques et radiatives

de la phase solide. Troisièmement, *heterogeneousPyrolysisModels*, est l'assemblage des deux précédents dans le modèle de milieu poreux. Cette structure est représentée schématiquement à la Fig.2.10. Différents modèles de la bibliothèque peuvent être choisis à l'aide de dictionnaires de contrôle dans un dossier de cas de calcul, comme dans tous les solveurs OpenFOAM. Dans la Fig.2.11, nous présentons la structure d'un fichier de cas en mettant en évidence avec une bordure en gras les éléments introduits avec le solveur *porousGasificationFoam* et ceux contenant de nouveaux éléments en plus de ceux présents dans *reactingFoam* de la distribution principale d'OpenFOAM.

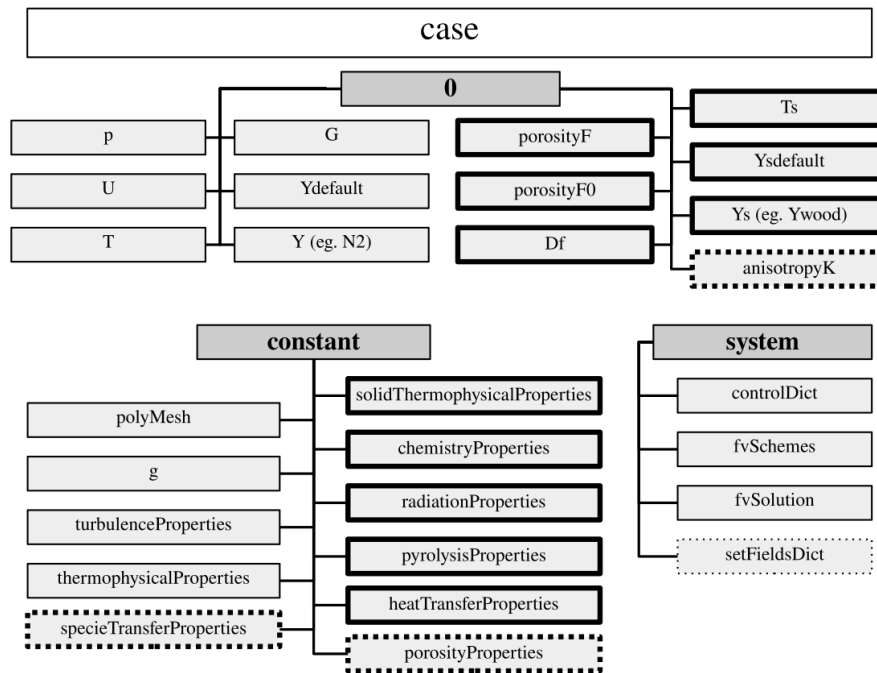


FIGURE 2.11 – Structure des dictionnaires et des fichiers dans le dossier d'un cas de calcul

Les champs contenant les conditions initiales et limites pour la phase gazeuse qui sont nécessaires pour lancer les simulations sont : la pression (p , p), la vitesse (u , U), la température de la phase gazeuse (T_g , T), le champ de rayonnement incident (g , G), la fraction de masse de l'espèce gazeuse (Y_i , nom) et la fraction de masse de l'espèce gazeuse par défaut ($YDefault$), au cas où les produits des réactions chimiques ne seraient pas présents au début de la simulation. Les champs contenant les conditions initiales et limites pour la phase solide sont : la porosité (ϵ , porosité \mathbf{F}) et la porosité initiale (ϵ_0 , porosité $\mathbf{F0}$), le tenseur de résistance visqueuse (\mathbb{D} , Df), la température du solide (T_s , Ts), les fractions massiques des espèces solides (Y_k^s , nom), le champ de fraction massique des espèces solides par défaut ($Y_sDefault$) et, en option, le champ décrivant l'anisotropie de la conductivité thermique (\mathbb{K} , *anisotropieK*).

Les dictionnaires inclus dans le dossier *constant* comprennent la spécification de la géométrie (dossier *polyMesh*), le vecteur du champ de gravité (g), le dictionnaire du modèle de turbulence (*turbulenceProperties*), les propriétés thermophysiques de la phase gazeuse (*thermophysicalProperties*), qui comprennent le choix de l'interface pour l'entrée des réactions chimiques en phase gazeuse et les propriétés des espèces gazeuses. Le dictionnaire *chemistryProperties* contient une partie non modifiée concernant les réactions homogènes et une partie modifiée concernant les réactions hétérogènes discutées dans la section suivante. Le dossier *system* contient les dictionnaires OpenFOAM pour contrôler l'algorithme de solution.

1. *porousReactingMedia* :

Dans la bibliothèque *porousReactingMedia*, le modèle de porosité basé sur la loi de Darcy est implémenté. Le milieu poreux est introduit principalement par deux champs volumiques dans le domaine de calcul principal : *volScalarField porosityF* , qui représente la fraction de vide et *volTensorField Df* , qui représente le tenseur de résistance visqueuse linéaire \mathbb{D} et peut être défini arbitrairement dans l'espace. Le dictionnaire *porosityProperties* permet de spécifier le coefficient F_c . Il est facultatif et seul le terme de résistance de Darcy est évalué s'il est absent.

Les termes de résistance sont introduits dans les équations discrétisées en suivant l'implémentation standard d'OpenFOAM. Le tenseur de résistance est divisé en une partie isotrope traitée implicitement et une partie anisotrope traitée explicitement. Les deux champs peuvent être modifiés pendant l'exécution du programme. Actuellement, le *Df* est constant dans le temps, car nous supposons que la structure de la matrice poreuse ne change pas. En revanche, la *porosit F* évolue en fonction des réactions hétérogènes et des changements de densité du milieu poreux.

La forme initiale et les propriétés mécaniques du milieu poreux peuvent être définies à l'aide de l'utilitaire standard *setFields*. En outre, l'utilitaire *setPorosity*, qui crée les champs de *porosit F* et *Df* des propriétés souhaitées. Dans les deux cas, les champs sont créés à l'intérieur d'un domaine déjà maillé.

2. *thermophysicalModels* :

Le modèle des milieux poreux qui interagissent comprend divers sous-modèles qui sont implémentés dans la bibliothèque *thermophysicalModels*. Le dossier **solid** contient un choix de propriétés matérielles de la matrice solide. Le dossier **basicSolidThermo** contient les routines nécessaires pour combiner les propriétés thermophysiques introduites dans le dossier **solid** en un modèle unique de la matrice solide. Le dossier **chemistryModel** contient quelques procédures numériques et l'interface avec les routines OpenFOAM pour résoudre les équations différentielles ordinaires. Le calcul des termes sources chimiques est effectué par les routines du dossier **solidChemistryModel**. Enfin, le dossier **radiationModels** contient des procédures de calcul des termes sources pour le transfert de chaleur radiatif.

(a) Propriétés thermiques

Le dictionnaire *solidThermophysicalProperties*. La matrice solide est un mélange de plusieurs composants dont les noms sont introduits dans la liste *solidComponents*. Chaque composant est initialement présent ou apparaîtra à la suite de réactions chimiques. La liste doit être non vide. En particulier, un seul composant peut être présent. Le champ de la fraction massique de chaque composant est spécifié dans le dossier de temps initial '0', mais les fractions massiques des espèces non présentes dans le dossier de temps initial ne doivent pas être spécifiées. L'entrée suivante est le *thermoType*, qui spécifie le modèle thermique de la matrice solide. Trois modèles *thermoType* sont implémentés et tous ont une densité constante (*rho* dans le dictionnaire) et une enthalpie de formation constante (*H_f*). Les autres propriétés peuvent être :

- **solidMixtureThermo<constHeterogeneous>**, chaleur spécifique constante $cp_k^s = const.$ (Cp), et un coefficient de conductivité thermique constant $k_k^s = const.$ (K);

- **solidMixtureThermo<linearHeterogeneous>** une chaleur spécifique constante $cp_k^s = const.$ (Cp), et un coefficient de conductivité thermique linéaire $k_k^s = k_0 k^s + a_0 k^s T$ (

$K_{0,A}$);

- **solidMixtureThermo<expoHeterogeneous>** chaleur spécifique exponentielle, $cp_k^s = cp_{0k}^s \left(\frac{T}{T_{refi}}\right)^{n_{0k}} (C_0, T_{ref}, n_0)$, et un coefficient de conductivité thermique exponentiel $K_k^s = K_{0k}^s \left(\frac{T}{T_{refi}}\right)^{n_{0k}} (C_0, T_{ref}, n_0)$.

qui doivent être définies pour chaque composant présent dans la liste *solidComponents*. En outre, il est possible de spécifier l'anisotropie \mathbb{K} de la conductivité thermique, qui entraîne un transport d'énergie diffusif $-\nabla \cdot (\mathbb{K} k_{eff} (1 - \epsilon) \nabla T)$. Pour ce faire, on inclut un champ d'isotropie \mathbb{K} dans le dossier du pas de temps de simulation. Si le champ n'est pas fourni il s'agit par défaut un tenseur diagonal unitaire et nous récupérons $-\nabla \cdot (k_{eff} (1 - \epsilon) \nabla T)$.

(b) Transfert d'énergie entre les phases

Le dictionnaire *heatTransferProperties*. spécifie les propriétés du transfert d'enthalpie par convection entre les phases gazeuse et solide. Trois modèles sont disponibles (Tab.2.3). Le premier, *constCONV*, utilise une valeur constante pour c_{conv} et h_{conv} définie par l'utilisateur avec les entrées *SAV* et *h*, respectivement. Le second, *cylinderCONV*, détermine c_{conv} et h_{conv} à partir du modèle de fibre de cylindre (Tab.2.3). Le solveur nécessite de spécifier le rayon initial du cylindre à c_0 (*cylinderRadius*). De même, le champ de porosité initial *porosityF0* doit être spécifié par l'utilisateur, car ces deux éléments déterminent de manière unique le nombre de pores cylindriques par unité de volume. Le troisième, *pipeCONV*, détermine c_{conv} et h_{conv} à partir du modèle de fibre de tuyau (Tab.2.3). Le solveur nécessite de spécifier le rayon initial du tuyau à p_0 (*cylinderRadius*) et le champ de porosité initial *porosityF0*.

Le dictionnaire *radiationProperties*. Le rayonnement est un autre mécanisme possible d'échange de chaleur entre le milieu poreux et son environnement. Dans le dictionnaire *radiationProperties*, il peut être activé ou désactivé. Lorsqu'il est calculé, le modèle de rayonnement (*heterogeneousRadiationModel*) doit être spécifié. Trois options sont disponibles :

- **none** - renvoie à des termes sources nuls pour la phase gazeuse et la phase solide ;

- **meanTemp** - calcule la température moyenne $\langle T_w \rangle$ sur les modules de type mur. Ensuite, le terme source $S^{s,radiation} = 4\sigma a_s^s (\langle T_w \rangle^4 - \langle T_s \rangle^4)$ est ajouté. La valeur d' a_s^s (*surfaceAs*) est appliquée à la longueur physique λ (*borderL*) à la surface du milieu poreux ;

- **heterogeneousP1** : le modèle de rayonnement P1 disponible dans OpenFOAM et modifié pour prendre en compte la phase solide et récupère les termes sources : pour la phase solide et pour la phase poreuse. Il est possible de spécifier les coefficients séparément pour l'intérieur du milieu poreux (*as*) et à sa frontière (*borderAs*) à l'intérieur de la profondeur λ (*borderL*). Les coefficients d'absorption et d'émission doivent être spécifiés également pour la phase gazeuse (*a*).

En outre, le modèle P1 nécessite la définition du modèle de diffusion (*scatterModel*). Seul le modèle à coefficients constants (*constantScatter*) est mis en œuvre, ce qui nécessite la spécification des coefficients de diffusion σ et C .

(c) Les réactions chimiques

Le dictionnaire *chemistryProperties*. spécifie les paramètres nécessaires pour les réactions hétérogènes ainsi que les paramètres pour les réactions en phase gazeuse. Le calcul de tous les termes sources de réaction est activé en réglant l'entrée *chemistry* sur on (off est inactif). Il n'existe qu'un seul modèle de réactions hétérogènes. Il effectue une sous-intégration des équations différentielles ordinaires pour les lois de comportement de masse dérivées des réactions chimiques. L'entrée *solidChemistryModel* doit correspondre à l'entrée *thermoType* dans du dictionnaire *solidThermophysicalProperties*.

Pour la phase gazeuse, le modèle *gasThermoPhysics* de la distribution officielle est utilisé (*sutherlandTransport*, *janafThermo*, *perfectGas*). Le type de solveur ODE pour les ODE des lois d'action de masse est défini en spécifiant l'entrée *solidChemistrySolver* à *solidOde* et, par conséquent, un sous-dictionnaire spécifiant les paramètres d'intégration ODE *solidOdeCoeffs* est nécessaire. Les entrées sont les suivantes : le type de solveur *ODESolver* et les paramètres de solveur appropriés (le même choix que pour le solveur ODE en phase gazeuse est disponible). Les réactions hétérogènes fournissent les termes sources pour les équations de conservation de la phase gazeuse. Une liste des espèces de gaz impliquées dans les réactions hétérogènes est requise. Les propriétés thermophysiques des espèces en phase gazeuse sont spécifiées dans le dictionnaire *thermophysicalProperties* et les fichiers *y* sont référencés. Les réactions sont définies dans un sous-dictionnaire *solidReactions*. Il faut noter que le solveur interprète les définitions des réactions différemment en fonction des deux entrées du dictionnaire *stoichiometricReactions* et *solidReactionEnergyFromEnthalpy*.

Le dictionnaire *specieTransferProperties*. Pour utiliser les taux de réaction limités par la diffusion, il faut introduire une entrée *diffusionLimitedReactions* (dans le dictionnaire *chemistryProperties*) et lui attribuer la valeur *true*. Par défaut, cette entrée n'est pas nécessaire et est automatiquement fixée à *false*. Le dictionnaire *specieTransferProperties* est nécessaire pour spécifier les propriétés du transfert de masse par convection entre les phases gazeuse et solide. Il est analogue au dictionnaire *heatTransferProperties*, mais les paramètres sont spécifiés séparément. Trois modèles sont disponibles (tableau 1). Le premier, *constST*, utilise une valeur constante pour la Σ_{mass} and h_{mass} définie par l'utilisateur avec les entrées *SAV* et *h*, respectivement. Le second, *cylinderST*, détermine Σ_{mass} and h_{mass} à partir du modèle de fibre de cylindre (tableau 1). Le solveur nécessite de spécifier le rayon initial du cylindre à c_0 (*cylinderRadius*). De même, le champ de porosité initial *porosityF0* doit être spécifié par l'utilisateur, car ces deux champs déterminent de manière unique le nombre de pores cylindriques par unité de volume. Le troisième, *pipeST*, détermine Σ_{mass} and h_{mass} à partir du modèle de fibre de tuyau (tableau 1). Le solveur nécessite de spécifier le rayon initial du tuyau à p_0 (*cylinderRadius*) et le champ de porosité initial *porosityF0*.

3. Contrôle du pas de temps

Le solveur **poreuseGasificationFoam** dispose de plusieurs mécanismes possibles pour contrôler le pas de temps au cours de la simulation. Le choix entre un pas de temps fixe et un pas de temps variable se fait dans le dictionnaire **controlDict**. Le pas de temps réglable est principalement contrôlé par le critère du nombre de Courant, également spécifié dans le dictionnaire **controlDict**. Deux commutateurs supplémentaires sont aussi implémentés provenant de

la solution des réactions chimiques, qui peuvent être spécifiés dans le dictionnaire **chemistry-Properties**. Les entrées **gasChemistryTimeStepControl** et **solidChemistryTimeStepControl** peuvent être réglées sur **true** ou **false** (false si non spécifié). Elles permettent la réduction du pas de temps par les solveurs d'équations de bilan de masse pour les réactions homogènes en phase gazeuse et les réactions hétérogènes, respectivement. Le solveur pour les réactions homogènes en phase gazeuse est celui de la distribution principale d'OpenFOAM et possède donc toutes ses caractéristiques.

La limite du pas de temps dans le solveur hétérogène est fixée pour la fraction de masse maximale ou minimale de chaque espèce. Tout d'abord, il calcule les termes sources pour chaque espèce en utilisant la sous-intégration temporelle similaire au solveur homogène. Ensuite, une vérification est effectuée si l'une des fractions de masse selon les termes sources calculés et le pas de temps récent dépasse 1 ou est inférieure à 0. Les termes sources qui conduisent à une fraction de masse inférieure à zéro sont ajustés pour donner zéro. Si la fraction de masse est supérieure à 1, le pas de temps est fixé de manière à ce que la fraction de masse atteigne au maximum 1,01. Après avoir résolu les équations de transport, les fractions de masse sont encore normalisées de sorte que la somme soit égale à 1. Enfin, le pas de temps utilisé par le solveur est le minimum parmi les critères disponibles

Les répertoires temporels

Les répertoires temporels sont utilisés pour stocker les résultats d'une simulation dans un certain temps (cas transitoire) ou une certaine itération (cas stable). Les conditions limites sont également définies pour les "patches" limites. Les conditions aux limites en fonction des variables impliquées et du type d'écoulement sont définis dans les fichiers du dossier d'initialisation "0". Dans le cas le plus rudimentaire, elles comprennent le champ de vitesse U et le champ de pression P . Si l'écoulement est turbulent, les champs supplémentaires sont nécessaires. Il s'agit de l'énergie cinétique de turbulence k , le taux de dissipation de l'énergie de turbulence ϵ et la viscosité cinématique turbulente résultante μ_t (dans le cas d'un écoulement incompressible) ou la viscosité dynamique turbulente ν_t (dans le cas d'un écoulement compressible). Pour résoudre l'équation de l'énergie, le champ de température des gaz et des solides T et T_s , le coefficient de diffusivité thermique turbulente α_t sont nécessaires. Dans les flux de combustion, les champs d'espèces individuels Y sont également importants (par exemple CH_4 , CO_2 , H_2O , N_2 , O_2 , ...) pour les gaz et Y_s pour les solide tels que : le bois, l'humidité, et les cendres . Deux fichiers supplémentaires appelés $Y_{default}$ et $Y_{sdefault}$ sont aussi souvent inclus, définissant les conditions limites pour toutes les espèces qui n'ont pas été explicitement définies. Il est toutefois nécessaire de définir la porosité du domaine de calcul dans le fichier porosity F et le coefficient de diffusion des espèces dans Df . Les fichiers d'entrée/sortie OpenFOAM suivent la syntaxe C++ comme représentée ci-dessous en prenant l'exemple du fichier définissant le champ de vitesse. La valeur initiale des cellules internes est donnée avec le mot-clé `internalField`. Le `boundaryField` contient les conditions aux limites définissant chaque type surface.

```

/*-----* C++ -*-----
=====
\\      /  F i e l d      |  OpenFOAM: The Open Source CFD Toolbox
\\      /  O p e r a t i o n  |  Website:  https://openfoam.org
  \\    /   A n d           |  Version:   8
    \\/    M a n i p u l a t i o n  |

```

```

FoamFile
{
    version      2.0;
    format        ascii;
    class         volVectorField;
    location      "0";
    object        U;
}
// * * * * *

dimensions      [0 1 -1 0 0 0 0];

internalField    uniform (0 0 0);

boundaryField
{
    inlet
    {
        type            fixedValue;
        value            uniform (0 0 0.1);
    }
    outlet
    {
        type            inletOutlet;
        inletValue      uniform (0 0 0);
        value            uniform (0 0 0);
    }
    wall
    {
        type            fixedValue;
        value            uniform (0 0 0);
    }
    axis
    {
        type            empty;
    }
    back
    {
        type            wedge;
    }
    front
    {
        type            wedge;
    }
}

```

```
}  
}
```

```
// *****
```

Répertoire des constantes

Le maillage et toutes les propriétés physiques et thermiques sont définis dans le répertoire des constantes. Le contenu du répertoire dépend du cas. Par exemple, si la gravité ou le rayonnement sont pris en compte, leurs propriétés seront définies dans le répertoire des constantes. Dans le cadre de cette thèse, les fichiers suivants sont inclus :

- **polyMesh** : les grilles ou maillages numériques sont définis dans le dossier polyMesh. Le dossier contient plusieurs fichiers contenant les informations sur le maillage telles que la limite, les faces, les points... Les détails des maillages utilisés seront affichés pour chaque cas.
- **turbulenceProperties** : le fichier "turbulenceProperties" définit le type de modélisation de la turbulence utilisée, par exemple : laminaire, RANS ou LES. Dans cette thèse, la modélisation de la turbulence laminaire est utilisée.

2.4 Les configurations de calcul

2.4.1 La configuration expérimentale de combustion de D. Shin et S. Choi

D. Shin et S. Choi [206] ont étudié expérimentalement la combustion de particules de déchets solides (bois de Lauan) dans un réacteur à lit fixe. Cette technologie de combustion correspond très bien à celles utilisées dans les pays en voie de développement ou pour la combustion de briquettes, charbon vert (maïs, riz, etc.) ou charbon de bois. Les résultats de cette étude seront utilisés pour valider notre modèle numérique 1D. Le foyer amélioré expérimentalement est bien décrit dans [206] et les références qui s'y rapportent.

Le foyer expérimental est isolé thermiquement par une paroi réfractaire de 12 cm (Fig.2.12). Le lit de combustible a un diamètre de 15 cm et une hauteur de 45 cm. Un appareil de chauffage mural électrique simule l'environnement radiatif dans la chambre située au-dessus du lit. Lorsque la température du chauffage radiatif atteint $850^{\circ}C$, le lit de combustible est inséré par le bas du foyer. L'air de combustion est fourni sous la grille. La distribution de la température le long du lit et la concentration d'oxygène dans les gaz d'échappement sont mesurées en continu pendant le processus. La concentration d'oxygène dans les gaz d'échappement est mesurée à l'aide d'un analyseur paramagnétique.

Des particules cubiques de bois de Lauan, dont les propriétés sont indiquées dans le tab.2.4, sont utilisées comme combustible solide. Des cendres et de l'humidité sont ajoutées au bois. Le bois ayant une faible teneur en cendres, des particules de céramique poreuse de la même taille que les cubes de bois sont ajoutées au lit. En ce qui concerne la situation expérimentale, le pouvoir calorifique inférieur (PCI) est de 1600 kcal/kg, la taille des particules est de 20 mm et le taux d'alimentation en air est fixé à 125 l/min (0,12 m/s). Le rapport humidité/cendre est égal à 25/10% en poids. La température de l'alimentation en air est maintenue constante à la température ambiante.

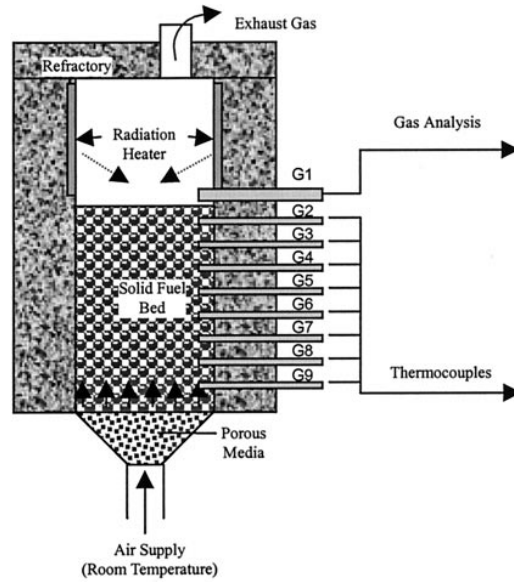


FIGURE 2.12 – Chambre de combustion expérimentale [206].

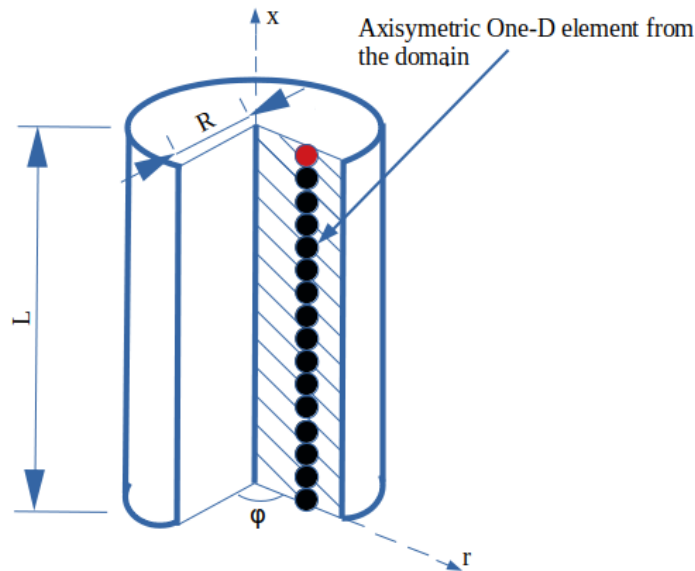


FIGURE 2.13 – L'élément unidimensionnel axisymétrique (ligne centrale) du domaine, de la chambre de combustion cylindrique.

La chambre de combustion est cylindrique (voir Fig.2.13). Elle s'enflamme par le haut et présente initialement une configuration (ou géométrie) tridimensionnelle (r, φ, x) [32].

Pour les configurations axisymétriques, il n'y a pas de variation de température dans la direction φ , car la figure 2 montre clairement que la distribution de la température le long du rayon sera la même si le rayon tourne de 0 à 360 °.

En conséquence, le problème peut être réduit à un problème bidimensionnel axisymétrique (r, x) (voir Fig.2.14).

$$\frac{\partial(T, Y_i)}{\partial \varphi} = 0 \quad (2.56)$$

TABLE 2.4 – Les analyses proximale et élémentaire ainsi que le pouvoir calorifique du combustible testé

analyse	Valeur (% massique)
Proximal	
Humidité	10.45
Matiere volatile (MV)	72.08
carbone fixed (CF)	17.22
Ash	0.2
Elémentaire	
C	37.9
H	7.2
N	0.10
O	53.8
PCI (kcal/kg)	3500

Afin d'économiser des coûts et du temps d'ordinateur, nous proposons de réduire le problème à un problème axisymétrique unidimensionnel.

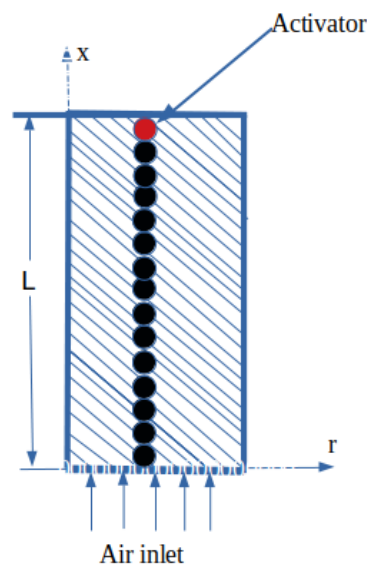


FIGURE 2.14 – L'élément ligne (ligne centrale) unidimensionnel axisymétrique du domaine sur la section rectangulaire axisymétrique.

Les variables à ce niveau dépendent de r et de x ; cependant, compte tenu des conditions expérimentales de notre problème (déplacement de gaz, conduction à l'intérieur du lit), la dynamique globale du système se produit sur l'axe vertical x avec une déviation négligeable sur l'axe radial, d'où l'hypothèse simplificatrice :

$$\frac{\partial(T, Y_i)}{\partial r} = 0 \quad (2.57)$$

Un élément unidimensionnel axisymétrique (ligne centrale) a donc été sélectionné comme modèle mathématique (Fig.2.15). Le lit de combustible est constitué de nombreuses particules individuelles et l'air de combustion circule dans les espaces entre ces particules. Idéalement, les calculs devraient être effectués à l'extérieur et à l'intérieur des particules solides. Cependant, le grand nombre de particules individuelles dans le lit rend la simulation de la combustion très difficile du point de vue de la capacité de la mémoire de l'ordinateur. Le lit est traité comme un milieu continu subdivisé en deux

phases, toutes deux traitées selon une approche eulérienne. La partie solide du lit est constituée par les particules de combustible, tandis que la partie gazeuse du lit est constituée par l'espace existant entre les différentes particules. Les deux phases ont des températures différentes et il y a un échange de masse et d'énergie entre les deux phases en fonction de la surface d'échange effective des particules, donnée comme la surface par unité de volume du lit.

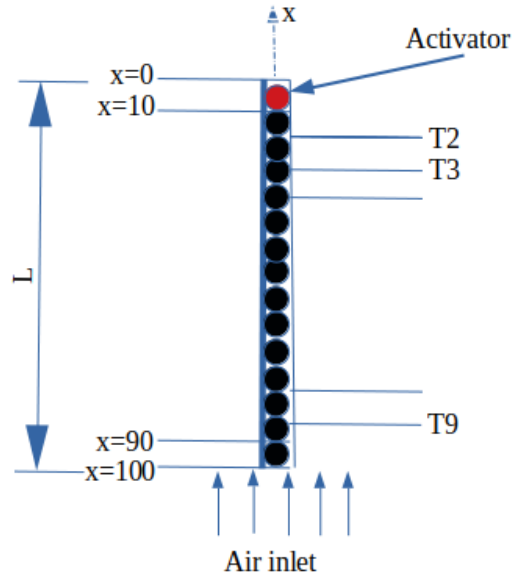


FIGURE 2.15 – L'élément ligne unidimensionnel axisymétrique (ligne centrale) du domaine.

2.4.2 Modèle de calcul cylindrique en 3D

Description du modèle utilisé

Le modèle axisymétrique à résoudre doit prendre en compte les différents phénomènes physico-chimiques et thermiques mis en jeu : évaporation de l'humidité, écoulement des gaz (air et matières volatiles issues de la gazéification), combustion en phase gazeuse et combustion en phase solide avec des cinétiques bien définies, transferts couplés de chaleur et de masse, modes de transferts convectifs et radiatifs entre les parois du réacteur et le lit fixe. La figure 2.16.a illustre la zone d'étude formée par deux zones couplées : le lit fixe ($z \in (h_{bottom}, h_{top} = 16cm)$), la seconde zone $z \in (h_{top}, h_{out} = 26cm)$, zone libre. Nous devons aussi considérer un espace vide modélisant le distributeur d'air $z \in (0, h_{bottom} = 2cm)$).

Pour simplifier la modélisation du lit poreux, nous appliquons des coefficients d'interaction solide-fluide constants (voir fig.2.16.b). Ceux-ci sont régis par la structure du lit de combustion et la vitesse d'écoulement approximative. Nous appliquons un débit massique constant. La température de l'air d'entrée ($0,767 N_2, 0,233 O_2$) est de 300 K. Nous enflamons le lit par le haut en réglant initialement la température des 5 mm supérieurs du milieu poreux à 800 K.

Conception du domaine de calcul

La densité de maillage considérée pour garantir à la fois des calculs précis et une faible consommation de temps de calcul doit être choisie, dans un premier temps nous considérons une grille uniforme (voir Figure 2.17).

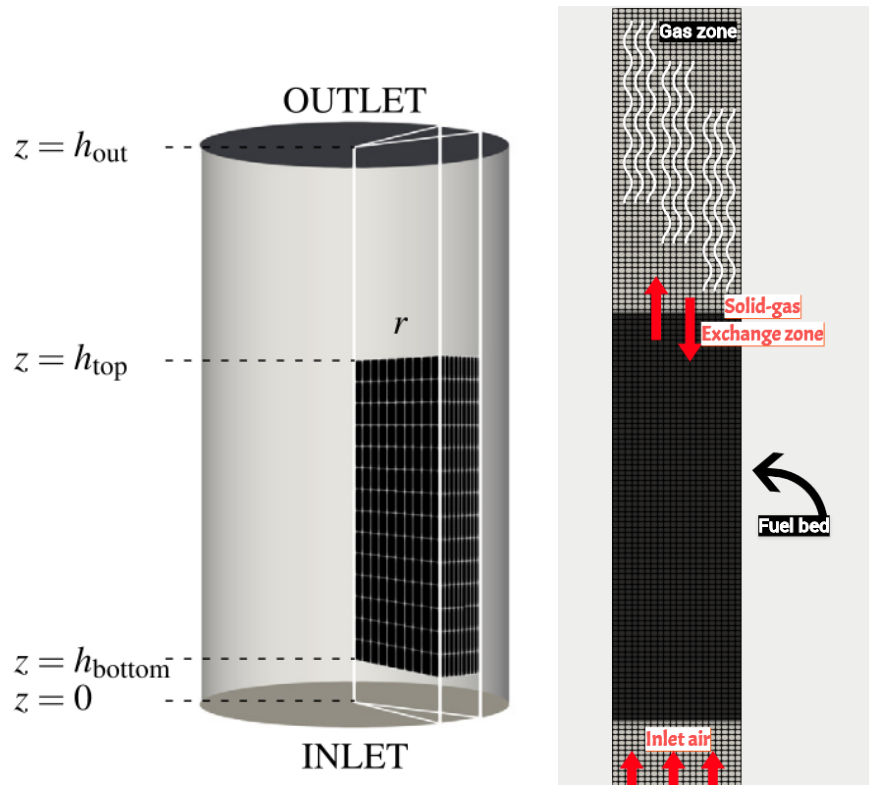


FIGURE 2.16 – a) Modèle de la chambre de combustion [193] b) représentation des différentes zones de combustion.

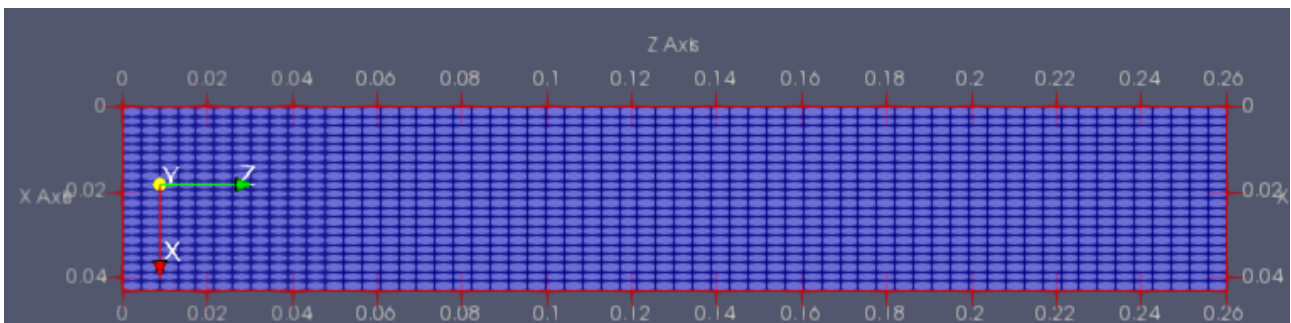


FIGURE 2.17 – Maillage du domaine de calcul, 2D-axisymétrique.

Sensibilité au maillage

Pour la conception numérique de la configuration géométrique de combustion de charbon vert en lit fixe, une étude d'indépendance du maillage a été menée avec sept tailles de maillage différentes (5200, 7800, 8000, 10400, 11200, 12000, 1500 cellules).

La fig.2.18 révèle que les profils de vitesse prédits dans la direction axiale obtenus avec ces maillages à froid (sans combustion) varient grandement d'un maillage à l'autre et au cours du temps. Cependant, pour des maillages de taille supérieure ou égale à 10400 cellules nous observons une variation de moins en moins conséquente, à partir de 12000 mailles nous observons une quasi-superposition des profils axiaux de vitesse et pareillement lorsque nous simulons le phénomène pendant 4000 secondes. Ainsi, pour les calculs ultérieurs, un maillage contenant 12000 cellules a été utilisé.

Le domaine de calcul généré par le code *blockMesh*, est un 2D-axisymétrique d'une longueur de

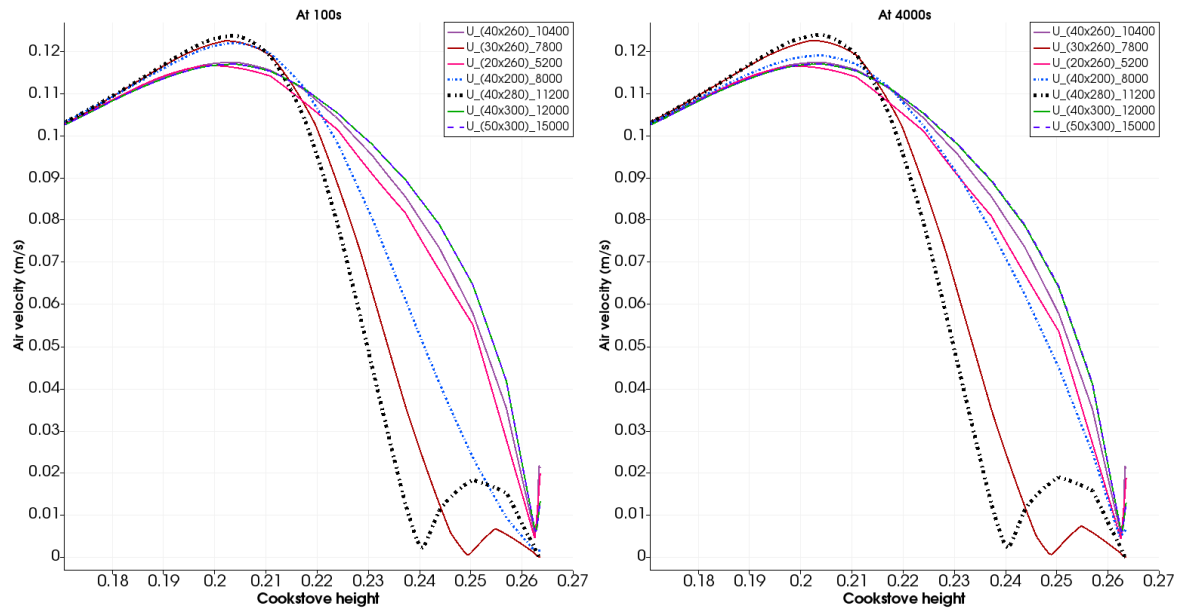


FIGURE 2.18 – profils axiaux de vitesse respectivement à 100s et 4000s

26 cm, d'un rayon de 4 cm et d'un angle cylindrique de 5 degrés dans la direction azimutale, pour un maillage de type "wedge". La fonctionnalité "wedge" est une condition aux limites utilisée pour les problèmes 2D-axisymétrique, inclus dans la librairie de OpenFOAM, pour gagner en temps de calcul. Dans ce travail, le nombre de mailles du domaine de calcul est établi à l'aide de 40 nœuds dans la direction radiale et 300 nœuds dans la direction axiale.

Conclusion

Dans ce chapitre, il était question de modéliser le phénomène de combustion du charbon vert en lit fixe. Passant par la modélisation mathématique des mécanismes physico-chimiques via les équations de Navier-Stokes, la présentation des différents modèles de lit, puis la description des outils numériques de maillage : Gmesh et BlocMesh, de simulation : LSODE et OpenFoam, de post-traitement : Gnuplot et Paraview. Ces outils nous ont permis dans un premier temps de définir notre domaine de calcul, de le mailler et de faire une étude de sensibilité au maillage afin de choisir le plus approprié pour la suite de nos travaux. Finalement, nous avons présenté les deux configurations expérimentales utilisées pour la validation des résultats de notre modèle numérique, qui feront l'objet du chapitre suivant.

Chapitre 3

Chapitre 3

Résultats et discussions

Introduction

Ce chapitre est consacré à la présentation et à l'analyse des résultats de simulation. En effet dans le but de développer un modèle lagrangien et multiphasique pour la combustion du charbon vert, nous avons procédé en deux étapes. La première partie de ce chapitre sera donc consacrée aux résultats de la modélisation en 1D de la combustion solide en lit fixe, plus simple et moins coûteux en temps de calcul, il nous a permis de faire un inventaire des différents phénomènes mis en jeu lors de ce processus complexe et des problèmes de raideurs des équations différentielles. La seconde partie sera consacrée aux résultats de la modélisation 3D via l'outil OpenFoam. En l'occurrence les profils des fractions massiques des différentes espèces (gazeuses et solides), l'évolution de la porosité du lit et des températures pour le domaine de calcul considéré.

3.1 Résultats de simulation et validation du modèle 1D

3.1.1 Conditions initiales et limites

Le processus de combustion est initialisé à la surface libre du lit de combustible (Fig. 2.15), de sorte qu'elle est exposée à une température d'environ 850°C, à partir de la source d'allumage ou activateur (voir tableau 3.1).

TABLE 3.1 – Valeurs des paramètres utilisés dans ce modèle.

Température ambiante	300 K
Pression atmosphérique	$10^5 Pa$
nombre de noeud	100
pas d'espace	$45 * 10^{-4}$
Nombre de thermocouples	8
Densité des solides(Kg/m^3)	335
Densité des gaz (Kg/ m^3)	129

Les valeurs d'entrées à $t = 0$ pour le programme sont les suivantes :

$$(T_s, T_g, Y_{C_h}, Y_{ash}, Y_{O_2}) = \begin{cases} (1123.15 \text{ K}, 1123.15 \text{ K}, 0.4, 0.05, 0.21) & \text{if } x = 0, \\ (1123.15 \text{ K}, 1123.15 \text{ K}, 0.4, 0.05, 0.21) & \text{if } 0 < x \leq L. \end{cases} \quad (3.1)$$

Toutes les autres variables ($Y_{C_i}, Y_{C_s}, Y_{H_2O}, Y_{CO_2}, Y_{CO}, Y_{H_2}$) sont fixées à 0.

Pendant la simulation, les gradients normaux de toutes les propriétés de combustion dans les deux phases sont fixés à zéro à toutes les limites du domaine de calcul ($x = 0$ et $x = L$).

3.1.2 Profils de température le long du lit

La figure 3.1 montre les profils de température à huit niveaux différents le long de la hauteur du lit solide ($X(mm) = 45,90,135,180,225,270,315,360$) en fonction du temps. La figure 3.1a représente les mesures expérimentales dans le brûleur de la figure 2.12 et la figure 3.1b montre le résultat du présent modèle. En un point donné du lit, le délai d'allumage est observé à la fois pour l'expérimental et pour le modèle, ce qui représente le temps de séchage et de propagation du front de combustion (environ 10 minutes pour le premier point), comme l'illustre le profil d'évaporation de l'humidité sur la figure 3.6a. On observe ensuite une forte augmentation de la température qui représente l'effectivité du phénomène de combustion proprement dit puis, un plateau qui correspond à l'évolution (l'entretien) de cette phase dans la chambre de combustion et enfin une rapide diminution de la température résultant du processus de refroidissement.

Les courbes de température montrent que deux phénomènes sont à l'origine de l'allumage en différents points du lit. Au sommet, une évolution quasi linéaire de la température, caractéristique du phénomène de conduction qui est plus important à cette hauteur que le rayonnement en raison de la faible accumulation de chaleur dans le brûleur (Zone : Z1). Suite à la combustion d'une quantité suffisante de combustible solide au sommet, la conduction devient négligeable par rapport au rayonnement, qui pilote ensuite l'allumage et provoque une forte augmentation de la température au thermocouple G4. Les températures maximales ne sont pas constantes, environ $900^\circ C$ pour le thermocouple G2 et $1200^\circ C$ pour G9. L'accumulation de chaleur dans le brûleur due au réfractaire empêche une dissipation instantanée de l'énergie (Zone : Z2). Cette augmentation progressive de la température a une influence significative sur la quantité des différents gaz produits en chaque point (voir Fig.3.5). Après environ 65 minutes, l'ouverture du système permet une dissipation rapide de l'énergie et un refroidissement du système dû aux phénomènes de radiation et de convection avec un environnement extérieur froid. Le refroidissement est fortement lié aux conditions extérieures (température et vitesse du vent). En intégrant ces derniers phénomènes à notre modèle, un refroidissement assez proche des mesures expérimentales (Zone : Z3) est identifié.

3.1.3 Variation de la hauteur du lit de combustible

La figure 3.2 montre que la hauteur du lit de combustible diminue avec le temps, ce qui est directement lié à la perte de masse du système (figure 3.4). Lorsque le séchage est terminé vers 10 minutes, les pentes de ces courbes ne sont pas constantes et évoluent en escalier, principalement parce que le séchage dans le lit n'est pas simultané mais progressif, de même que la dévolatilisation et la combustion partielle du charbon qui en résulte. La pente de notre modèle est moins importante que dans le cas expérimental. Ceci pourrait s'expliquer par le modèle de porosité constante que nous avons choisi,

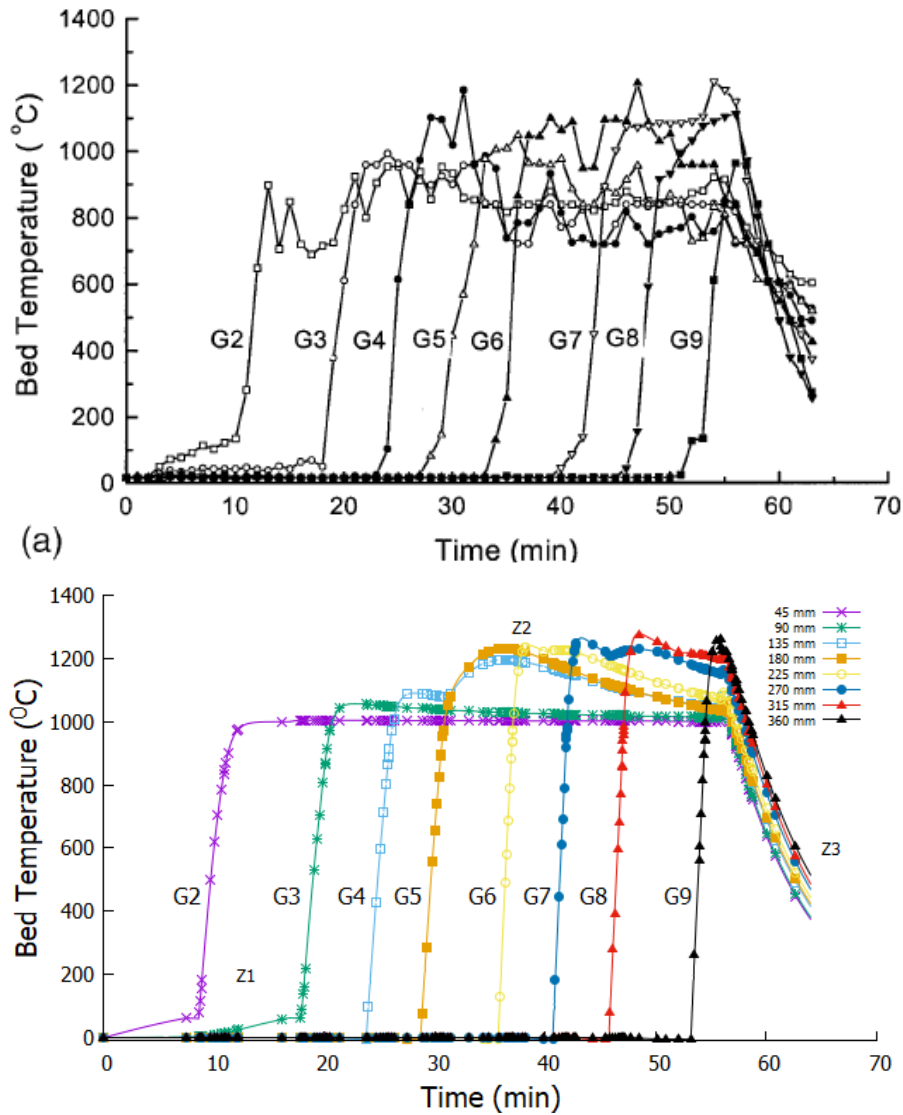


FIGURE 3.1 – Profils de température : (a) Données expérimental [206] and (b) présent modèle

qui a un impact sur le rétrécissement du lit pendant la conversion du bois et une lente oxydation du carbone solide (Y_{C_s}).

3.1.4 Variation du taux d'oxygène

La figure 3.3 présente le pourcentage de consommation d'oxygène pour l'expérience et le modèle, dans le lit et le long de l'axe vertical principal.

Nous injectons une quantité constante d' O_2 dans la chambre de combustion. Les courbes de la figure 3.3 représentent sa valeur mesurée expérimentalement et simulée pendant le processus de combustion. Au début de l'exposition thermique du lit, nous observons une diminution de la quantité d' O_2 avec le temps en raison de sa consommation pour maintenir la combustion. A la fin du processus, avec la chute rapide de la température ainsi que la diminution du combustible, la quantité d' O_2 mesurée reste égale à la quantité injectée, d'où un retour de cette courbe à la valeur initiale à partir d'environ 55 min.

Les fluctuations observées pour la consommation d' O_2 et même pour l'énergie produite au cours du processus sont dues à une distribution non uniforme du combustible dans le réacteur, car l' O_2 est le principal agent de combustion. Ainsi, la fraction volumique d' O_2 diminue plus rapidement

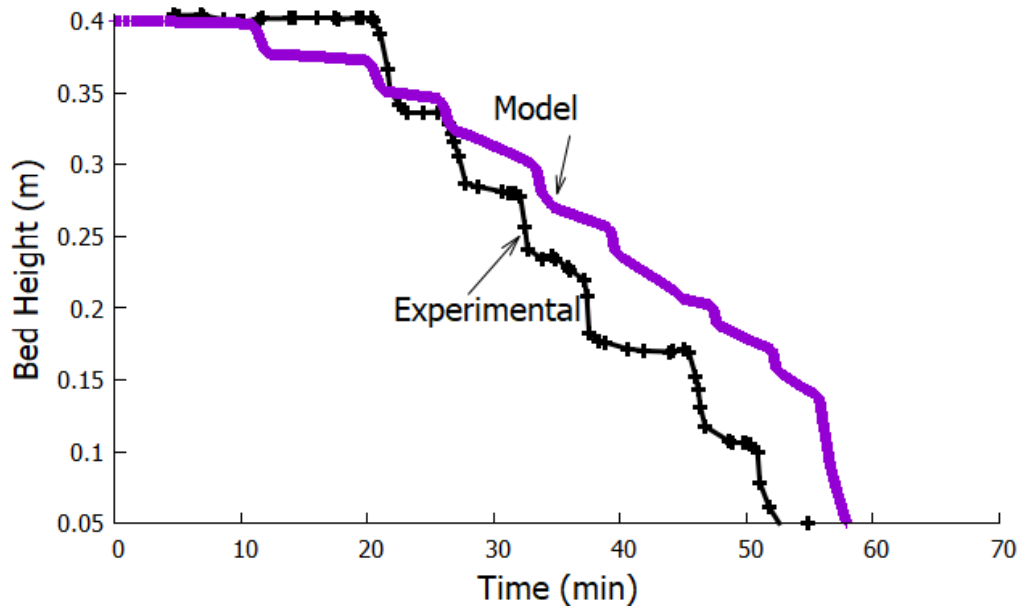


FIGURE 3.2 – Variation de la hauteur du lit de combustible

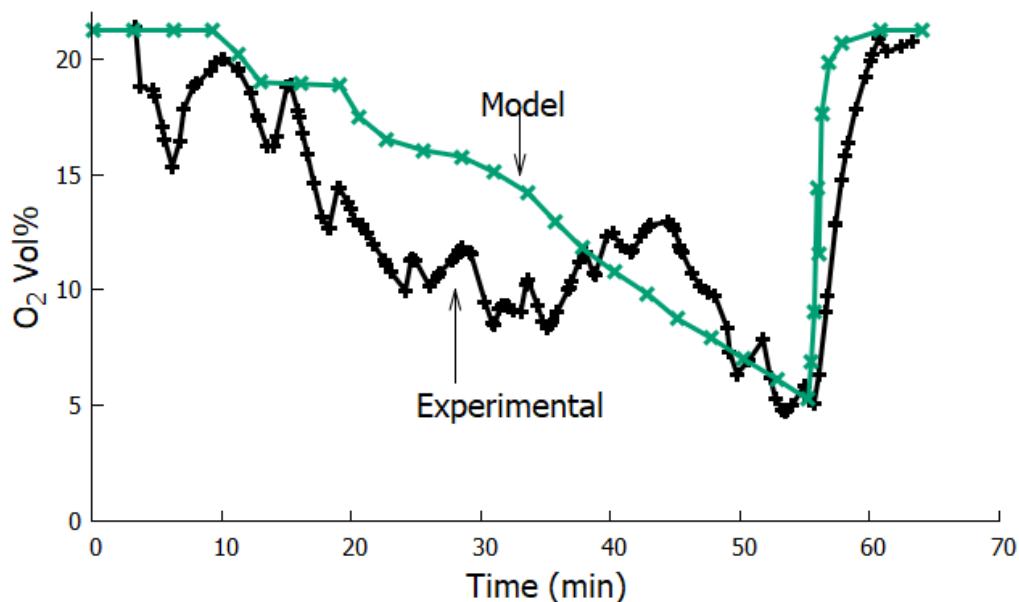


FIGURE 3.3 – Comparaison de la consommation de O_2 pour le modèle expérimental et le modèle actuel

lorsqu'elle est consommée par la réaction de combustion qui a lieu où le combustible est présent. La fraction volumique d' O_2 semble augmenter en l'absence de combustible. Ces fluctuations sont capturées par l'expérience et le solveur actuel mais avec plus d'intensité par l'expérience. Cela est dû au fait que la non-uniformité du lit de combustible solide n'est pas très bien modélisée par le solveur 1D actuel.

3.1.5 Fraction massique des espèces et diamètre des particules

La figure 3.4 met en évidence les différentes variables de notre modèle (fractions massiques des espèces solides et gazeuses et température du lit) et les phénomènes qui s'y produisent à une pro-

fondeur de 22,5 cm au-dessus de la surface du lit. Les figures 3.5 et 12 montrent la distribution des espèces gazeuses et solides, ainsi que le diamètre des particules à différentes hauteurs de lit allant de 45 à 360 mm. La figure 3.4 illustre les quatre étapes de la combustion du matériau. Ceci est bien mis en évidence sur le profil de température.

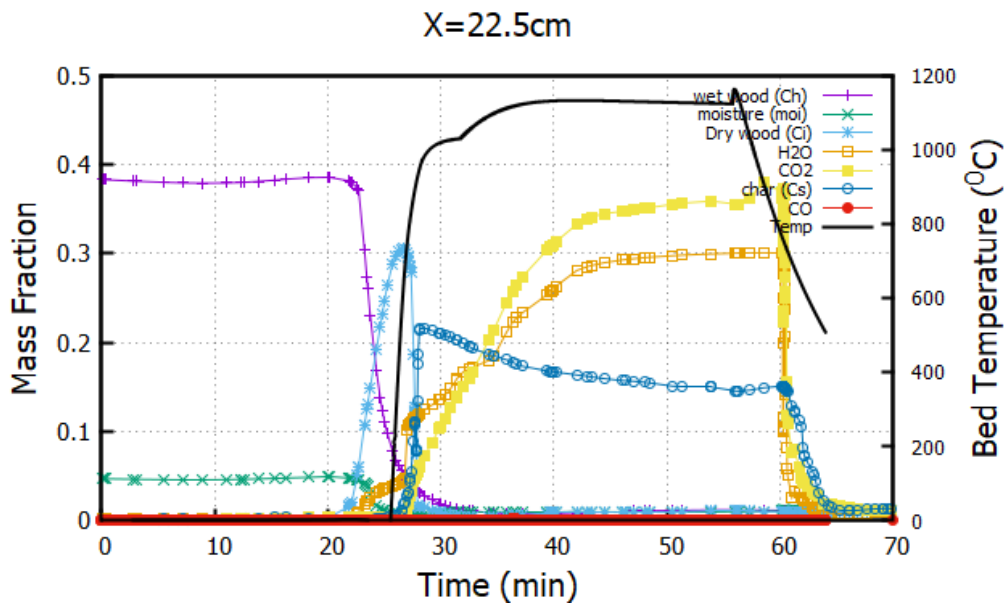


FIGURE 3.4 – Fraction de masse des différentes espèces à $x = 22.5 \text{ cm}$ de la surface du lit

la première étape a lieu au début du processus, qui dure environ 21 minutes et représente le temps de propagation du front de combustion par conduction et radiation. À cette hauteur, aucune espèce n'est formée/consommée, et le bois est encore humide. Ensuite, le séchage, caractérisé par une diminution progressive de la fraction massique du bois humide (Y_{Ch}), la production de combustible sec (Y_{Ci}) et de vapeur (Y_{H_2O}) en même quantité que l'humidité (Y_{moi}), est consommé. Cette étape se poursuit jusqu'à environ 25 minutes et se termine par la disparition totale de Y_{moi} et de Y_{Ch} qui atteint son maximum. Vers la fin du processus de séchage, l'accumulation de température dans le brûleur provoque une inflammation rapide du combustible sec et le début de l'étape suivante (pyrolyse/dévolatilisation).

La pyrolyse/dévolatilisation, à haute température autour de 800°C , décompose le combustible sec en charbon (Cs) et en gaz de dévolatilisation comme le montrent les figures 3.5, et 3.6. Il faut noter que ces courbes représentent la production des gaz de synthèse par notre outil numérique, et que l'installation d'un analyseur de gaz nous permettra de valider cette production. La pyrolyse est très rapide, conduite à une température d'environ 1100°C . Cela prend environ 19 minutes. D'après le modèle, les principaux gaz produits sont CO_2 et H_2O . La baisse de température observée ici s'explique par le caractère endothermique des réactions de pyrolyse. La dernière phase va jusqu'à l'ouverture du brûleur en fin de processus. Elle augmente la température jusqu'à la valeur maximale d'environ 1200°C due à l'oxydation/gazéification des gaz de pyrolyse et du charbon produit précédemment. Cette phase est exothermique. C'est la phase la plus lente, qui dure environ 30 minutes et produit la plus grande quantité de fumée, elle se termine par l'ouverture du système avec l'entrée de l'air froid ambiant qui conduit au refroidissement de la chambre de combustion [207].

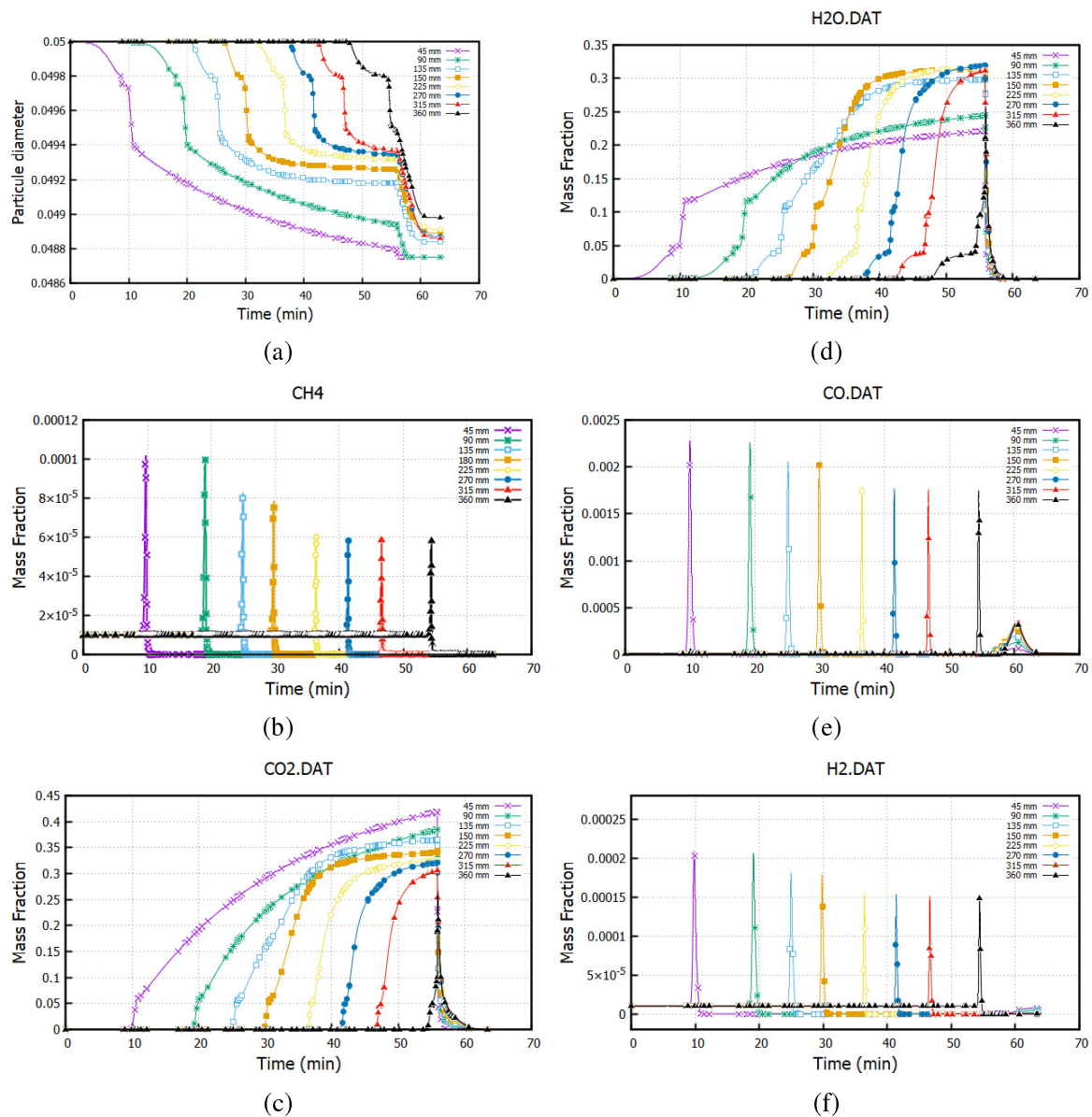


FIGURE 3.5 – Diamètre des particules (a) et fraction massique des gaz produits à différentes hauteurs de lit : CH_4 (b), CO_2 (c), H_2O (d), CO (e) and H_2 (f)

La figure 3.5a représente la variation du diamètre des particules le long du lit. Il est facile d'identifier les différentes phases de notre procédé (séchage, pyrolyse/dévolatilisation et oxydation du charbon). Les proportions de rétrécissement sont encore très faibles, probablement en raison du modèle de porosité. La conversion de la biomasse solide en énergie commence très lentement au début du processus et augmente avec le temps (pente plus raide) en raison de l'augmentation progressive de la température dans le brûleur. Le combustible sec disparaît très rapidement par pyrolyse (Fig. 3.5b) conduisant à l'apparition de méthane (CH_4) (Fig. 3.5b), de monoxyde de carbone (CO) (Fig. 3.5d), et d'hydrogène (H_2) (Fig. 3.5c). Ces gaz, en présence d' O_2 , brûlent instantanément et, avec les réactions de séchage et de pyrolyse, contribuent à la présence de CO_2 (Fig. 3.5b) et d' H_2O (Fig. 3.5c). Les figures 3.5a et 3.5c montrent le même comportement. Il s'agit respectivement de l'évaporation et de la disparition du solide humide au profit de la vapeur (Fig. 3.5f) et du solide sec (Fig. 3.5b).

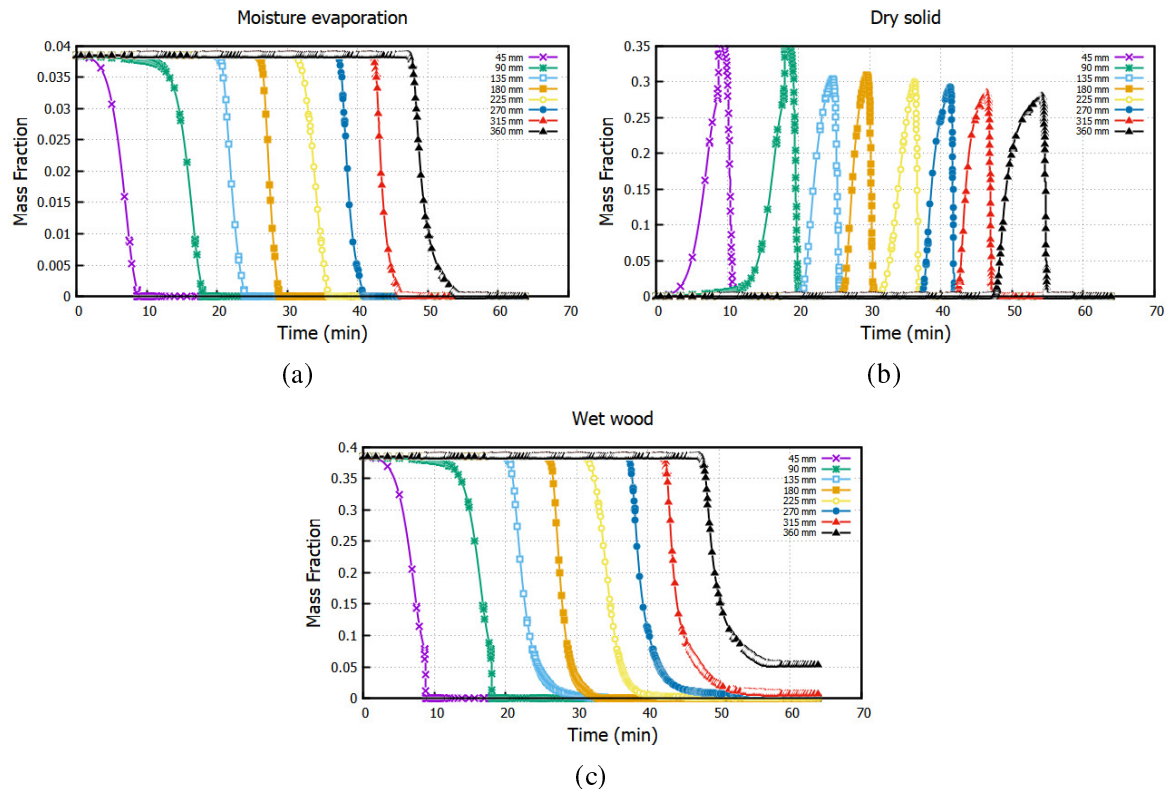


FIGURE 3.6 – Fraction massique des composants solides : (a) évaporation de l’humidité, (b) solide sec et (c) solide humide.

3.2 Résultats de simulation et validation du modèle 3D

La modélisation 1D nous a permis de faire un inventaire de l’ensemble des phénomènes qui entre dans la conversion thermique d’un lit de combustible solide, seulement, il ne prend pas en compte la géométrie du domaine de calcul. Dans cette seconde partie, nous prenons non seulement en compte la géométrie, mais aussi, nous levons une hypothèse simplificatrice majeur considéré précédemment : la porosité constante du lit.

De la littérature nous avons identifier deux paramètres principaux qui affectent les performances thermiques et la production des gaz lors de la combustion des solides. Il s’agit de la porosité du lit et de la vitesse d’alimentation en comburant, ici représenter par l’air ($0.233O_2$ et $0.767N_2$).

Nous présentons ici l’impact de ces deux paramètres sur la combustion en lit fixe du biocharbon, les porosités choisis étant 0.3, 0.35, 0.4 et en ce qui concerne la vitesse d’entrée d’air, elles valent respectivement 0.1 m/s, 0.2 m/s, 0.3 m/s.

Les conditions initiales et limites, les propriétés physiques du milieu poreux ainsi que les valeurs initiales utilisées dans la simulation sont regroupes dans les tableaux 3.3 et 3.2 ci-dessous :

Dans tout ces simulations le coefficient du tenseur de résistance visqueuse vaut $D_c = 6.10^{10} m^{-2}$

Il faut noter que nous enflamons le lit par le haut en réglant initialement la température des 5 mm supérieurs du milieu poreux à $800K$.

TABLE 3.2 – Propriétés physiques du milieu poreux et valeurs initiales utilisées dans la simulation.

Simulation	porosité	humidité	biocharbon	cendres	vitesse (m/s)
Sim-1	0.3	0.05	0.95	0	0.1
Sim-2	0.35	0.05	0.95	0	0.1
Sim-3	0.4	0.05	-	0	0.1
Sim-4	0.3	-	-	0	0.2
Sim-5	0.3	-	-	0	0.3

TABLE 3.3 – Les conditions initiales et limites.

	Conditions initiales	Conditions limites					
		Inlet	Outlet	wall	Axis	front	back
spèces inerts	N_2	N_2	-	-	-	-	-
Température	$300 K$	fixed Value $300 K$	zero Gradient	zero Gradient	empty	wedge	wedge
vitesse	$0 m.s^{-1}$	fixed Value ; value uniform (0 0 0.1)	uniform (0 0 0)	-	empty	wedge	wedge
Préssion	$101300 P_a$	zero Gradient	type fixed-Value ; value uniform 100000;	zero Gradient	empty	wedge	wedge

3.2.1 Variation des paramètres du système au cours du temps

Les figures 3.7 à 3.13 nous présentent en détail l'état du système 30, 1500, 3 000 et 4 000 secondes après l'allumage par sa surface supérieure à l'aide de 5 mm de biocharbon à 800 degrés. La chaleur de la surface va irradier la couche de biocharbon qui lui est directement adjacente, provoquant une élévation progressive de la température jusqu'à environ 1300 K (voir fig 3.7.a). L'on peut constater qu'après 4 000 secondes à la hauteur 0.06 m, la température du lit est plus élevée que celle des hauteurs supérieures du a un refroidissement du lit après le passage du front de flamme. Cette même observation peut être faite pour la hauteur directement inférieure, cette diminution de la température du lit est cette fois du a l'absorption de chaleur pour le séchage (phénomène endothermique).

La fig 3.7.b représente la température des gaz initialement fixe à 300 K. Après 30 secondes, elle augmente légèrement dans la zone des gaz du a un déplacement des gaz chaud du bas vers le haut au travers de l'interface solide/gaz à 800 K. Par la suite, la progression de la combustion du biocharbon va créer des gaz chauds qui vont augmenter cette température jusqu'à approximativement 950 K.

La Fig. 3.8 vient étayer ces assertions. En effet aux hauteurs 16 cm, 15 cm, 14 cm, 13 cm, 12 cm et 11 cm du fond de notre brûleur (entrée d'air) nous avons installé des sondes (thermocouples) afin de visualiser l'évolution des températures des solides et des gaz ainsi que toutes les autres variables de ce système. L'uniformité observée dans les courbes pour différentes hauteurs est due à l'hypothèse selon laquelle le combustible est uniformément repartie dans le lit solide. Elle nous permet aussi de

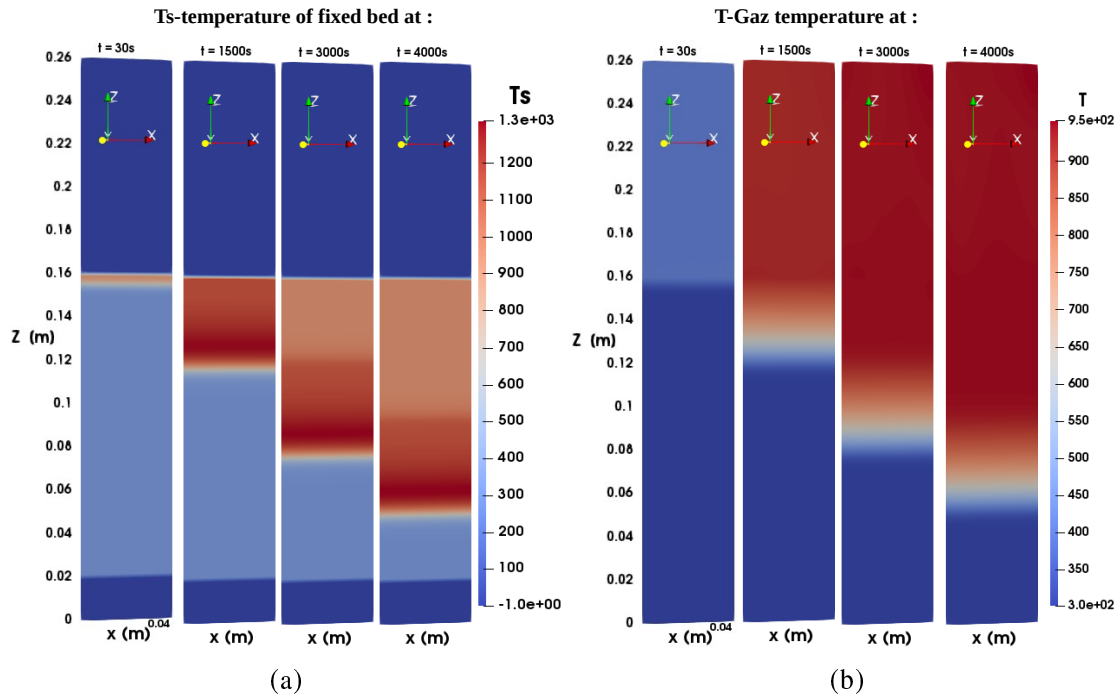


FIGURE 3.7 – Les profils de (a) température du lit solide et (b) la température des gaz, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

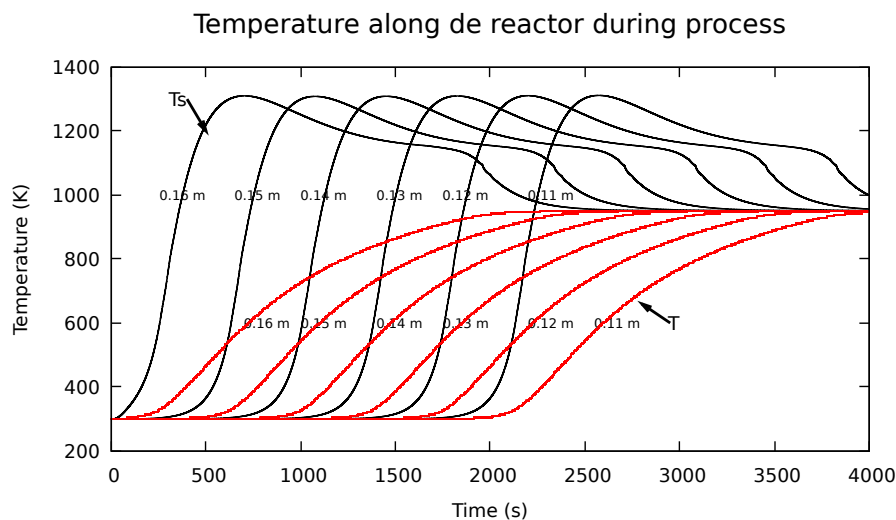


FIGURE 3.8 – Variation des températures du lit solide (T_s) et des gaz (T) aux hauteurs 16 cm, 15 cm, 14 cm, 13 cm, 12 cm et 11 cm de l'entrée d'air respectivement

déterminer la vitesse du front de combustion qui, dans ces conditions est de l'ordre de 27.10^{-4} cm/s . Il faudrait donc augmenter le temps de calcul dans le cas d'espèce pour observer une combustion complète du lit solide et un refroidissement du système, en l'état actuel du calcul, nous pouvons brûler au maximum 10.63 cm de combustible..

La porosité est un paramètre très important lors de la simulation de la dégradation thermique d'un lit de biocharbon, car comme nous l'avons défini plus haut elle caractérise le niveau de remplissage du lit (ou la quantité de vide dans le lit). Cette grandeur est censée évoluer au cours du temps et c'est ce que nous observons à la fig3.9.a. Sur ces profils à différents instants, la couleur rouge représente les parties du lit qui ne contiennent pas de solide (porosité = 1). La porosité initiale qui vaut 0.3 augmente au cours du temps, sa valeur maximale étant proche de 1 (état du lit sans solide). Il faut noter qu'elle

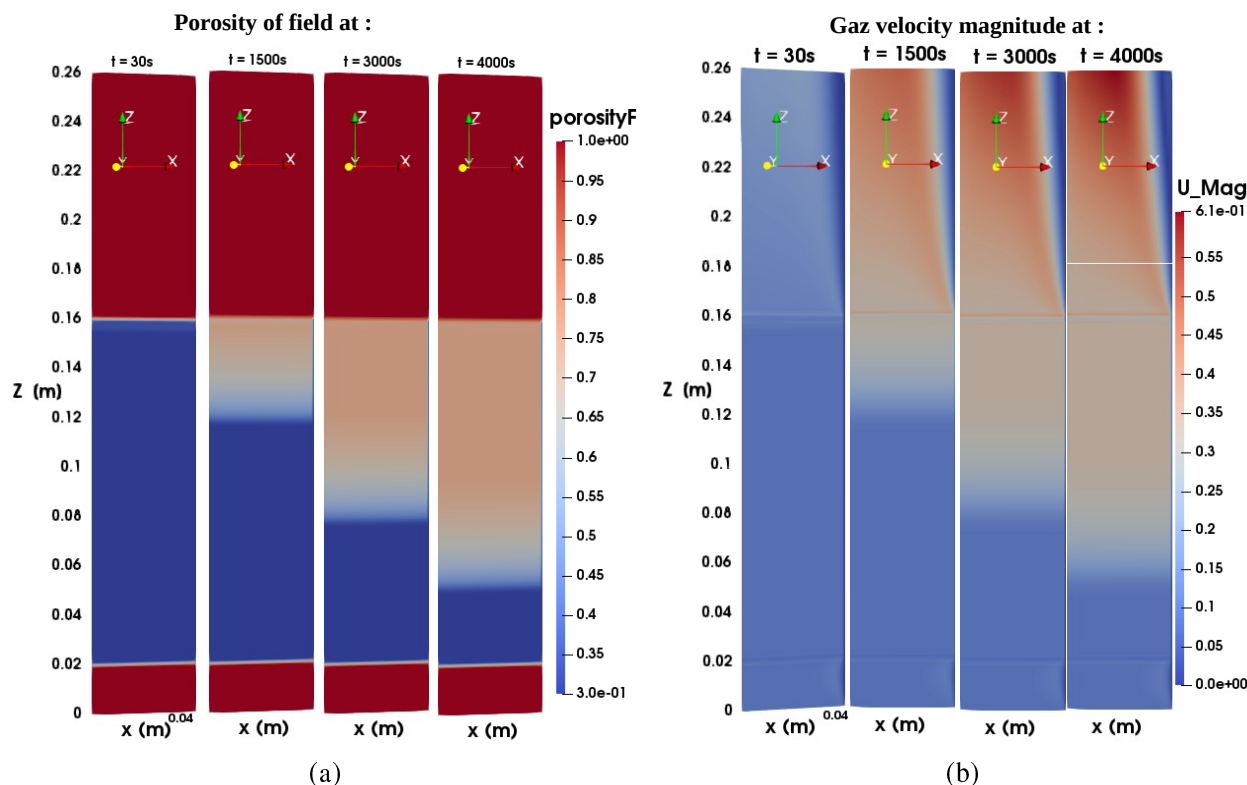


FIGURE 3.9 – Les profils de (a) la porosité du lit solide et (b) de l’amplitude de la vitesse des gaz, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

n’atteint jamais cette valeur maximale de 1, car après consommation du bio charbon, il y a création de cendre (élément solide) comme l’indique la fig3.11.a.

La vitesse des gaz est fixe initialement à 0.1 m/s et l’on observe qu’au cours du temps cette vitesse augmente rapidement pour atteindre approximativement 0.6 m/s (fig3.9.b). Ceci étant du a une augmentation de la température et par conséquent de la pression, que ce soit au sein du lit solide ou de la zone des gaz. Il faut noter que dans la zone du lit solide après disparition du biocharbon il y a non seulement création de cendre, mais aussi de gaz tel que le CO_2 , le CO , le H_2 , le H_2O et l’arrivé du O_2 par l’entrée d’air. L’ensemble de ses gaz ont donc une vitesse dans la zone dite de lit solide et moduler par le couple température/préssion.

La fig3.10.a indique la diminution du taux d’humidité au sein du lit au fur et à mesure que le front de flamme se déplace vers le bas, cette diminution (séchage) vient justifier la diminution de la température sur le front de flamme car étant un phénomène endothermique, dans cette simulation, le taux d’humidité a été fixer a 5% et il faut noter qu’en fonction de la configuration choisie et des paramètres initiaux, ce phénomène de séchage peut éteindre l’activateur du fait d’une absorption trop grande d’énergie dans la phase de séchage.

Il faut donc prendre en compte le taux d’humidité dans le choix de la température d’activation et vice-versa. La fig3.10.b quant à elle, nous montre une diminution du biocharbon plus lente que celle de l’humidité, passant de sa valeur initiale 0.95 à 0 (oxydation/gazification) totale du combustible.

Les figures 3.11.b, 3.12.a, 3.12.b, 3.13.a, et 3.13.b sont aux instants 30, 1500, 300 et aux 4 000 secondes, respectivement le taux de vapeur d’eau produite pendant le séchage et consommer lors de la gazéification du biochar, le taux de dihydrogène produit par la dégradation du biocharbon, les taux de monoxyde et de dioxyde de carbone issus de cette combustion.

Pour finir nous avons le taux d’oxygène dans le brûleur, initialement présent dans tous le domaine,

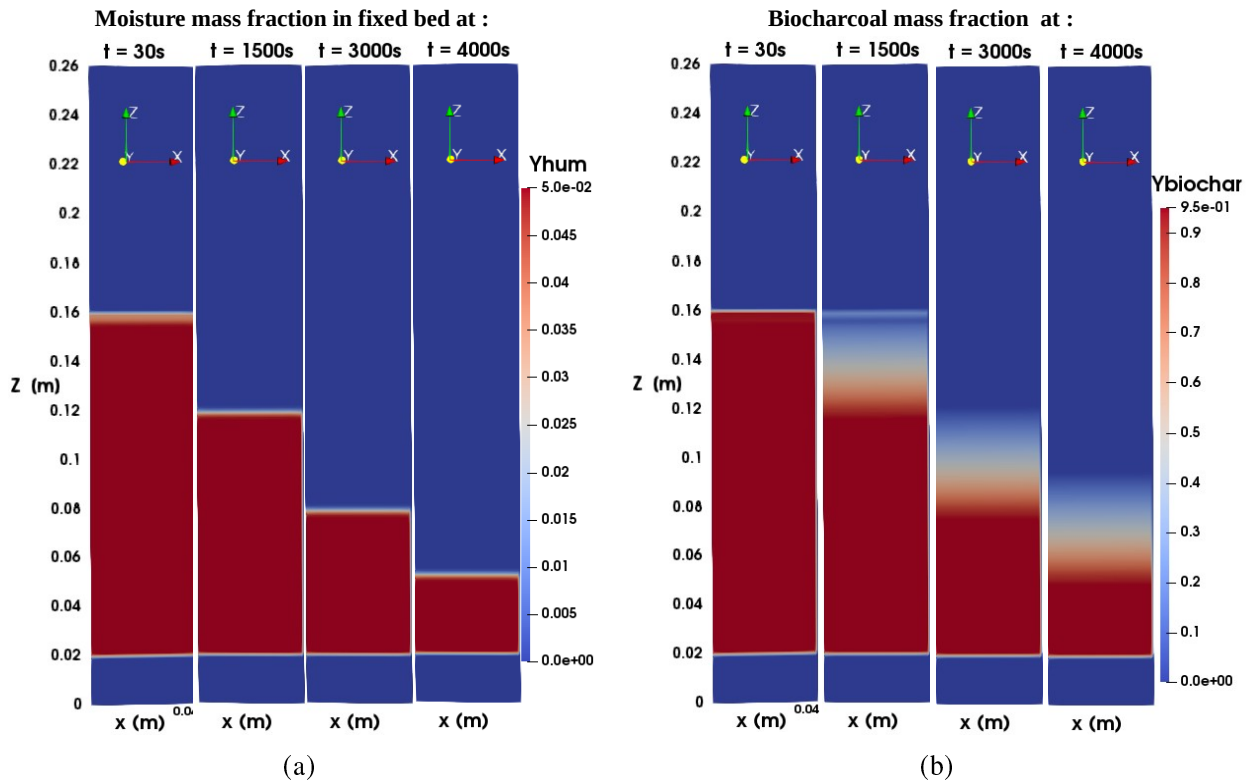


FIGURE 3.10 – Les profils de (a) l’humidité au sein du lit solide et (b) de la quantité de biocharbon, après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

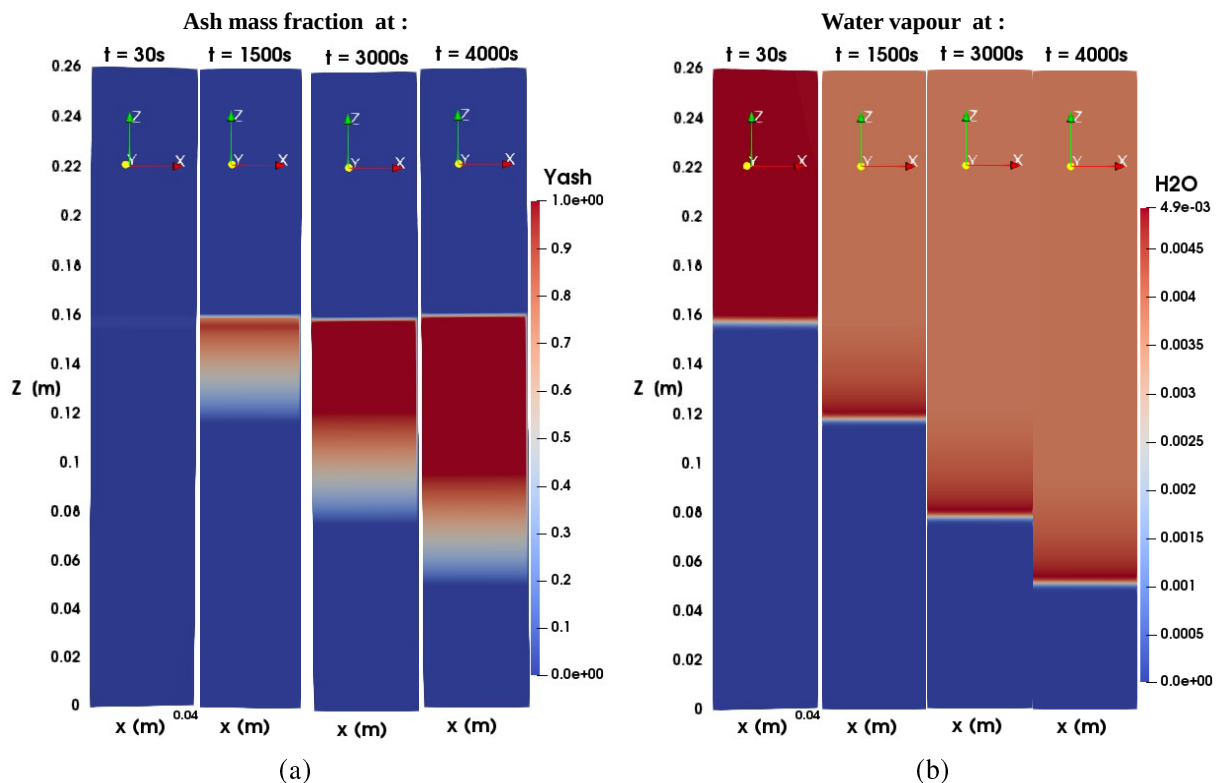


FIGURE 3.11 – Les profils du taux (a) de cendre produit et (b) de la vapeur d’eau produit après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

il est finalement concentré uniquement au niveau du lit, du fait de sa consommation à ce niveau comme comburant pour l’entretien de la combustion. Il est à préciser que la quantité d’oxygène dans le lit est

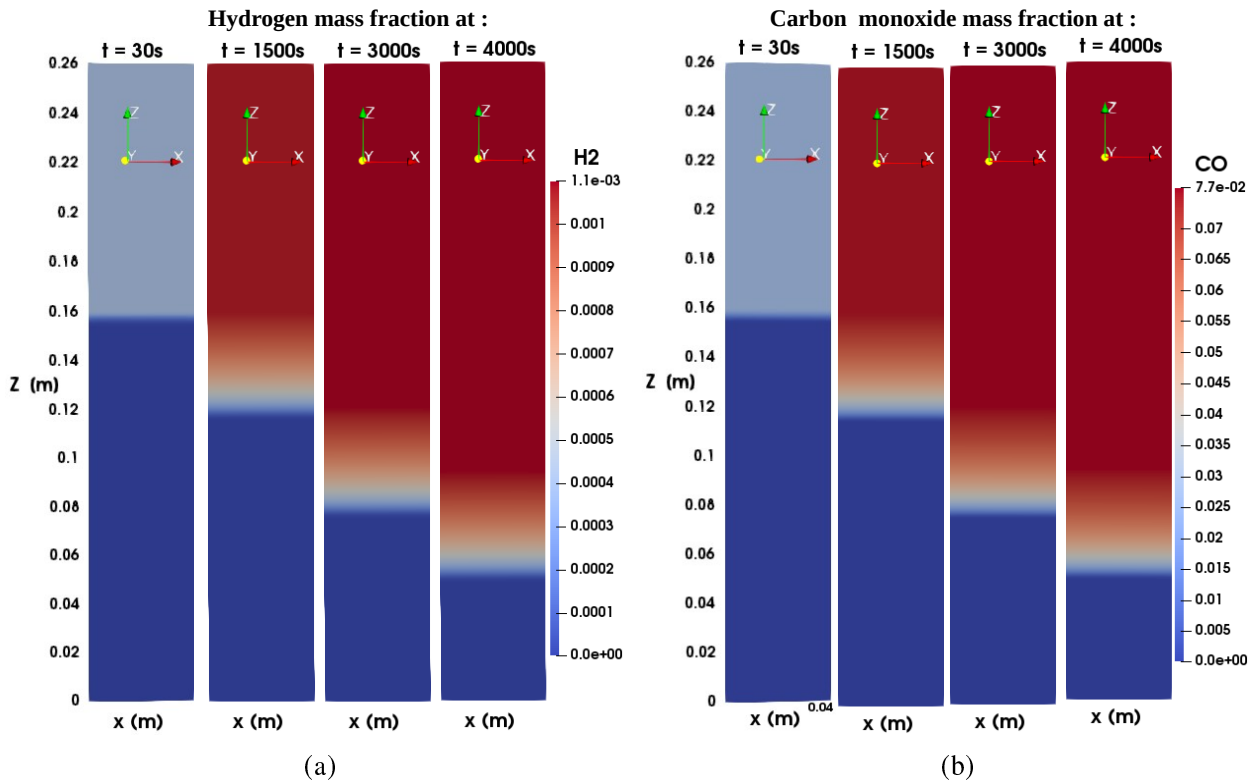


FIGURE 3.12 – Les profils du taux (a) de dihydrogène et (b) de monoxyde de carbone produit après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

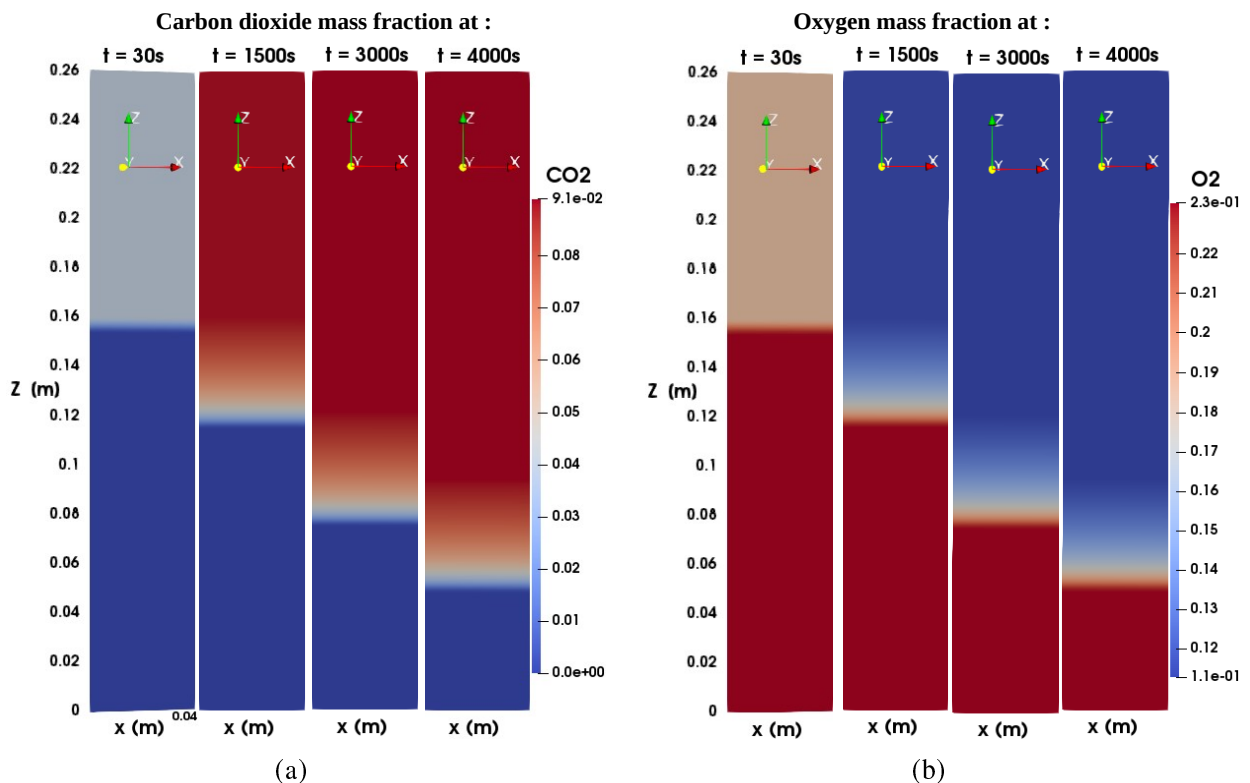


FIGURE 3.13 – Les profils des quantités (a) de dioxyde de carbone produit et (b) de dioxygène consommé après respectivement 30, 1 500, 3 000 et 4 000 secondes.

directement lié à la vitesse d'entrée d'air.

La répartition spatiale des gaz est pratiquement uniforme dans la zone des gaz ceci du a leur nature

intrinsèque. Ils occupent tout le volume à leur disposition et cette homogénéisation se fait d'autant plus rapidement que la vitesse moyenne des gaz est élevée, tout en restant bien sûr dans les limites de non-extinction du front de combustion extinction du front de combustion.

3.2.2 Impact de la porosité initiale du lit sur l'évolution du système

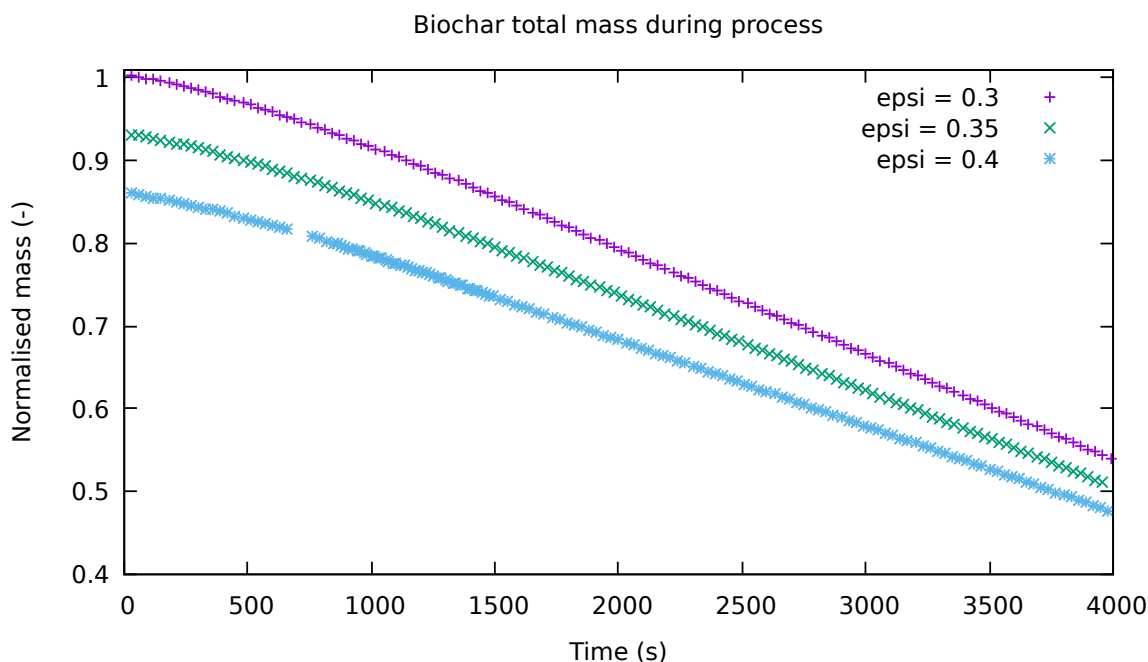


FIGURE 3.14 – Évolution de la masse totale du lit de biocharbon pendant la combustion pour les valeurs de porosité 0.3, 0.35 et 0.4.

La Fig3.14 représente la variation de la masse totale normalisée du biocharbon dans le lit au cours du temps et pour les porosités 0.3, 0.35 et 0.4. Cette figure montre que la masse du solide est dans le lit est directement fixé par la porosité et elle impacte directement les valeurs des autres paramètres du système principalement les valeurs des températures maximales et le temps de combustion. L'on constate que plus la porosité est grande (moins de combustible), moins les températures maximales atteintes sont élevées (Fig3.15.a et Fig3.15.b) et le temps de combustion plus court.

Globalement nous constatons que plus la porosité est élevée (densité de combustible faible), moins la mise en place des phénomènes est lent. Plus la porosité du lit est élevée, plus la vitesse de déplacement des gaz est moins forte Fig3.15.c et de même pour le séchage Fig3.15.d.

La diminution de la fraction massique du biocharbon est plus rapide (pente plus forte) du fait de sa faible densité au sein dit lit même si elle est initié plus en retard du fait de la vitesse de déplacement du front de flamme plus faible Fig3.15.e cela impact directement sur la production des cendres Fig3.15.f.

Les quantités des différents éléments gazeux produits (H_2 , CO_2 , CO et H_2O) sont inversement proportionnelles à la porosité du lit.

3.2.3 Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution du système

La fig3.18 représente la variation de la masse totale normalisée dans le lit solide. L'on constate que la masse du système diminue plus rapidement lorsque la vitesse d'entrée d'air augmente, ce paramètre

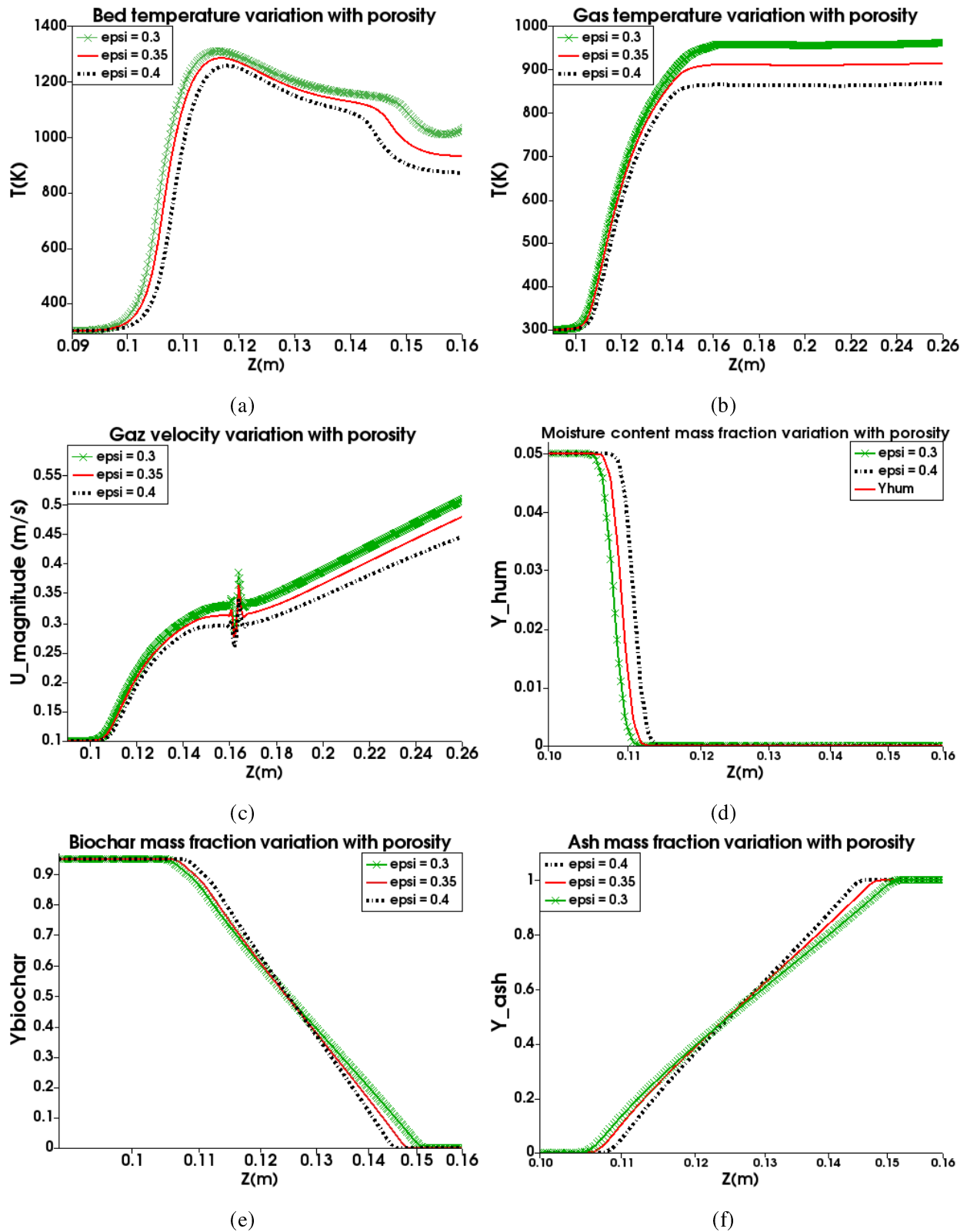


FIGURE 3.15 – Impact de la porosité sur l'évolution des paramètres du système : température du lit solide (T_s), des gaz (T), vitesse des gaz ($U_{magnitude}$), l'humidité dans le solide (Y_{hum}), fraction massique de biocharbon ($Y_{biochar}$) et des cendres (Y_{ash}) après 2000s.

pourra nous permettre de déterminer le temps de combustion d'une masse donnée de combustible et par conséquent prévoir la fréquence de ravitaillement de notre brûleur pour une tâche donnée.

Les fig3.19.a et fig3.19.b sont respectivement les profils de température du lit de combustible solide et des gaz dans tout le brûleur. l'on peut observer que la vitesse de déplacement de front de

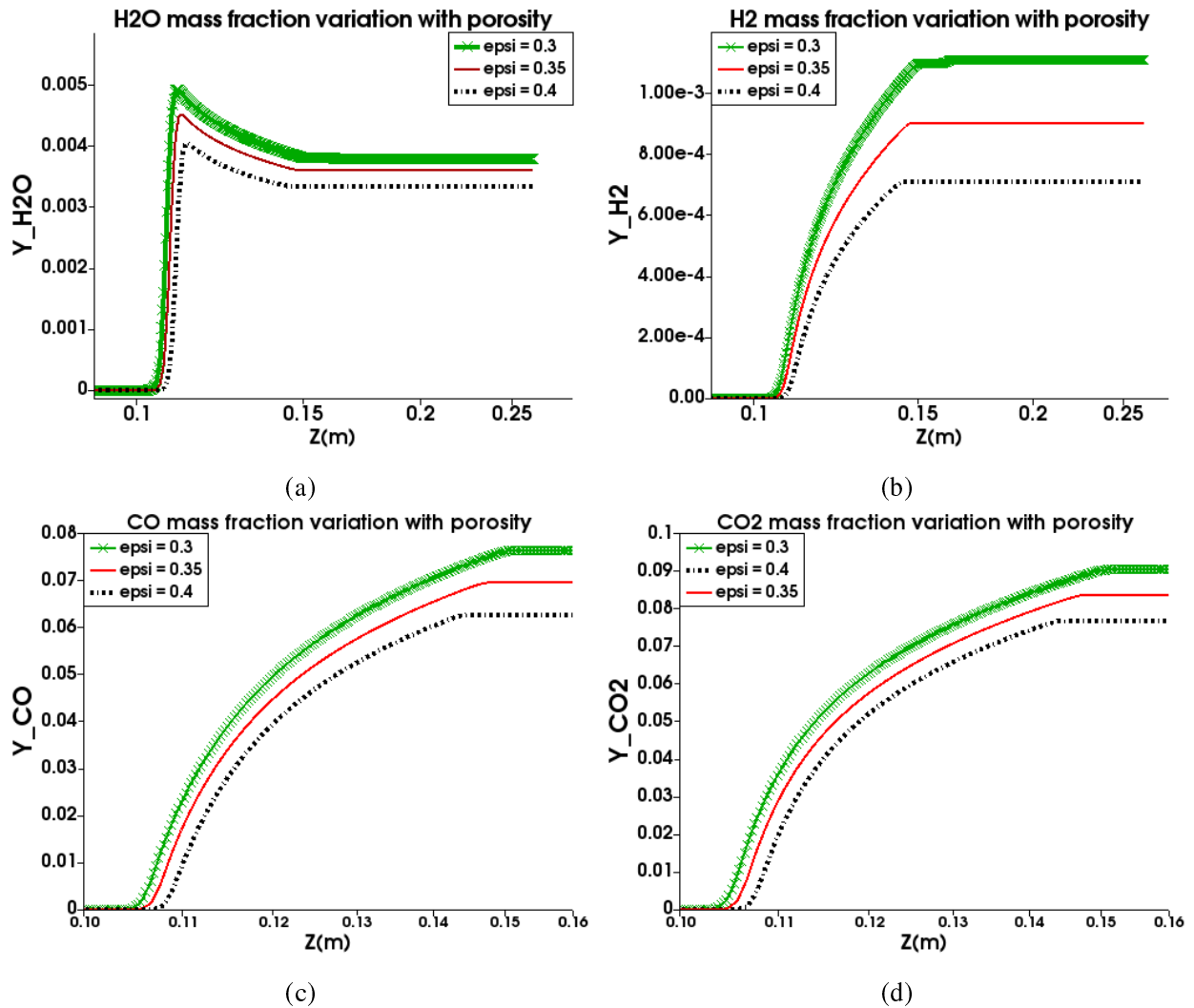


FIGURE 3.16 – Impact de la porosité sur l'évolution des fractions massiques des gaz produit (a) eau, (b) dihydrogene, (c) monoxyde de carbone et (d) dioxyde de carbone après 2000s.

combustion varie avec la vitesse d'entrée d'air, cette différence est plus prononcée pour les vitesses, 0.1 m/s et 0.2 m/s que pour les vitesses consécutives 0.2 m/s et 0.3 m/s. En réalité d'autres essais nous ont montrées qu'après une certaine valeur maximale de la vitesse d'entrée d'air (0.4 m/s) le front de combustion chaud initialement, refroidi et le système fini par s'éteindre. D'où il faut un choix judicieux de cette variable afin d'éviter l'extinction. L'on remarque aussi que la température est de moins en moins uniforme dans le domaine solide avec l'augmentation de la vitesse d'entrée d'air ceci pouvant être expliqué par un refroidissement rapide des zones brûlées dû au déplacement plus rapide des masses d'air froid venant de l'extérieur. La fig3.19.b appuie cette hypothèse, car les températures de gaz sont d'autant plus élevées que les vitesses d'entrée d'air sont faibles.

Les fig3.20.a et fig3.20.b sont les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'entrée d'air respective de 0.1 m/s, 0.2 m/s et 0.3 m/s, de fraction massique et d'humidité contenu dans le biochar et de la vapeur d'eau produite lors de la combustion. La fig3.20.a montre que moins la vitesse d'entrée d'air est élevée, moins vite s'effectue le séchage du combustible et donc un déplacement moins rapide du front de flamme comme indiquer précédemment. Après production de cette vapeur d'eau, plus la vitesse des gaz sera faible, plus elle va s'accumuler dans la zone des gaz à température relativement plus élevée.

Les fig3.21.a et fig3.21.b quant à elles sont les profils après 2000 secondes pour les vitesses d'en-

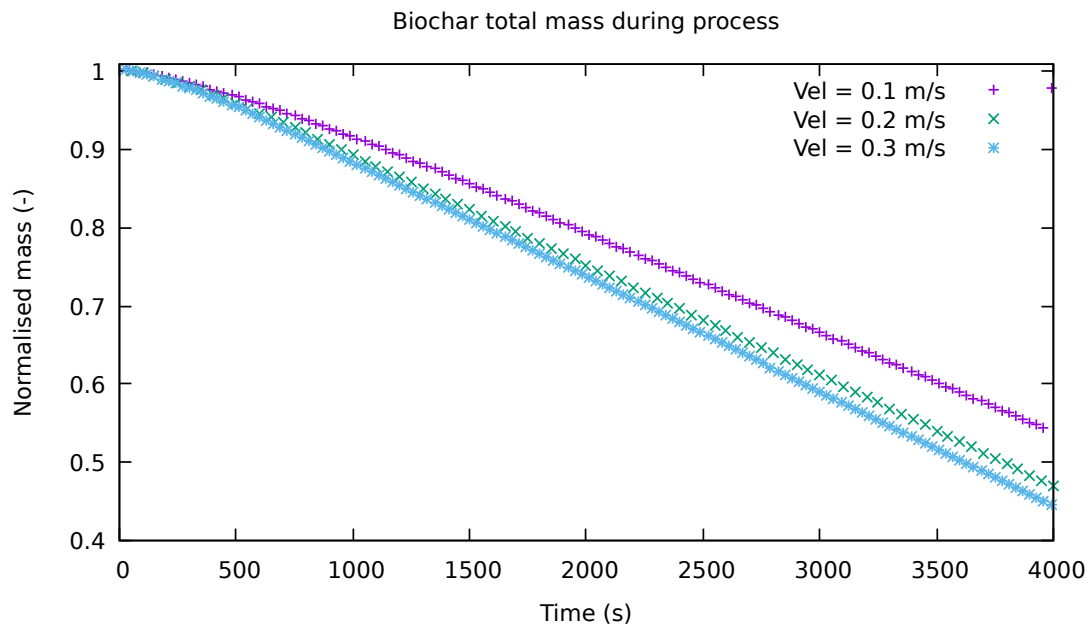


FIGURE 3.17

FIGURE 3.18 – La perte de masse totale pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m/s, 0.2 m/s et 0.3 m/s.

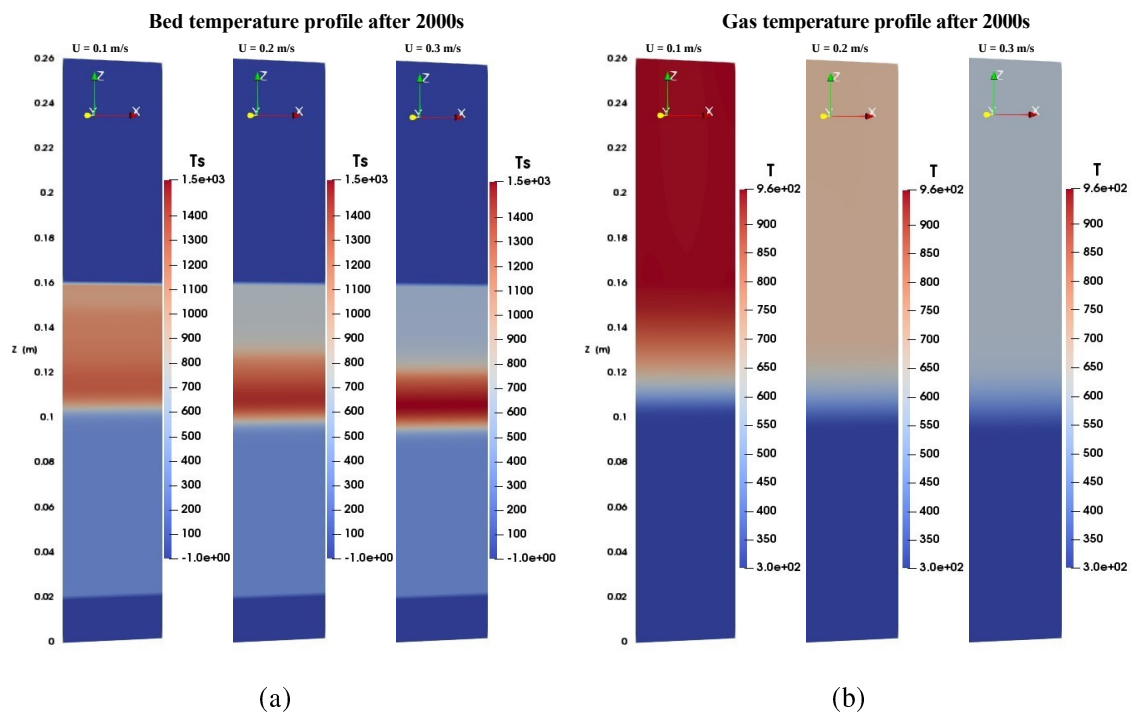


FIGURE 3.19 – Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrer d’air respectif de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de température(a) du lit fixe (b) des gaz.

trée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique de biochar et de cendre produite. Leurs vitesses de production ou de consommations s’alignent parfaitement avec les observations précédentes, il faut préciser ici que lorsque l’humidité et le biochar disparaissent a un point donné du lit solide, le seul solide restant est la cendre, d’où une fraction massique maximal de 1 pour la cendre.

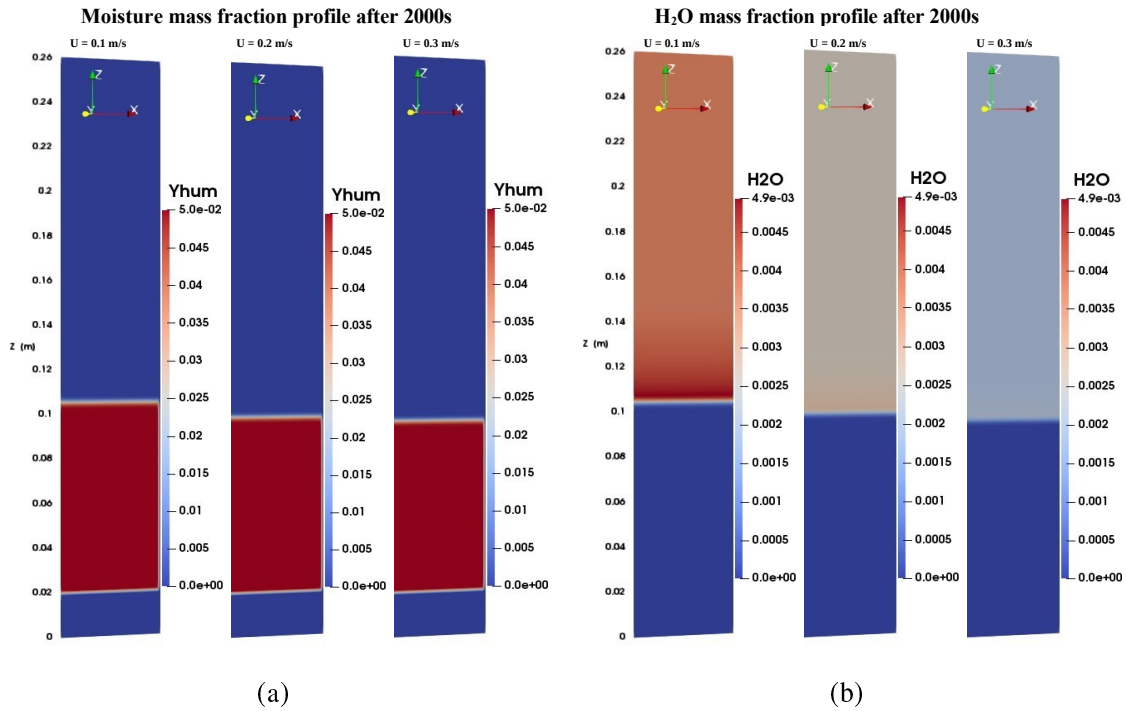


FIGURE 3.20 – Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de l’humidité contenu dans le biochar (b) de vapeur d’eau produite.

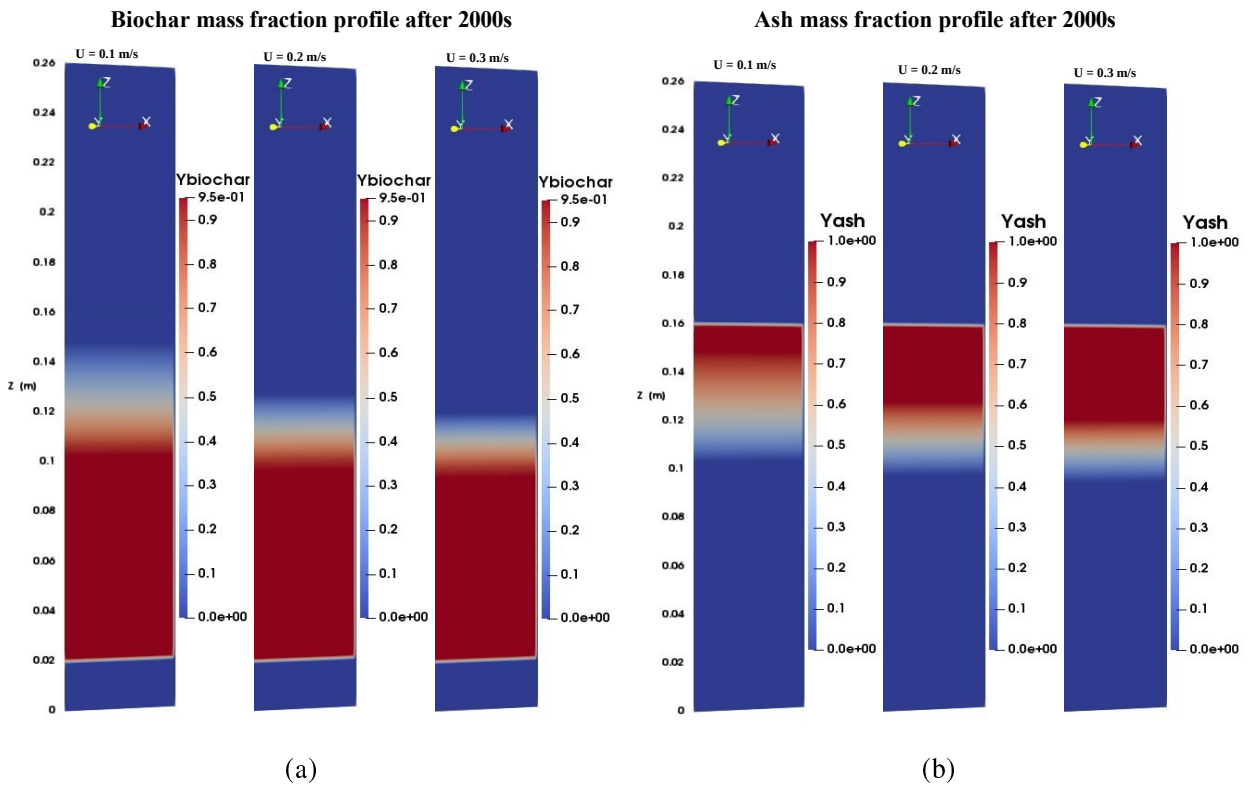


FIGURE 3.21 – Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de biochar (b) de cendre produite.

Les fig3.22.a et fig3.22.b. représentent les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique de dioxyde de carbone et de monoxyde de carbone. L’observation qui s’en dégage est que, lorsque la vitesse d’entrée d’air

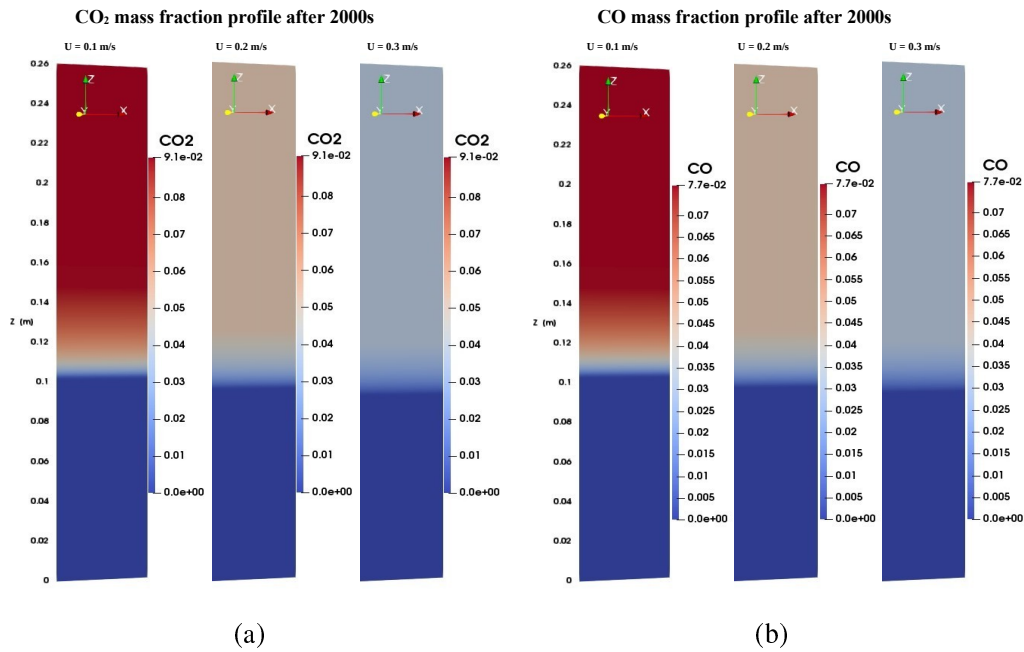


FIGURE 3.22 – Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de dioxyde de carbone (b) de monoxyde de carbone produite.

augmente, la fraction massique de dioxyde et de monoxyde de carbone diminue au sein du réacteur. Dans les conditions de notre simulation et prenant en compte le mécanisme de dégradation choisi, l’on observe qu’il y a généralement une production de dioxyde plus grande que de monoxyde de carbone.

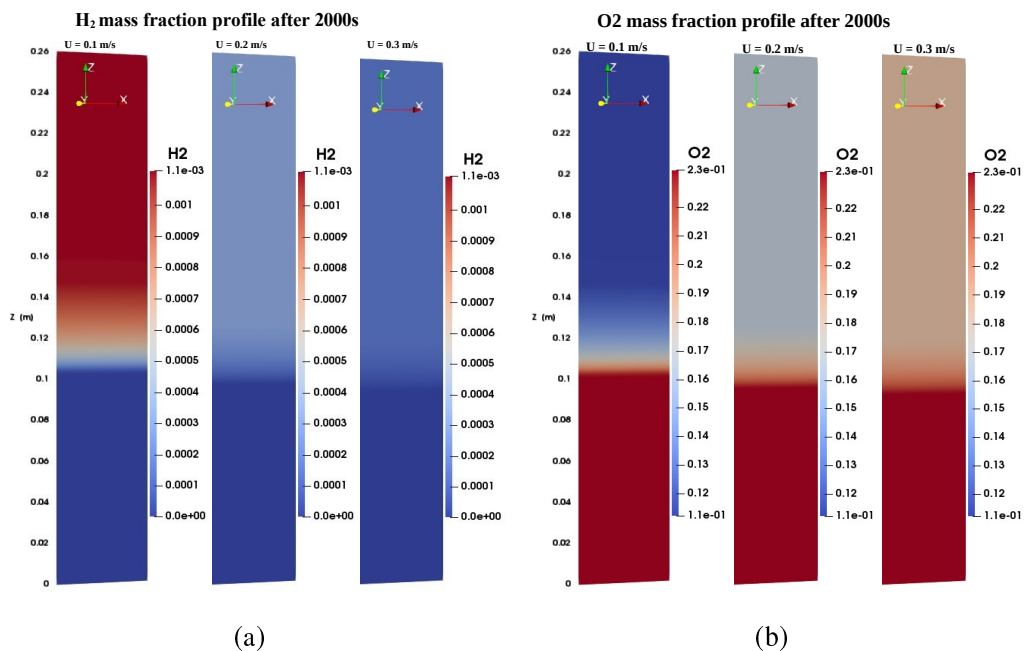


FIGURE 3.23 – Les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique (a) de dihydrogène produit (b) de dioxygène consommé.

De même les fig3.23.a et fig3.23.b. sont les profils après 2000 secondes pour les vitesses d’entrée d’air respective de 0.1 m /s, 0.2 m/s et 0.3 m /s, de fraction massique de dihydrogène produit et de dioxygène consommé. D’après l’eq.2.22, lors de la combustion du biocharbon nous avons une

production de dihydrogènes, cette production est directement fonction de la quantité de vapeur d'eau disponible à un niveau du lit donné contenant encore du biocharbon. D'où une production de plus en plus faible de dihydrogène avec l'augmentation de la vitesse d'entrée d'air, car comme indique la fig3.20.b, la quantité de vapeur d'eau présente en un point donnée du lit diminue avec la vitesse d'entrée d'air. Cette quantité aura plus tard un impact considérable sur la chimie du processus.

Comme l'on pouvait s'y attendre, plus la vitesse d'entrée d'air (O_2 et N_2) est élevée, plus la fraction massique du O_2 est élevée dans le domaine du calcul, il faut néanmoins noter que même si cette quantité d' O_2 ajouté à la combustion favorise les valeurs maximales atteinte au sein du brûleur, elle provoque un refroidissement rapide du brûleur et pourrait ne pas être adéquat pour certaines applications. Il faut donc judicieusement choisir la valeur de la vitesse d'entrée d'air en fonction de nos attentes.

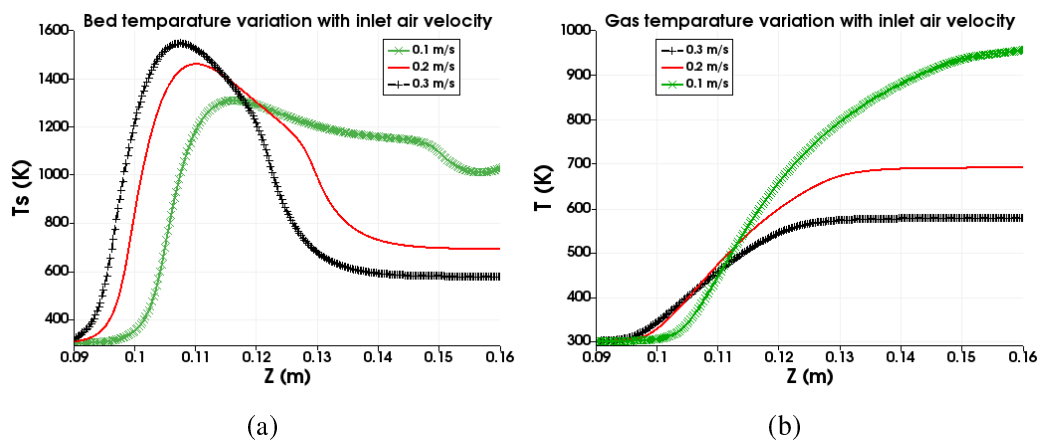


FIGURE 3.24 – Impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système : (a) température du lit solide (T_s), et (b) des gaz (T) après 2000s.

Les fig3.24.a et fig3.24.b mettent en évidence l'impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système tel que la température du lit solide (T_s), et la température des gaz (T) après 2000s. Nous pouvons appuyer nos affirmations précédentes selon lesquelles la vitesse du front de combustion est d'autant plus grande que la vitesse d'entrée d'air est élevée et donc une diminution plus rapide de la hauteur du lit (Voir fig3.25.c), de même que les puissances maximales atteintes par le lit solide. Inversement, le refroidissement du lit solide est plus rapide, et la température maximale des gaz plus grande du fait d'une arrivée moins rapide des gaz froid et une accumulation des gaz chaud dans la zone des gaz. Il faut noter que l'ensemble des températures (solide et gaz) s'uniformise jusqu'en fin de combustion avant le refroidissement totale du système.

la fig3.25.b montre que la porosité augmente d'autant plus rapidement pour atteindre sa valeur maximale en un point que la vitesse d'entrée d'air augmente. Pareillement pour la fig3.25.d qui représente l'évolution des cendre au sein du lit solide.

la 3.26.b montre l'évolution de la fraction massique du O_2 dans le brûleur après 2000s et pour différentes vitesses d'entrée d'air. Il faut noter ici qu'il ne s'agit pas de la quantité d' O_2 consommé à cet instant par le processus, mais la quantité d' O_2 dans le mélange gazeux à cet instant, d'où la faible quantité d' O_2 dans le mélange gazeux pour la vitesse de 0.1 m/s, et une quantité nettement plus grande pour la vitesse 0.3 m/s du fait principalement de l'apport extérieur qui augmente sa quantité dans le mélange totale.

La fig3.27 présente l'impact de la vitesse d'entrée d'air sur l'évolution des paramètres du système à savoir, la vapeur d'eau produite (Y_{H_2O}), le dihydrogène produit (Y_{H_2}), le dioxyde de carbone (Y_{CO_2})

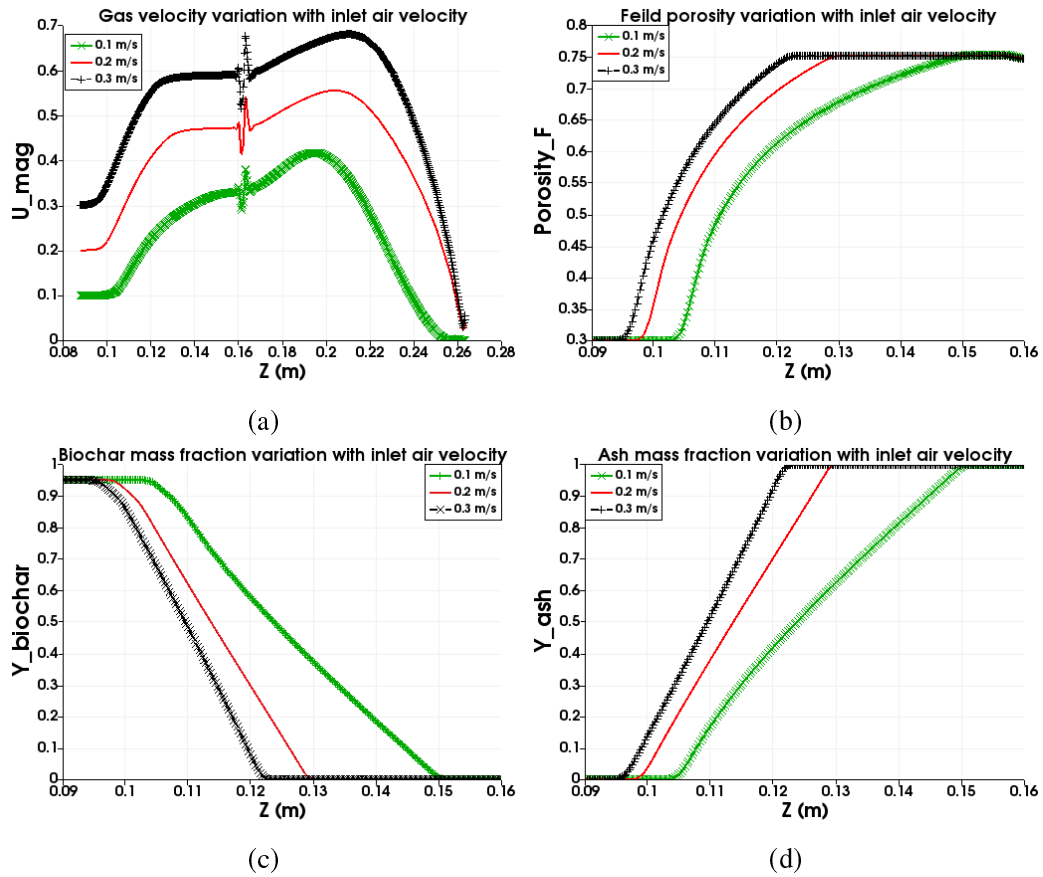


FIGURE 3.25 – Impact de la vitesse d’entrée d’air sur l’évolution des paramètres du système : (a) vitesse des gaz ($U_{magnitude}$), (b) porosité du lit (PorosityF), (c) fraction massique de biocharbon ($Y_{biochar}$) et (d) des cendres (Y_{ash}) après 2000s.

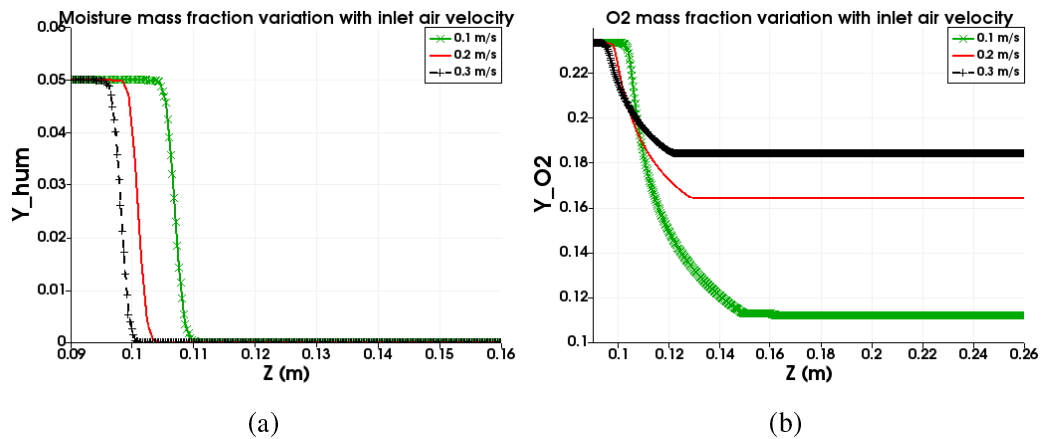


FIGURE 3.26 – Impact de la vitesse d’entrée d’air sur l’évolution des paramètres du système : (a) fraction massique de l’humidité (Y_{hum}) et (b) de dioxygène consommé (Y_{O_2}) après 2000 s.

et le monoxyde de carbone (Y_{CO}) après 2000 s. Le constat est le même que celui de la variation de la fraction massique d’ O_2 , car l’apport d’air extérieur augmente la quantité totale du mélange gazeux et donc plus la vitesse d’entrée d’air extérieur est élevée, moins sont grande les fractions massiques de ces gaz comparé à leurs homologues à vitesse plus faible.

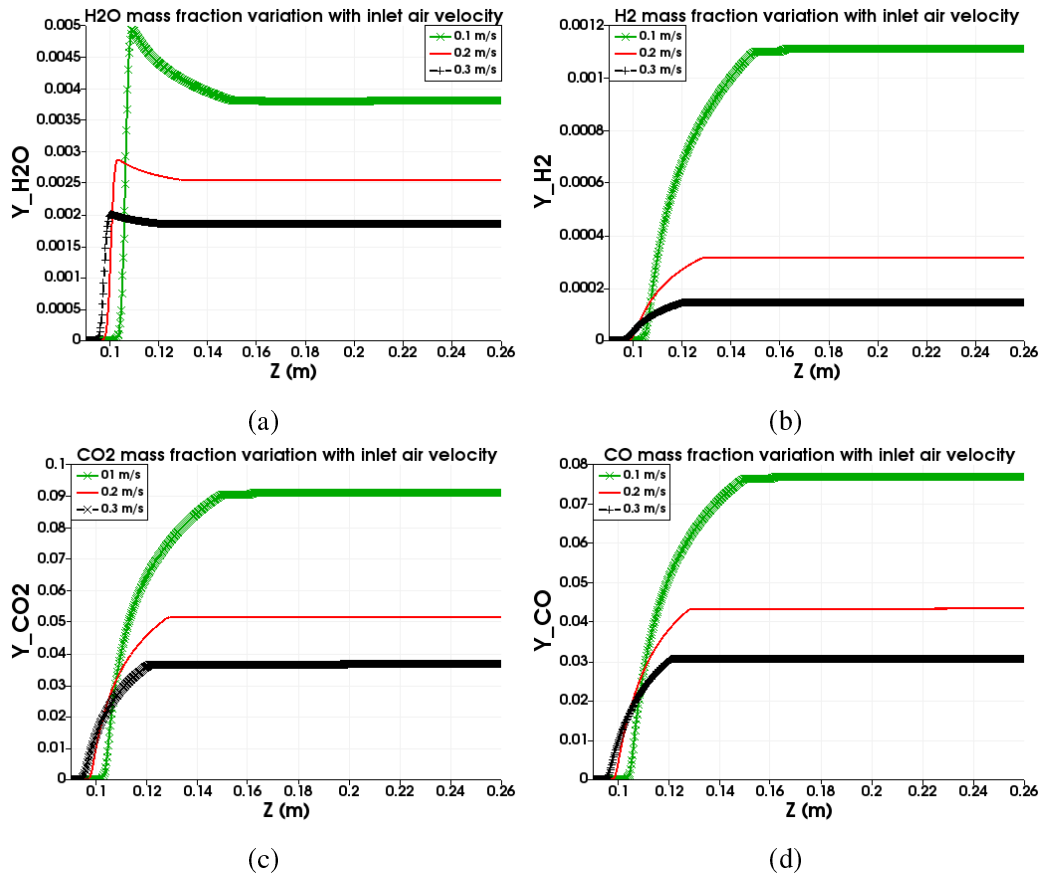


FIGURE 3.27 – Impact de la vitesse d’entrée d’air sur l’évolution des paramètres du système : (a) la vapeur d’eau produite (Y_{H_2O}), (b) le dihydrogène produit (Y_{H_2}), (c) le dioxyde de carbone (Y_{CO_2}) et (d) le monoxyde de carbone (Y_{CO}) après 2000 s.

3.2.4 Impact du model de rayonnement : oxydation en phase gazeuse

Les figures 3.28.a et b montrent l’évolution de la température du lit solide (T_s) et de la température du gaz (T_g) à différentes hauteurs dans le lit, mesurées à l’aide des 14 premiers thermocouples à partir de la couche d’allumage et espacées de 1 cm. Dans le premier cas, nous avons négligé le rayonnement, dans le second, nous avons pris en compte le modèle de rayonnement P_1 , et dans le dernier, le modèle dit "MeanTemp" décrit dans la section 2.2.2. Une différence significative entre ces profils est facilement observable, mettant en évidence l’impact du rayonnement sur la dynamique globale du lit.

Les figures 3.28.a-a et 3.28.b-a, qui présentent les profils de température sans prise en compte du modèle de rayonnement, montrent un retard d’allumage constant (voir 3.32.a) d’environ 5 minutes entre les thermocouples successifs, comme l’indique la figure correspondant à une vitesse de 0,2 cm/min. Les températures maximales atteintes sont similaires, environ 980°C pour T_s et 480°C pour T_g , sauf vers la fin de la phase de combustion, où les températures augmentent plus rapidement (0,41 cm/min) et de manière plus marquée, atteignant respectivement 1080°C et 520°C avant que le système ne se refroidisse 1 heure et 30 minutes plus tard en raison de l’épuisement du combustible et de l’arrivée d’air frais de l’extérieur.

On observe qu’au cours des 25 premières minutes pour le modèle P_1 et des 35 premières minutes pour le modèle MeanTemp, les trois scénarios sont pratiquement identiques. Au-delà de cette période, l’apparition d’un second front de combustion, plus chaud, est notée (figure 3.31), atteignant des températures de 1180°C et 1080°C pour T_s (fig. 3.28.a-c et a-b) et de 680°C et 620°C pour T_g (fig.

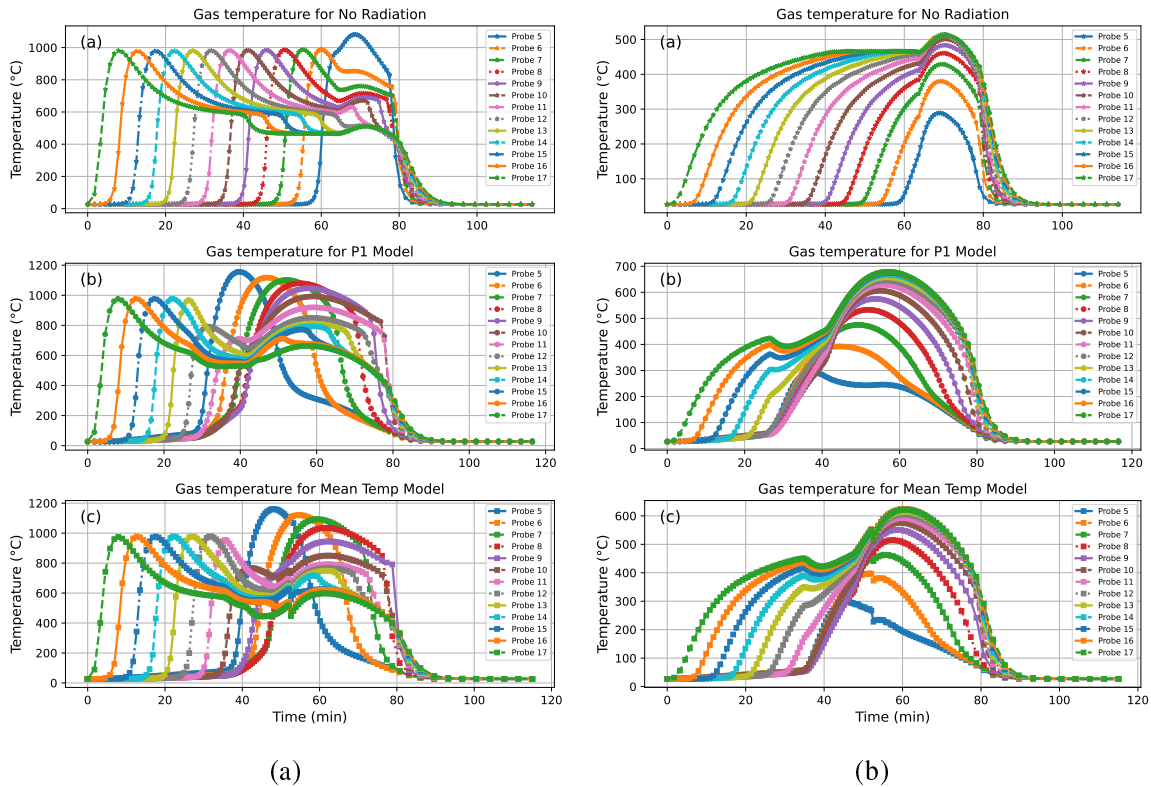


FIGURE 3.28 – Impact du rayonnement sur l'évolution de (a) la température du lit solide (b) la température en phase gazeuse.

3.28.b-b et b-c), respectivement. Cela entraîne un ralentissement instantané du premier front, suivi d'une accélération globale des deux fronts, influençant ainsi la dynamique du lit (comme l'indiquent les courbes de régression Eq.3.2,3.3,3.4). Les vitesses de combustion maximales atteintes étaient de 1,2 cm/min et 0,68 cm/min (figure 3.32.a), respectivement, accompagnées d'une augmentation globale de la température à toutes les hauteurs du lit.

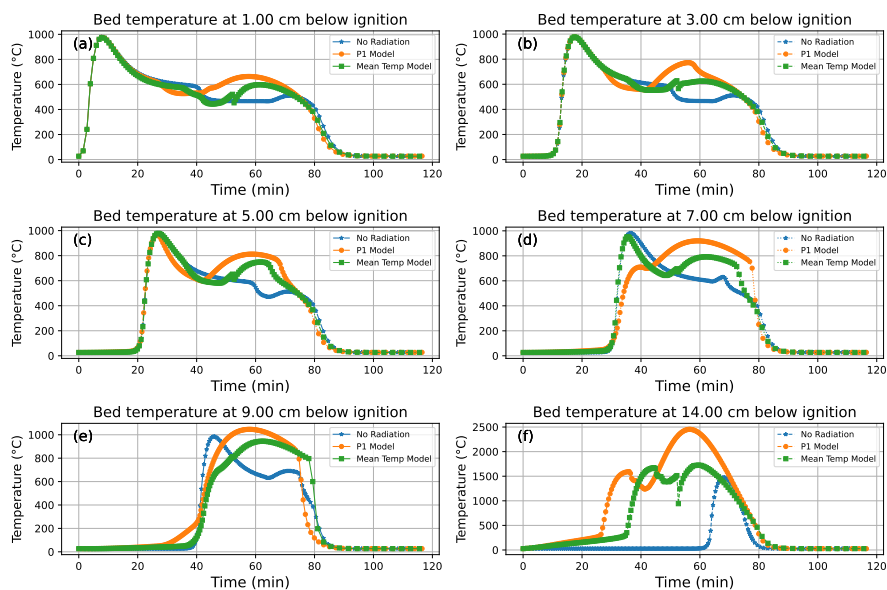


FIGURE 3.29 – Comparaison de la température du lit à différentes profondeurs pour divers modèles de rayonnement

Les figures 3.29 et 3.30 représentent respectivement une comparaison des températures du lit et du

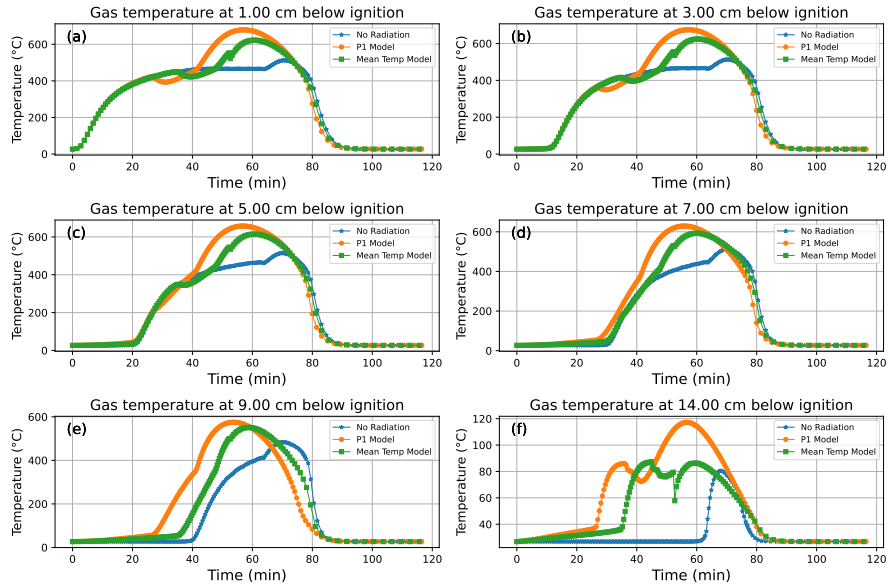


FIGURE 3.30 – Comparaison de la température des gaz à différentes profondeurs pour divers modèles de rayonnement

gaz à différentes profondeurs (1, 3, 5, 7, 9 et 14 cm) pour divers modèles de rayonnement. On observe que l'écart maximal de température devient de plus en plus significatif tant pour le lit que pour les gaz à mesure que le front de combustion progresse vers le bas du lit. Cet écart atteint finalement 1000°C dans le cas le plus extrême pour la température du lit et 40°C pour les gaz (à H = 14 cm).

$$y1 = -0.19t + 16.18 \quad (R_1^2 = 0.68 : MeanTemp) \quad (3.2)$$

$$y2 = -0.20t + 15.58 \quad (R_2^2 = 0.55 : P_1 - model) \quad (3.3)$$

$$y3 = -0.22t + 17.23 \quad (R_3^2 = 1.00 : No - Rad) \quad (3.4)$$

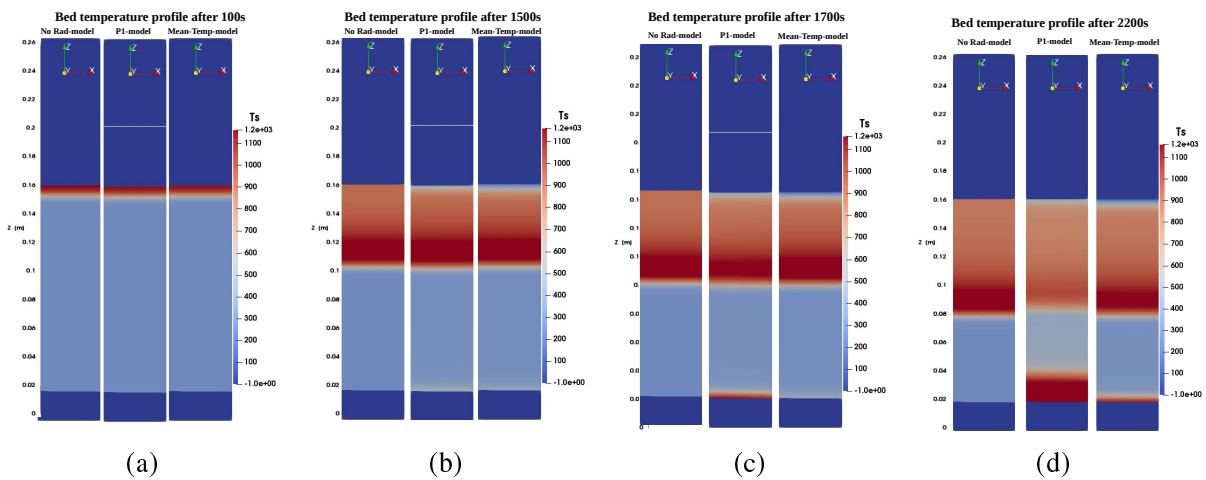


FIGURE 3.31 – Profils de température du lit pour les modèles Sans Rayonnement, P_1 et MeanTemp à a) 100 s, b) 1500 s, c) 1700 s et d) 2200 s, illustrant l'allumage, la propagation du premier front de combustion et le début de la propagation du second front de combustion.

L'analyse des courbes et des équations de régression (Fig. 3.32.a) met en évidence des observa-

tions significatives concernant le comportement du front de combustion et la capacité prédictive des modèles de régression. Le scénario 2 (modèle P_1), décrit par la deuxième équation avec un coefficient de détermination $R_2^2 = 0.55$, montre une progression relativement rapide du front de combustion par rapport aux autres scénarios. Cette pente plus abrupte et l'ordonnée à l'origine suggèrent une dynamique plus marquée, en accord avec les observations précédentes sur l'influence du rayonnement. Cependant, la valeur relativement faible de R_1^2 et R_2^2 indique que le modèle de régression linéaire utilisé ne capture pas pleinement la complexité du phénomène de combustion. Cela suggère qu'un autre type de modèle de régression ou une approche non linéaire pourrait être plus approprié pour prédire avec précision la position du front de flamme en tenant compte des effets du rayonnement. Une approche de modélisation plus avancée permettrait d'expliquer plus précisément les variations observées et d'améliorer la précision des prédictions, soulignant ainsi l'importance de choisir des modèles adaptés aux phénomènes thermiques complexes.

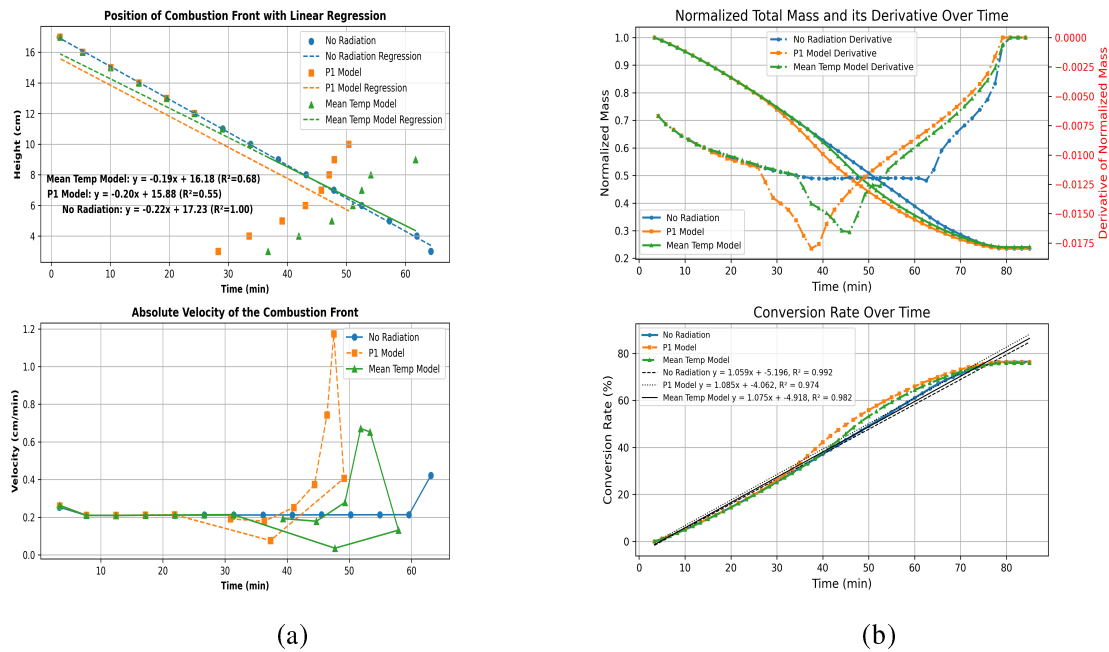


FIGURE 3.32 – Impact du rayonnement sur l'évolution de (a) la hauteur et la vitesse du front de combustion (b) la perte de masse solide (ML), le taux de perte de masse (MLR) et le taux de conversion (%) au cours du temps.

En analysant le temps nécessaire pour atteindre le taux de conversion maximal de 78% à partir de la figure 3.32.b, les résultats de régression, basés sur les équations suivantes, ont montré que les modèles P_1 et MeanTemp réduisent le temps par rapport au modèle Sans Rayonnement :

$$y_1 = 1.059t - 5.196 \quad (R^2 = 0.992 : No - Rad) \quad (3.5)$$

$$y_2 = 1.085t - 4.062 \quad (R^2 = 0.974 : P_1 - model) \quad (3.6)$$

$$y_3 = 1.07t - 4.918 \quad (R^2 = 0.982 : MeanTemp) \quad (3.7)$$

Selon ces équations, les modèles P_1 et MeanTemp atteignent un taux de conversion de 78% en 75,6 minutes et 77,5 minutes, respectivement, contre 78,5 minutes pour le modèle Sans Rayonnement. Cependant, bien que la vitesse du front de combustion soit plus élevée dans les modèles prenant en

compte le rayonnement, un retard supplémentaire se produit lors de la phase d'oxydation des gaz. Ce phénomène entraîne une demande accrue en oxygène (figure 3.33.b-d), nécessaire pour maintenir la réaction de combustion. Cette phase d'oxydation conduit à une combustion plus complète du combustible, générant ainsi plus d'énergie, mais ralentissant temporairement le taux de combustion. En conséquence, bien que les modèles P_1 et MeanTemp offrent un gain de temps initial, celui-ci est modéré par l'effet retardé de la combustion gazeuse, expliquant ainsi pourquoi la réduction globale du temps reste limitée. Cette demande supplémentaire en oxygène pour la combustion en phase gazeuse entraîne naturellement une production accrue de produits (CO_2 , CO , H_2O et H_2), comme illustré dans la figure 3.33.a.

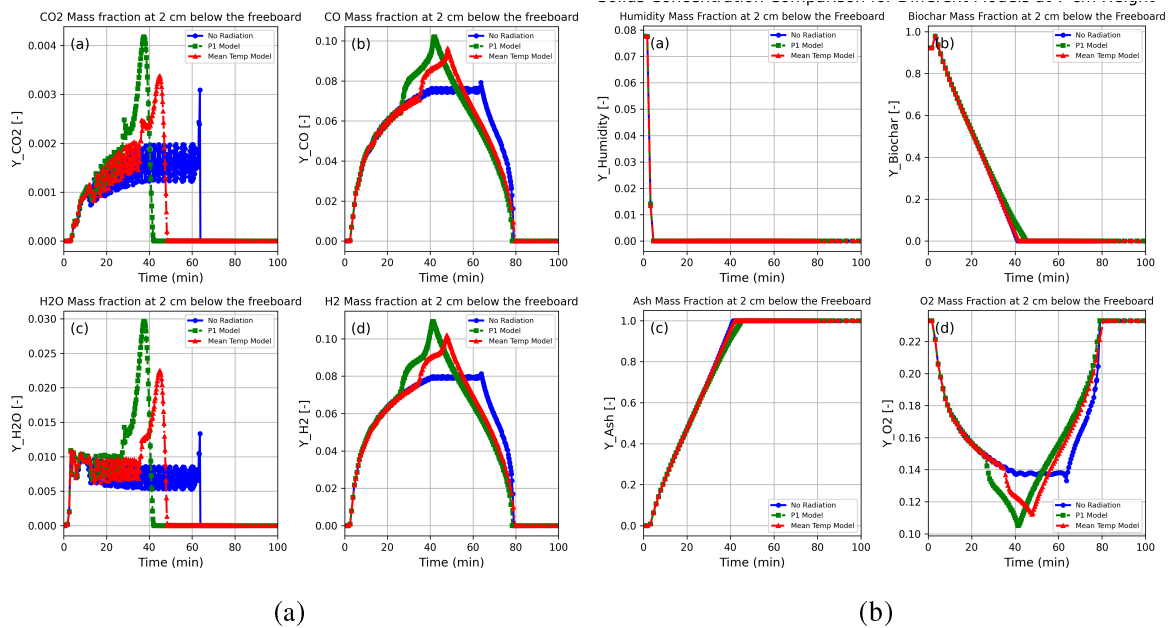


FIGURE 3.33 – Impact du rayonnement sur l'évolution de (a) la fraction massique des gaz et (b) la fraction massique des solides.

La figure 3.34 évalue la performance énergétique de trois modèles. Les résultats montrent des différences significatives dans l'énergie maximale libérée par chaque modèle à divers sondes, mesurée en mégajoules (MJ). Globalement, le modèle P_1 s'est révélé être le plus efficace en termes de libération d'énergie par rapport aux autres. Comparé au modèle Sans Rayonnement, le modèle P_1 montre un gain moyen de 0,01399 MJ, représentant une amélioration de 7,63%, ce qui indique qu'il libère plus d'énergie et est donc plus efficace. Cependant, lorsque le modèle P_1 est comparé au modèle Mean Temp, on observe une légère diminution, avec un gain moyen négatif de -0,01167 MJ, soit une baisse de -5,86%, ce qui signifie que le modèle Mean Temp est moins efficace que le modèle P_1 . D'autre part, le modèle Mean Temp surpasse légèrement le modèle Sans Rayonnement, avec un gain moyen en énergie de 0,00232 MJ, soit une amélioration de 1,27%. Ces résultats montrent clairement que le modèle P_1 est le plus efficace, suivi du modèle Mean Temp, tandis que le modèle Sans Rayonnement présente les moins bonnes performances en termes de libération d'énergie. Les gains et pertes en pourcentage ne dépendent pas directement de la masse initiale, mais cette masse, fixée à 0,0625 kg par couche de lit, influence l'énergie totale calculée pour chaque scénario, permettant ainsi une comparaison efficace entre les modèles.

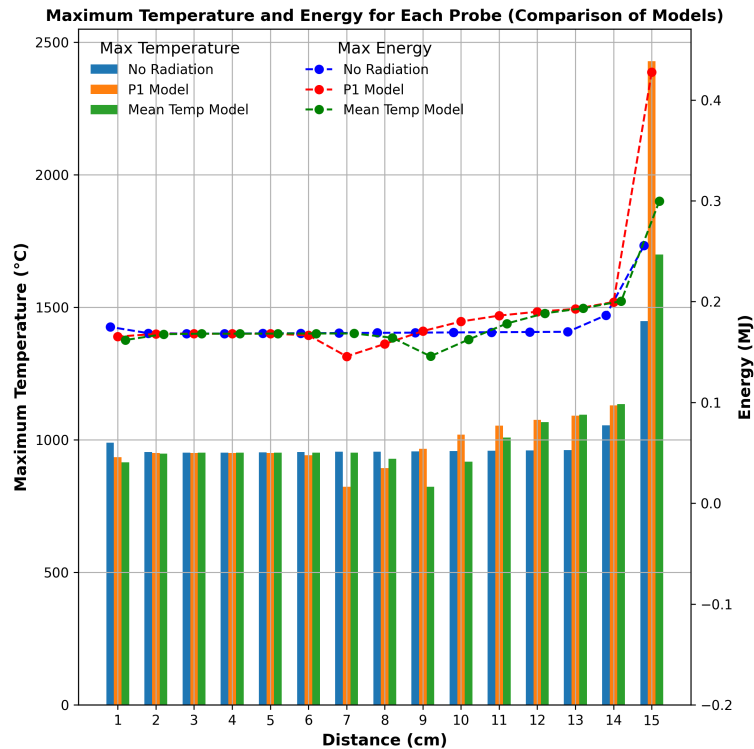


FIGURE 3.34 – Impact du rayonnement sur la température maximale du lit solide.

Conclusion

Parvenue au terme de ce chapitre, essentiellement consacré à la présentation et à l'analyse des résultats de simulation, nous avons exploré les effets de la combustion du biochar dans un foyer de cuisson à lit fixe, en nous concentrant sur l'impact des vitesses d'entrée d'air (0,1, 0,2 et 0,3 m/s), de la porosité du lit (0,3, 0,35 et 0,4), et de l'incorporation de modèles de rayonnement sur la performance de la combustion. L'analyse des paramètres du système, sans prendre en compte la chimie (oxydation des gaz), a révélé qu'une augmentation de la vitesse d'entrée d'air et de la porosité du lit modifiait de manière significative la dynamique de combustion. Plus précisément, des vitesses d'air plus élevées ont entraîné une diminution plus rapide de la masse de biochar, un refroidissement plus rapide du lit solide et une accélération du front de combustion, mais ont également provoqué une perte d'uniformité de température à l'intérieur du lit. En revanche, une porosité plus élevée a ralenti le front de combustion, tout en favorisant une plus grande uniformité du processus.

Lorsque les effets du rayonnement ont été pris en compte, notamment avec les modèles P1 et MeanTemp, des différences significatives dans la dynamique thermique ont été observées. Les résultats ont montré que la prise en compte des effets du rayonnement améliorerait notablement la performance thermique et énergétique du système, réduisant le temps nécessaire pour atteindre un taux de conversion de 78%. Comparés au modèle sans rayonnement, les modèles P1 et MeanTemp ont réduit le temps de combustion à 75,6 minutes et 77,7 minutes, respectivement, contre 78,5 minutes pour le modèle sans rayonnement. Cela a entraîné un gain moyen d'énergie de 7,63% pour le modèle P1, le rendant ainsi le plus efficace, tandis que le modèle MeanTemp a légèrement perdu en efficacité par rapport au modèle P1, avec une perte de 5,86%. Cependant, le modèle MeanTemp a toujours surpassé le modèle sans rayonnement en termes d'énergie libérée.

L'inclusion des effets du rayonnement a également montré un ralentissement temporaire du front de combustion dû à une demande accrue en oxygène lors de l'oxydation en phase gazeuse. Ce phé-

nomène a conduit à une combustion plus complète, produisant des quantités plus élevées de CO_2 , CO , H_2O et H_2 , ce qui a amélioré l'efficacité énergétique globale. Bien que ce ralentissement ait légèrement modéré les gains de temps, il a néanmoins favorisé une libération d'énergie plus élevée.

Conclusion générale et perspectives

Conclusion générale et perspectives

Cette thèse porte sur le développement d'un outil numérique pour modéliser et simuler la combustion du charbon vert dans un brûleur à lit fixe. Une première étape a permis de modéliser en 1D les phénomènes physico-chimiques de la transformation thermo-chimique du charbon vert. L'analyse des profils axiaux de température, des espèces solides et gazeuses (CO_2 , CO , H_2 , H_2O , CH_4 , O_2), ainsi que de la perte de masse du lit, a validé les mécanismes chimiques choisis. Cependant, les limitations du modèle 1D, notamment l'absence de prise en compte de la géométrie réelle, ont conduit au développement d'un modèle 3D plus réaliste sous OpenFOAM, via le solveur *PorousGasificationFoam*.

L'étude 3D s'est articulée autour de l'analyse de la porosité, de la vitesse d'entrée d'air, et de l'intégration des réactions chimiques en phase gazeuse. Les résultats ont montré que ce modèle reproduit efficacement le comportement de la combustion du charbon vert, avec une grande flexibilité sur la géométrie et les conditions de fonctionnement. Les variations de la porosité et de la vitesse d'air modifient significativement la dynamique du front de combustion, des vitesses élevées accélèrent sa progression mais réduisent l'uniformité thermique, tandis qu'une porosité accrue favorise l'uniformité mais ralentit la combustion. L'intégration du rayonnement avec les modèles P1 et MeanTemp a amélioré les performances thermiques, réduisant le temps de conversion de 78 % et augmentant la libération d'énergie, avec un gain moyen de 7,63 % pour le modèle P1. Un ralentissement temporaire du front a également été observé, lié à une forte demande en oxygène durant l'oxydation gazeuse, améliorant la combustion globale.

Ce travail constitue un outil stratégique pour les pays en développement, comme le Cameroun, en facilitant la conception et l'optimisation des foyers à lit fixe. Il soutient également l'évaluation du charbon vert comme alternative aux énergies fossiles et au bois, en lien avec les enjeux de reboisement et de production énergétique durable.

Perspectives de recherche :

- Étudier l'impact de modèles de combustion plus complexes (ex. modèles turbulents) sur les performances.
- Optimiser la combustion des gaz par variation des mécanismes chimiques, notamment pour les émissions de NO_x .
- Intégrer les propriétés d'un matériau réfractaire pour passer d'un modèle adiabatique à un modèle radiatif plus réaliste.
- Réaliser des expérimentations pour mieux comprendre et valider la combustion du charbon vert.
- Étendre l'application du modèle aux fours industriels ou centrales thermiques.

Références bibliographiques

- [1] Amin Ra, Yan Huang, Yanfeng He, Ruihong Zhang, Xiaoying Liu, and Chang Chen. Biochar applications and modern techniques for characterization. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 18, 06 2016.
- [2] Lidja Borel, Taisa Lira, Jânio Ribeiro, Carlos Ataíde, and Marcos Barrozo. Pyrolysis of brewer's spent grain : Kinetic study and products identification. *Industrial Crops and Products*, 121 :388–395, 10 2018.
- [3] Lidja Borel, Argileu Filho, Thiago Xavier, Taisa Lira, and Marcos Barrozo. An investigation on the pyrolysis of the main residue of the brewing industry. *Biomass and Bioenergy*, 140 :105698, 09 2020.
- [4] Marion Carrier, Thomas Hugo, Johann Gorgens, and Hansie Knoetze. Comparison of slow and vacuum pyrolysis of sugar cane bagasse. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 90 :18–26, 01 2011.
- [5] Manoj Tripathi, Jaya Sahu, and Poobalan Ganesan. Effect of process parameters on production of biochar from biomass waste through pyrolysis : A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 55 :467–481, 03 2016.
- [6] Yuwen Zhou, Shiyi Qin, Shivpal Verma, Taner Sar, Surendra Sarsaiya, Balasubramani Ravindran, Tao Liu, Raveendran Sindhu, Anil Kumar Patel, Parameswaran Binod, Sunita Varjani, Reeta Rani Singhnia, Zengqiang Zhang, and Mukesh Kumar Awasthi. Production and beneficial impact of biochar for environmental application : A comprehensive review. *Bioresource Technology*, 337 :125451, 2021.
- [7] P.R. Yaashikaa, P. Senthil Kumar, Sunita Varjani, and A. Saravanan. A critical review on the biochar production techniques, characterization, stability and applications for circular bioeconomy. *Biotechnology Reports*, 28 :e00570, 2020.
- [8] Saleh Al Arni. Comparison of slow and fast pyrolysis for converting biomass into fuel. *Renewable Energy*, 124 :197–201, 2018. SI : Waste Biomass to Biofuel.
- [9] Tony Bridgwater and Cordner Peacocke. Fast pyrolysis processes for biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4 :1–73, 03 2000.
- [10] A.O. Balogun, Farid Sotoudehnia, and Armando Mcdonald. Thermo-kinetic, spectroscopic study of brewer's spent grains and characterisation of their pyrolysis products. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 127, 09 2017.

-
- [11] Ramin Azargohar, Sonil Nanda, Ajay Dalai, and Janusz Kozinski. Physico-chemistry of biochars produced through steam gasification and hydro-thermal gasification of canola hull and canola meal pellets. *Biomass and Bioenergy*, 120 :458–470, 01 2019.
- [12] Jagdish Gabhane, Vivek Bhange, Pravin Patil, Sneha Bankar, and Sachin Kumar. Recent trends in biochar production methods and its application as a soil health conditioner : a review. *SN Applied Sciences*, 2, 07 2020.
- [13] Anil Varma and Prasenjit Mondal. Pyrolysis of pine needles : effects of process parameters on products yield and analysis of products. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 131, 10 2017.
- [14] Hoon Chae Park, Byeong-Kyu Lee, Ho Yoo, and Hang Choi. Influence of operating conditions for fast pyrolysis and pyrolysis oil production in a conical spouted-bed reactor. *Chemical Engineering & Technology*, 42, 04 2019.
- [15] Wu-Jun Liu, Hong Jiang, and Han-Qing Yu. Development of biochar-based functional materials : Toward a sustainable platform carbon material. *Chemical Reviews*, 115(22) :12251–12285, 2015. PMID : 26495747.
- [16] Wenqi Li, Namal Wanninayake, Xin Gao, Mi Li, Yunqiao Pu, Doo-Young Kim, Arthur J. Ragauskas, and Jian Shi. Mechanistic insight into lignin slow pyrolysis by linking pyrolysis chemistry and carbon material properties. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(42) :15843–15854, 2020.
- [17] Wei-Chun Xu and Akira Tomita. The effects of temperature and residence time on the secondary reactions of volatiles from coal pyrolysis. *Fuel Processing Technology*, 21 :25–37, 1989.
- [18] Yogalakshmi K N, Poornima Devi T, Sivashanmugam P, Kavitha S, Yukesh Kannah R, Sunita Varjani, S. AdishKumar, Gopalakrishnan Kumar, and Rajesh Banu J. Lignocellulosic biomass-based pyrolysis : A comprehensive review. *Chemosphere*, 286 :131824, 2022.
- [19] Chun Chang, Zihan Liu, Pan Li, Xianhua Wang, Jiande Song, Shuqi Fang, and Shusheng Pang. Study on products characteristics from catalytic fast pyrolysis of biomass based on the effects of modified biochars. *Energy*, 229 :120818, 05 2021.
- [20] Leilei Dai, Liangliang Fan, Yuhuan Liu, Roger Ruan, Yunpu Wang, Yue Zhou, Yunfeng Zhao, and Zhenting Yu. Production of bio-oil and biochar from soapstock via microwave-assisted co-catalytic fast pyrolysis. *Bioresource Technology*, 225, 11 2016.
- [21] Yu-Fong Huang, Pei-Te Chiueh, Wen-Hui Kuan, and Shang-Lien Lo. Microwave pyrolysis of lignocellulosic biomass : Heating performance and reaction kinetics. *Energy*, 100 :137–144, 04 2016.
- [22] Tony Bridgwater. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass. *Chemical Engineering Journal*, 91 :87–102, 03 2003.

-
- [23] Trine M. H. Dabros, Magnus Zingler Stummann, Martin Høj, Peter Arendt Jensen, Jan-Dierk Grunwaldt, Jostein Gabrielsen, Peter M. Mortensen, and Anker Degn Jensen. Transportation fuels from biomass fast pyrolysis, catalytic hydrodeoxygenation, and catalytic fast hydrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science*, 68 :268–309, 2018.
- [24] Ayhan Demirbaş and Gönenç Arin. An overview of biomass pyrolysis. *Energy Sources - ENERG SOURCE*, 24 :471–482, 05 2002.
- [25] Gajanan Ghodake, Surendra Shinde, Avinash Kadam, Rijuta Saratale, Ganesh Saratale, Manu Kumar, Palem Ramasubba Reddy, Hind Al-Shwaiman, Abdallah Elgorban, Asad Syed, and Dae-Young Kim. Review on biomass feedstocks, pyrolysis mechanism and physicochemical properties of biochar : State-of-the-art framework to speed up vision of circular bioeconomy. *Journal of Cleaner Production*, 297 :126645, 03 2021.
- [26] Manoj Tripathi, Jaya Sahu, Poobalan Ganesan, and Tapas Dey. Effect of temperature on dielectric properties and penetration depth of oil palm shell (ops) and ops char synthesized by microwave pyrolysis of ops. *Fuel*, 153 :257–266, 03 2015.
- [27] Manoj Tripathi, Ashish Bhatnagar, Mubarak Mujawar, Jaya Sahu, and Poobalan Ganesan. Rsm optimization of microwave pyrolysis parameters to produce ops char with high yield and large bet surface area. *Fuel*, 277 :118184, 10 2020.
- [28] Su Shiung Lam, Xie Lee, Wai Nam, XueYee Phang, Rock KeeY Liew, Peter Yek, Yee Ho, Nyuk Ling Ma, and Mohd Rosli. Microwave vacuum pyrolysis conversion of waste mushroom substrate into biochar for use as growth medium in mushroom cultivation. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 94, 12 2018.
- [29] Nanwei Chen, Jie Ren, Ziwei Ye, Qizhi Xu, Jingyong Liu, and Shuiyu Sun. Study on vacuum pyrolysis of coffee industrial residue for bio-oil production. *IOP Conference Series : Earth and Environmental Science*, 59 :012065, 03 2017.
- [30] Esmaeil Yazdani, Seyed Hashemabadi, and Ashin Taghizadeh. Study of waste tire pyrolysis in a rotary kiln reactor in a wide range of pyrolysis temperature. *Waste Management*, 85 :195–201, 02 2019.
- [31] Katharina Kebelmann, Andreas Hornung, Ulf Karsten, and Gareth Griffiths. Intermediate pyrolysis and product identification by tga and py-gc/ms of green microalgae and their extracted protein and lipid components. *Biomass and Bioenergy*, 49 :38–48, 12 2012.
- [32] Gang Li, Fang Ji, Xue Bai, Yuguang Zhou, Renjie Dong, and Zhigang Huang. Comparative study on thermal cracking characteristics and bio-oil production from different microalgae (chlorella pyrenoidosa and schizochytrium limacinum) biomass by py-gc/ms. *International Journal of Agricultural and Biological Engineering*, 12 :208–213, 01 2019.
- [33] Magnus Stummann, Martin Høj, Jostein Gabrielsen, Lasse Clausen, Peter Jensen, and Anker Jensen. A perspective on catalytic hydrolysis of biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 143 :110960, 06 2021.

-
- [34] R. Galiasso, Y. González, and M. Lucena. New inverted cyclone reactor for flash hydrolysis. *Catalysis Today*, 220-222 :186–197, 2014. International Symposium on Advances in Hydroprocessing of Oil Fractions (ISAHOF 2013).
- [35] Suchithra Thangalazhy-Gopakumar, Sushil Adhikari, Ram Gupta, Maobing Tu, and Steven Taylor. Production of hydrocarbon fuels from biomass using catalytic pyrolysis under helium and hydrogen environments. *Bioresource technology*, 102 :6742–9, 06 2011.
- [36] Manigandan Sekar, Thangavel Mathimani, Avinash Alagumalai, Nguyen Chi, Duc Pham, Shashi Bhatia, Brindhadevi Kathirvel, and Arivalagan Pugazhendhi. A review on the pyrolysis of algal biomass for biochar and bio-oil – bottlenecks and scope. *Fuel*, 283, 09 2020.
- [37] F. Melligan, Michael HB Hayes, Witold Kwapinski, and James Leahy. A study of hydrogen pressure during hydrolysis of miscanthus x giganteus and online catalytic vapour upgrading with ni on zsm-5. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 103 :369–377, 09 2013.
- [38] Dengyu Chen, Anjiang Gao, Kehui Cen, Jie Zhang, Xiaobing Cao, and Zhongqing Ma. Investigation of biomass torrefaction based on three major components : Hemicellulose, cellulose, and lignin. *Energy conversion and management*, 169 :228–237, 2018.
- [39] Haimiao Yu, Ze Zhang, Zeshen Li, and Dezhen Chen. Characteristics of tar formation during cellulose, hemicellulose and lignin gasification. *Fuel*, 118 :250–256, 2014.
- [40] Peter M Molton and TF Demmitt. Reaction mechanisms in cellulose pyrolysis : a literature review. 1977.
- [41] Jake K Lindstrom, Juan Proano-Aviles, Patrick A Johnston, Chad A Peterson, Jackson S Stansell, and Robert C Brown. Competing reactions limit levoglucosan yield during fast pyrolysis of cellulose. *Green chemistry*, 21(1) :178–186, 2019.
- [42] Md Sumon Reza, Ashfaq Ahmed, Wahyu Caesarendra, Muhammad S Abu Bakar, Shahriar Shams, R Saidur, Navid Aslfattahi, and Abul K Azad. Acacia holosericea : an invasive species for bio-char, bio-oil, and biogas production. *Bioengineering*, 6(2) :33, 2019.
- [43] Xiaoxiao Yang, Yuying Zhao, Weipu Li, Rui Li, and Yulong Wu. Unveiling the pyrolysis mechanisms of hemicellulose : experimental and theoretical studies. *Energy & Fuels*, 33(5) :4352–4360, 2019.
- [44] Zeyu Li, Xiaoxiao Xu, and Qibin Li. A theoretical study on the mechanism of xylobiose during pyrolysis process. *Computational and Theoretical Chemistry*, 1117, 08 2017.
- [45] Wei Mu, Haoxi Ben, Art Ragauskas, and Yulin Deng. Lignin pyrolysis components and upgrading—technology review. *Bioenergy research*, 6 :1183–1204, 2013.
- [46] Ricardo Santos, Peter Hart, Hasan Jameel, and Hou-Min Chang. Wood based lignin reactions important to the biorefinery and pulp and paper industries. *Bioresources*, 8 :1456, 01 2013.
- [47] Mihai Brebu and Cornelia Vasile. Thermal degradation of lignin – a review. *Cellulose Chemistry and Technology*, 44 :353–363, 09 2010.

-
- [48] Youyou Yang, Youlong Wu, Jiajia Xu, Hehuan Peng, Xiaohuan Liu, Wenbiao Zhang, and Shurong Wang. In-depth comparison of the physicochemical characteristics of bio-char derived from biomass pseudo components : Hemicellulose, cellulose, and lignin. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 140, 03 2019.
- [49] Dasappa S. and Anand Shivapuji. *Biomass gasification : Thermochemical route to energetic bio-chemicals*, pages 305–332. 01 2022.
- [50] Ana Galindo, Electo Lora, Rubenildo Andrade, Sandra Giraldo, René Jaen, and Vladimir Cobas. Biomass gasification in a downdraft gasifier with a two-stage air supply : Effect of operating conditions on gas quality. *Biomass and Bioenergy*, 61, 02 2014.
- [51] Desika Prabakar, Varshini T. Manimudi, Subha Suvetha K, Swetha Sampath, Durga Madhab Mahapatra, Karthik Rajendran, and Arivalagan Pugazhendhi. Advanced biohydrogen production using pretreated industrial waste : Outlook and prospects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 96(C) :306–324, 2018.
- [52] Ghulamullah Maitlo, Imran Ali, Kashif Hussain Mangi, Safdar Ali, Hubdar Ali Maitlo, Imran Unar, and Abdul Pirzada. Thermochemical conversion of biomass for syngas production : Current status and future trends. *Sustainability*, 02 2022.
- [53] Halina Pawlak-Kruczek, Krystian Krochmalny, K. Mościcki, Jacek Zgóra, Michał Czerep, Michał Ostrycharczyk, and Lukasz Niedzwiecki. Torrefaction of various types of biomass in laboratory scale, batch-wise isothermal rotary reactor and pilot scale, continuous multi-stage tape reactor. *Engineering and Protection of Environment*, 20 :457–472, 10 2017.
- [54] Tumpa Sarker, Sonil Nanda, Ajay Dalai, and Venkatesh Meda. A review of torrefaction technology for upgrading lignocellulosic biomass to solid biofuels. *BioEnergy Research*, 14 :1–25, 06 2021.
- [55] J.A. Ruiz, M.C. Juárez, M.P. Morales, P. Muñoz, and M.A. Mendivil. Biomass gasification for electricity generation : Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18(C) :174–183, 2013.
- [56] Arvind Bisht and N. S. Thakur. *Pine Needles Biomass Gasification Based Electricity Generation for Indian Himalayan Region : Drivers and Barriers*, pages 47–59. 01 2020.
- [57] Timo Kivisaari, Pehr Björnbom, Christopher Sylwan, Bernard Jacquinet, Daniel Jansen, and Arend de Groot. The feasibility of a coal gasifier combined with a high-temperature fuel cell. *Chemical Engineering Journal*, 100 :167–180, 07 2004.
- [58] Sahar Safarian, Runar Unnthorsson, and Christiaan Richter. A review of biomass gasification modelling. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 110 :378–391, 08 2019.
- [59] Francesco Miccio, Federica Raganati, Paola Ammendola, Farouk Okasha, and Michele Miccio. Fluidized bed combustion and gasification of fossil and renewable slurry fuels. *Energies*, 14 :7766, 11 2021.

-
- [60] Maria Puig Arnavat, Joan Carles Bruno, and Alberto Coronas. Review and analysis of biomass gasification models. *renewable sustainable energy rev. Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14 :2841–2851, 05 2010.
- [61] Hossein Shahbeik, Alireza Shafizadeh, Marc Rosen, and Bert Sels. Exergy sustainability analysis of biomass gasification system : A critical review. *Biofuel Research Journal*, 9 :1592–1607, 04 2022.
- [62] Md Islam. A review of dolomite catalyst for biomass gasification tar removal. *Fuel*, 267, 01 2020.
- [63] David Laird. The charcoal vision : A win-win-win scenario for simultaneously producing bioenergy, permanently sequestering carbon, while improving soil and water quality. *Agronomy Journal*, 100 :178–181, 01 2008.
- [64] Jin Cha, Sung Park, Sang-Chul Jung, Changkook Ryu, Jong-Ki Jeon, Min-Chul Shin, and Young-Kwon Park. Production and utilization of biochar : A review. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 40, 06 2016.
- [65] Yang Xiao, Weicheng Ng, Belinda Wong, Gyeong Baeg, Chi-Hwa Wang, and Yong Sik Ok. Characterization and ecotoxicological investigation of biochar produced via slow pyrolysis : Effect of feedstock composition and pyrolysis conditions. *Journal of Hazardous Materials*, 365, 10 2018.
- [66] Duo Wang, Peikun Jiang, Haibo Zhang, and Wenqiao Yuan. Biochar production and applications in agro and forestry systems : A review. *Science of The Total Environment*, 723 :137775, 03 2020.
- [67] Dominic Woolf, James Amonette, F. Street-Perrott, Johannes Lehmann, and S. Joseph. Sustainable biochar to mitigate global climate change. *nat comm 1 :56. Nature communications*, 1 :56, 08 2010.
- [68] Melanie Kah, Gabriel Sigmund, Feng Xiao, and Thilo Hofmann. Sorption of ionizable and ionic organic compounds to biochar, activated carbon and other carbonaceous materials. *Water Research*, 124 :673–692, 08 2017.
- [69] Junting Pan, Junyi Ma, Limei Zhai, Luo Tao, Zili Mei, and Hongbin Liu. Achievements of biochar application for enhanced anaerobic digestion : A review. *Bioresource Technology*, 292 :122058, 08 2019.
- [70] Lei Wang, Liang Chen, Dan Tsang, Harn Kua, Jian Yang, Yong Sik Ok, Shiming Ding, Deyi Hou, and Chi Sun Poon. The roles of biochar as green admixture for sediment-based construction products. *Cement and Concrete Composites*, 104 :103348, 06 2019.
- [71] Qiang Hu, Janelle Jung, Dexiang Chen, Ken Leong, Shuang Song, Fanghua Li, Babu Mohan, Zhiyi Yao, Arun Prabhakar, Xuan Lin, Ee Yang Lim, Le Zhang, Souradeep Gupta, Yong Sik Ok, Harn Kua, Sam Li, Hugh Tan, Yanjun Dai, Yen Tong, and Chi-Hwa Wang. Biochar industry to circular economy. *Science of The Total Environment*, 757 :143820, 11 2020.

-
- [72] David Laird, Robert Brown, James Amonette, and Johannes Lehmann. Review of the pyrolysis platform for coproducing bio-oil and biochar. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 3 :547 – 562, 09 2009.
- [73] Johannes Lehmann. A handful of carbon. *Nature*, 447 :143–4, 06 2007.
- [74] Sebastian Meyer, Bruno Glaser, and Peter Quicker. Technical, economical, and climate-related aspects of biochar production technologies : A literature review. *Environmental science & technology*, 45 :9473–83, 09 2011.
- [75] Saran Sohi, E. Krull, Elisa Lopez-Capel, and Roland Bol. A review of biochar and its use and function in soil. *Advances in Agronomy - ADVAN AGRON*, 105 :47–82, 12 2010.
- [76] Natália Figueredo, Liovando Costa, Leônidas Melo, Evair Siebeneichler, and Jairo Tronto. Characterization of biochars from different sources and evaluation of release of nutrients and contaminants. *REVISTA CIÊNCIA AGRONÔMICA*, 48, 07 2017.
- [77] Bruno Glaser, Johannes Lehmann, and Wolfgang Zech. Ameliorating physical and chemical properties of highly weathered soils in the tropics with charcoal – a review. *Biology and Fertility of Soils*, 35, 06 2002.
- [78] Naba Raj Pandit, Jan Mulder, Sarah Hale, Vegard Martinsen, Hans-Peter Schmidt, and Gerard Cornelissen. Biochar improves maize growth by alleviation of nutrient stress in a moderately acidic low-input nepalese soil. *Science of The Total Environment*, 625, 01 2018.
- [79] Tapan Purakayastha, Tanumoy Bera, Debarati Bhaduri, Binoy Sarkar, Sanchita Mandal, Peter Wade, Savita Chauhan, Sunanda Biswas, Manoj Menon, H. Pathak, and Dan Tsang. A review on biochar modulated soil condition improvements and nutrient dynamics concerning crop yields : Pathways to climate change mitigation and global food security. *Chemosphere*, 227, 03 2019.
- [80] Badr A. Mohamed, Naoko Ellis, Chang Soo Kim, Xiaotao Bi, and Ahmed El raie Emam. Engineered biochar from microwave-assisted catalytic pyrolysis of switchgrass for increasing water-holding capacity and fertility of sandy soil. *Science of The Total Environment*, 566-567 :387–397, 2016.
- [81] Muhammad Rizwan, Shafaqat Ali, Muhammad Zia-ur Rehman, Jörg Rinklebe, Dan Tsang, Arooj Bashir, Arosha Maqbool, F. Tack, and Yong Sik Ok. Cadmium phytoremediation potential of brassica crop species : A review. *Science of The Total Environment*, 631, 03 2018.
- [82] Jana Růžičková, Silvie Koval, Helena Raclavská, Marek Kuchel, Barbora Švédová, Konstantin Raclavsky, Dagmar Juchelková, and Fabrizio Scala. A comprehensive assessment of potential hazard caused by organic compounds in biochar for agricultural use. *Journal of Hazardous Materials*, 403 :123644, 08 2020.
- [83] Mauricio Tratsch, Carlos Ceretta, Leandro Souza da Silva, Paulo Ferreira, and Gustavo Brunetto. Composition and mineralization of organic compost derived from composting of fruit and vegetable waste. *Revista Ceres*, 66 :307–315, 08 2019.

-
- [84] Julia Gaskin, R. Speir, Keith Harris, K.C. Das, Robert Lee, Lawrence Morris, and Dwight Fisher. Effect of peanut hull and pine chip biochar on soil nutrients, corn nutrient status, and yield. *Agronomy journal*, 102, 03 2010.
- [85] Lu Zhang and Xiangyang Sun. Changes in physical, chemical, and microbiological properties during the two-stage co-composting of green waste with spent mushroom compost and biochar. *Bioresource Technology*, 171 :274–284, 11 2014.
- [86] Miguel Sánchez-Monedero, Maria Luz Cayuela, Asuncion Roig, Keiji Jindo, Claudio Mondini, and Nanthi Bolan. Role of biochar as an additive in organic waste composting. *Bioresource Technology*, 247, 10 2017.
- [87] Wojciech Czekala, Krystyna Malinska, Rafaela Cáceres, Damian Janczak, Jacek Dach, and Andrzej Lewicki. Co-composting of poultry manure mixtures amended with biochar - the effect of biochar on temperature and c-co2 emission. *Bioresource Technology*, 200, 11 2015.
- [88] Jerry Anae, Nafees Ahmad, Vinod Kumar, Vijay Thakur, Tony Gutierrez, Xiao Yang, Chao Cai, Zhugen Yang, and Frédéric Coulon. Recent advances in biochar engineering for soil contaminated with complex chemical mixtures : Remediation strategies and future perspectives. *Science of The Total Environment*, 767 :144351, 12 2020.
- [89] Rosa Pérez, Gema Cabrera, J. Gómez, A. Abalos, and Cantero D. Combined strategy for the precipitation of heavy metals and biodegradation of petroleum in industrial wastewaters. *Journal of hazardous materials*, 182 :896–902, 10 2010.
- [90] Ambreen Ahmed. Heavy metal pollution – a mini review. *Journal of Bacteriology & Mycology : Open Access*, 6, 05 2018.
- [91] Khalid Alaboudi, Berhan Ahmed, and Graham Brodie. Effect of biochar on pb, cd and cr availability and maize growth in artificial contaminated soil. *Annals of Agricultural Sciences*, 64, 05 2019.
- [92] Luke Beesley, Eduardo Moreno-Jiménez, and Jose Gomez-Eyles. Effects of biochar and green-waste compost amendments on mobility, bioavailability and toxicity of inorganic and organic contaminants in a multi-element polluted soil. *Environmental pollution (Barking, Essex : 1987)*, 158 :2282–7, 03 2010.
- [93] Xiaoyun Xu, Xinde Cao, and Ling Zhao. Comparison of rice husk- and dairy manure-derived biochars for simultaneously removing heavy metals from aqueous solutions : Role of mineral components in biochars. *Chemosphere*, 92(8) :955–961, 2013.
- [94] Souradeep Gupta and Harn Kua. Factors determining the potential of biochar as a carbon capturing and sequestering construction material : Critical review. *Journal of Materials in Civil Engineering*, 29 :04017086, 04 2017.
- [95] Hidetoshi Asai, Benjamin K. Samson, Haefele M. Stephan, Khamdok Songyikhansuthor, Koki Homma, Yoshiyuki Kiyono, Yoshio Inoue, Tatsuhiko Shiraiwa, and Takeshi Horie. Biochar amendment techniques for upland rice production in northern laos : 1. soil physical properties, leaf spad and grain yield. *Field Crops Research*, 111(1) :81–84, 2009.

-
- [96] Anh Tuan Hoang, Hwai Chyuan Ong, I. M. Rizwanul Fattah, Cheng Tung Chong, Chin Kui Cheng, R. Sakthivel, and Yong Sik Ok. Progress on the lignocellulosic biomass pyrolysis for biofuel production toward environmental sustainability. *Fuel Processing Technology*, 223 :106997, 2021.
- [97] Yoonah Jeong, Ye-Eun Lee, and I-Tae Kim. Characterization of sewage sludge and food waste-based biochar for co-firing in a coal-fired power plant : A case study in Korea. *Sustainability*, 12(22), 2020.
- [98] Mingming Zhu, Zhezi Zhang, Pengfei Liu, and Dongke Zhang. Rheological properties and ignition and combustion characteristics of biochar–algae–water slurry fuels. *Journal of Energy Resources Technology*, 140(6) :062203, 2018.
- [99] Mingming Zhu, Zhezi Zhang, Pengfei Liu, and Dongke Zhang. Rheological properties and ignition and combustion characteristics of biochar–algae–water slurry fuels. *Journal of Energy Resources Technology*, 140(6) :062203, 2018.
- [100] Elisabeth Schröder. Experiments on the pyrolysis of large beechwood particles in fixed beds. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 71 :669–694, 06 2004.
- [101] Caglayan Acikgoz, Ozlem Onay, and O. Kockar. Fast pyrolysis of linseed : Product yields and compositions. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis - J ANAL APPL PYROL*, 71 :417–429, 06 2004.
- [102] Mausam Verma, Stéphane Godbout, Khushwinder Brar, Olga Solomatnikova, S. Lemay, and Jean-Pierre Larouche. Biofuels production from biomass by thermochemical conversion technologies. *International Journal of Chemical Engineering*, 2012, 04 2012.
- [103] Ahmed Elnour, Abdulaziz Alghyamah, Hamid Shaikh, Anesh Poulouse, Saeed al zahrani, Arfat Anis, and Mohammad Al-Wabel. Effect of pyrolysis temperature on biochar microstructural evolution, physicochemical characteristics, and its influence on biochar/polypropylene composites. *Applied Sciences*, 9 :1149, 03 2019.
- [104] Edward Armah, Maggie Chetty, Jeremiah Adedeji, Denzil Estrice, Boldwin Mutsvene, Nikita Singh, and Zikhona Tshemese. *Biochar : Production, Application and the Future*. 06 2022.
- [105] Hengjun Gai, Peiyi Yang, Qiang Zhang, Mengqi Lin, Hongbing Song, Meng Xiao, Tingting Huang, and Quanhong Zhu. Dual-dense gas-solid circulating fluidized bed reactor. *Fuel*, 337 :126872, 11 2022.
- [106] Jia Chew, William Lamarche, and Ray Cocco. 100 years of scaling up fluidized bed and circulating fluidized bed reactors. *Powder Technology*, 409 :117813, 08 2022.
- [107] Hamid Arastoopour, Dimitri Gidaspow, and Robert Lyckowski. *Circulating Fluidized Beds for Catalytic Reactors*, pages 129–147. 01 2022.
- [108] Seungyeong Choi, Hokyu Moon, Namkyu Lee, Kiwoong Kim, Yong-Ki Park, and Hyung Hee Cho. Thermal design of dual circulating fluidized bed reactors for a large-scale CO₂ capture system. *Applied Thermal Engineering*, 171 :115114, 02 2020.

-
- [109] Tony Bridgwater, A.J. Toft, and J. Brammer. A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 6 :181–246, 09 2002.
- [110] Günay Özbay, Ayhan Ozcifci, Araştırma Makalesi, Research, and Article Özbay. Pol İteknik dergisi journal of polytechnic vacuum pyrolysis of woody biomass to bio-oil production odusu biyokütleden vakum piroliz ile biyoyakıt üretimi vacuum pyrolysis of woody biomass to bio-oil production highlights declaration of ethical standards vacuum pyrolysis of woody biomass to bio-oil production. pages 1257–1261, 10 2021.
- [111] Wedja Vieira, Mozart Bispo, Gustavo Amaral, Marina Farias, Samara Melo, Arthur Almeida, Sandra Carvalho, Wagner Pimentel, M. Vieira, Maria Araújo, Joao Soletti, and Tatiane Baliano. Evaluation of the use of pyroligneous extract obtained from vacuum pyrolysis of residual biomass for onychomycosis treatment. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 08 2023.
- [112] Symphorien Tchimoé Kemle, Charles Chelem Mayigué, Hermann Chopkap Noume, and Germaine Djuidje Kenmoé. A 1d numerical model for lauan wood combustion in a 12-cm refractory wall cookstove. *Biomass Conversion and Biorefinery*, pages 1–14, 2023.
- [113] Kailasnath Sutar, Sangeeta Kohli, Ravi M R, and Anjan Ray. Biomass cookstoves : A review of technical aspects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 41 :1128–1166, 01 2015.
- [114] Tania Urmeé and Samuel Gyamfi. A review of improved cookstove technologies and programs. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 33 :625–635, 05 2014.
- [115] RIDS-Nepal Rural Integrated Development Services. Smokeless metal stove (sms), 2013.
- [116] Ouest Atlantis. Le feu à 3 pierres. <https://guinee.ouest-atlantis.com/feu-3-pierres.html>, 2020. Consulté le 16 mai 2025.
- [117] Guido De Lepeleire, K Krishna Prasad, P Verhaart, and P Visser. A woodstove compendium. 1981.
- [118] HS Mukunda. *Understanding clean energy and fuels from biomass*. Wiley India, 2011.
- [119] Milind P. Kshirsagar and Vilas R. Kalamkar. A comprehensive review on biomass cookstoves and a systematic approach for modern cookstove design. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 30 :580–603, 2014.
- [120] Douglas F Barnes, Priti Kumar, and Keith Openshaw. *Cleaner hearths, better homes : new stoves for India and the developing world*. India, 2012.
- [121] Md Lutfor Rahman. *Improved cooking stoves in South Asia*. SAARC Energy Centre, 2010.
- [122] Stephen Karekezi and Patience Turyareeba. Woodstove dissemination in eastern africa—a review. *Energy for Sustainable Development*, 1(6) :12–19, 1995.
- [123] WF Sulilatu. Danger signals to human health. Technical report, 1984.
- [124] Kirk R Smith. Biofuels, air pollution, and health : a global review. 2013.

-
- [125] Jyoti Parikh, Kalpana Balakrishnan, Vijay Laxmi, and Haimanti Biswas. Exposure from cooking with biofuels : pollution monitoring and analysis for rural tamil nadu, india. *Energy*, 26(10) :949–962, 2001.
- [126] Nordica MacCarty, Damon Ogle, Dean Still, Tami Bond, and Christoph Roden. A laboratory comparison of the global warming impact of five major types of biomass cooking stoves. *Energy for sustainable development*, 12(2) :56–65, 2008.
- [127] Stephen S Lim, Theo Vos, Abraham D Flaxman, Goodarz Danaei, Kenji Shibuya, Heather Adair-Rohani, Mohammad A AlMazroa, Markus Amann, H Ross Anderson, Kathryn G Andrews, et al. A comparative risk assessment of burden of disease and injury attributable to 67 risk factors and risk factor clusters in 21 regions, 1990–2010 : a systematic analysis for the global burden of disease study 2010. *The lancet*, 380(9859) :2224–2260, 2012.
- [128] Ilse Ruiz-Mercado, Omar Masera, Hilda Zamora, and Kirk R Smith. Adoption and sustained use of improved cookstoves. *Energy policy*, 39(12) :7557–7566, 2011.
- [129] Chandra Venkataraman, Ambuj D Sagar, Gazala Habib, Nick Lam, and Kirk R Smith. The indian national initiative for advanced biomass cookstoves : the benefits of clean combustion. *Energy for sustainable development*, 14(2) :63–72, 2010.
- [130] Kirk R Smith. What’s cooking? a brief update. *Energy for sustainable development*, 14(4) :251–252, 2010.
- [131] K Stroad Ament and S Joseph. Wood conserving cook stoves : a design guide. 1980.
- [132] SK Sharma. Improved solid biomass burning cookstoves : a development manual. 1993.
- [133] K Krishna Prasad and P Verhaart. Wood heat for cooking. 1983.
- [134] P Verhaart. On designing woodstoves. *Proceedings of the Indian Academy of Sciences Section C : Engineering Sciences*, 5 :287–326, 1982.
- [135] Paulus Josephus Theodorus Bussmann et al. *Woodstoves : theory and applications in developing countries*. 1988.
- [136] DJ van der Heeden and CE Krist-Spit. *From Design to Cooking : Some Studies on Cookstoves*. Eindhoven University of Technology, Departments of Applied Physics., 1985.
- [137] CR Chaplin. Wood burning stoves : Material selection and thermal shock testing of fired ceramic bodies. *Proceedings of the Indian Academy of Sciences Section C : Engineering Sciences*, 6 :47–58, 1983.
- [138] K Krishna Prasad, Eric Sangen, and Paul Visser. Woodburning cookstoves. In *Advances in Heat transfer*, volume 17, pages 159–317. Elsevier, 1985.
- [139] Samuel F Baldwin. *Biomass stoves : engineering design, development, and dissemination*. Volunteers in Technical Assistance Arlington, VA, 1987.
- [140] Mark Bryden, Dean Still, Peter Scott, Geoff Hoffa, Damon Ogle, R Bailis, and Ken Goyer. Design principles for wood burning cook stoves, aprovecho research center/shell foundation/-partnership for clean indoor air. Technical report, USEPA EPA-402-K-05_004, 2005.

-
- [141] SC Bhattacharya and M Augustus Leon. Prospects for biomass gasifiers for cooking applications in asia. In *World Renewable Energy Regional Conference, Jakarta, Indonesia, 18-21 April 2005*, 2005.
- [142] G De Lepeleire and M Christiaens. Heat transfer and cooking woodstove modelling. *Proceedings of the Indian Academy of Sciences Section C : Engineering Sciences*, 6 :35–46, 1983.
- [143] PPS Gusain et al. *Cooking energy in India*. Vikas Publishing House Private Limited, 1990.
- [144] Milind P Kshirsagar and Vilas R Kalamkar. A comprehensive review on biomass cookstoves and a systematic approach for modern cookstove design. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 30 :580–603, 2014.
- [145] S Varunkumar. *Packed bed gasification-combustion in biomass based domestic stoves and combustion systems*. PhD thesis, 2014.
- [146] Sangeeta Kohli and MR Ravi. Biomass stoves : a review. *SESI journal*, 6(2) :101–145, 1996.
- [147] SK Sharma, BPS Sethi, and Suneeta Chopra. Thermal performance of the “rohini”—an improved wood cookstove. *Energy conversion and management*, 30(4) :409–419, 1990.
- [148] David Hegarty. Satisfying a burning need. *Phillips Research Magazine*, 28 :28–31, 2006.
- [149] RY Nuwayhid and R Hamade. Design and testing of a locally made loop-type thermosyphonic heat sink for stove-top thermoelectric generators. *Renewable Energy*, 30(7) :1101–1116, 2005.
- [150] SM O’Shaughnessy, MJ Deasy, JV Doyle, and AJ Robinson. Field trial testing of an electricity-producing portable biomass cooking stove in rural malawi. *Energy for Sustainable development*, 20 :1–10, 2014.
- [151] (2013) Envirofit. Winter 2013 envirofit product overview., February 2013.
- [152] Edwin Adkins, Erika Tyler, Jin Wang, David Siriri, and Vijay Modi. Field testing and survey evaluation of household biomass cookstoves in rural sub-saharan africa. *Energy for sustainable development*, 14(3) :172–185, 2010.
- [153] Francesco Vitali, Mentore Vaccari, and Angelo Mazzù. Improved cookstove as an appropriate technology for the logone valley (chad-cameroon) : Analysis of fuel and cost savings. *Renewable Energy*, 47 :45–54, 11 2012.
- [154] World Bank. *Improved cookstoves and better health in Bangladesh : Lessons from household energy and sanitation programs*. World Bank, 2010.
- [155] Nicholas J Goodwin, Sarah Ellen O’Farrell, Kirstie Jago, Jonathan Rouse, Elisa Roma, Adam Biran, and Eric A Finkelstein. The use of behaviour change techniques in clean cooking interventions to achieve health, economic and environmental impact. *A review of the evidence and scorecard of effectiveness*, 2015.
- [156] Omar R Masera, Rodolfo Díaz, and Víctor Berrueta. From cookstoves to cooking systems : the integrated program on sustainable household energy use in mexico. *Energy for Sustainable Development*, 9(1) :25–36, 2005.

-
- [157] Onil-International. The onil stove., March, 2013.
- [158] Arafat A. Bhuiyan and Jamal Naser. Cfd modelling of co-firing of biomass with coal under oxy-fuel combustion in a large scale power plant. *Fuel*, 159 :150–168, 2015.
- [159] M. Buchmayr, J. Gruber, M. Hargassner, and C. Hochenauer. Performance analysis of a steady flamelet model for the use in small-scale biomass combustion under extreme air-staged conditions. *Journal of the Energy Institute*, 91(4) :534–548, 2018.
- [160] Gabriel Fernando García Sánchez, Jorge Luis Chacón Velasco, and Arlex Chaves Guerrero. Modelado de la combustión en motores diésel : revisión del estado del arte. *Revista ION*, 26(1), sep. 2013.
- [161] Henk Kaarle Versteeg and Weeratunge Malalasekera. *An introduction to computational fluid dynamics : the finite volume method*. Pearson education, 2007.
- [162] Andrea Dernbecher, Alba Dieguez-Alonso, Andreas Ortwein, and Fouzi Tabet. Review on modelling approaches based on computational fluid dynamics for biomass combustion systems : Focus on fixed bed and moving grate systems. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 9 :129–182, 2019.
- [163] Hassan Khodaei, Yasir M. Al-Abdeli, Ferdinando Guzzomi, and Guan H. Yeoh. An overview of processes and considerations in the modelling of fixed-bed biomass combustion. *Energy*, 88 :946–972, 2015.
- [164] M.A. Gómez, J. Porteiro, D. Patiño, and J.L. Míguez. Cfd modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion. *Fuel*, 117 :716–732, 2014.
- [165] Miguel Ángel Gómez Rodríguez. *Contribuciones al desarrollo de un modelo de simulación de combustión de sólidos*. PhD thesis, Universidade de Vigo, 2014.
- [166] Gabriel Fernando García Sánchez, Jorge Luis Chacón Velasco, Yesid Javier Rueda-Ordoñez, David Alfredo Fuentes Díaz, and Jairo René Martínez Morales. Solid biomass combustion modeling : Bibliometric analysis and literature review of the latest developments in openfoam based simulations. *Bioresource Technology Reports*, 15 :100781, 2021.
- [167] Md R Karim and J Naser. Progress in numerical modelling of packed bed biomass combustion. In *Proceedings of the 19th Australasian Fluid Mechanics Conference, Melbourne, Australia*, volume 811, page 14, 2014.
- [168] Y.B. Yang, V.N. Sharifi, and J. Swithenbank. Numerical simulation of the burning characteristics of thermally-thick biomass fuels in packed-beds. *Process Safety and Environmental Protection*, 83(6) :549–558, 2005.
- [169] J. Collazo, J. Porteiro, J.L. Míguez, E. Granada, and M.A. Gómez. Numerical simulation of a small-scale biomass boiler. *Energy Conversion and Management*, 64 :87–96, 2012. IREC 2011, The International Renewable Energy Congress.
- [170] M.A. Gómez, J. Porteiro, D. De la Cuesta, D. Patiño, and J.L. Míguez. Dynamic simulation of a biomass domestic boiler under thermally thick considerations. *Energy Conversion and Management*, 140 :260–272, 2017.

-
- [171] Md. Rezwanul Karim and Jamal Naser. Cfd modelling of combustion and associated emission of wet woody biomass in a 4 mw moving grate boiler. *Fuel*, 222 :656–674, 2018.
- [172] Md. Rezwanul Karim and Jamal Naser. Numerical study of the ignition front propagation of different pelletised biomass in a packed bed furnace. *Applied Thermal Engineering*, 128 :772–784, 2018.
- [173] Martin Miltner, Aleksander Makaruk, Michael Harasek, and Anton Friedl. Computational fluid dynamic simulation of a solid biomass combustor : modelling approaches. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 10 :165–174, 2008.
- [174] Arafat A. Bhuiyan, Md. Rezwanul Karim, and Jamal Naser. Chapter 11 - modeling of solid and bio-fuel combustion technologies. In M. Masud K. Khan and Nur M.S. Hassan, editors, *Thermofluid Modeling for Energy Efficiency Applications*, pages 259–309. Academic Press, 2016.
- [175] Gabriel García-Sánchez, Jorge Chacón-Velasco, David Fuentes-Díaz, Julián Jaramillo-Ibarra, and Jairo Martínez-Morales. Cfd modelling of biomass boilers-a review of the state of the art. *Respuestas*, 25(3) :262–273, 2020.
- [176] Goong Chen, Qingang Xiong, Philip J Morris, Eric G Paterson, Alexey Sergeev, and Y Wang. Openfoam for computational fluid dynamics. *Notices of the AMS*, 61(4) :354–363, 2014.
- [177] Hrvoje Jasak, Aleksandar Jemcov, Zeljko Tukovic, et al. Openfoam : A c++ library for complex physics simulations. In *International workshop on coupled methods in numerical dynamics*, volume 1000, pages 1–20, 2007.
- [178] Hrvoje Jasak. Openfoam : Open source cfd in research and industry. *International Journal of Naval Architecture and Ocean Engineering*, 1(2) :89–94, 2009.
- [179] Fadl Moukalled, Luca Mangani, Marwan Darwish, F Moukalled, L Mangani, and M Darwish. *The finite volume method*. Springer, 2016.
- [180] R Kasper. Particle simulation with openfoam® introduction, fundamentals and applications, 2017.
- [181] Anqi Zhou, Hongpeng Xu, Wenming Yang, Yaojie Tu, Mingchen Xu, Wenbin Yu, Siah Keng Boon, and Prabakaran Subbaiah. Numerical study of biomass grate boiler with coupled time-dependent fuel bed model and computational fluid dynamics based freeboard model. *Energy & fuels*, 32(9) :9493–9505, 2018.
- [182] Neil TM Duffy and John A Eaton. Investigation of factors affecting channelling in fixed-bed solid fuel combustion using cfd. *Combustion and flame*, 160(10) :2204–2220, 2013.
- [183] Yannick Menard. *Modelisation de l'incinération sur grille d'ordures ménagères et approche thermodynamique du comportement des métaux lourds*. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Lorraine-INPL, 2003.
- [184] J Collazo, J Porteiro, D Patiño, and E Granada. Numerical modeling of the combustion of densified wood under fixed-bed conditions. *Fuel*, 93 :149–159, 2012.

-
- [185] Rui Sun, Tamer M Ismail, Xiaohan Ren, and M Abd El-Salam. Numerical and experimental studies on effects of moisture content on combustion characteristics of simulated municipal solid wastes in a fixed bed. *Waste management*, 39 :166–178, 2015.
- [186] MA Gómez, J Porteiro, D Patiño, and JL Míguez. Cfd modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion. *Fuel*, 117 :716–732, 2014.
- [187] Biljana Miljković, Ivan Pešenjanski, and Marija Vićević. Mathematical modelling of straw combustion in a moving bed combustor : A two dimensional approach. *Fuel*, 104 :351–364, 2013.
- [188] Chungen Yin, Lasse A Rosendahl, and Søren K Kær. Grate-firing of biomass for heat and power production. *Progress in Energy and combustion Science*, 34(6) :725–754, 2008.
- [189] C. Agbangla, P. Dumargue, P. Humeau, and M.F. Morin. Etude de la validite de la loi de fick pour le transfer de matiere dans un fluide viscoelastique. *Electrochimica Acta*, 26(11) :1575–1586, 1981.
- [190] J Cooper and WLH Hallett. A numerical model for packed-bed combustion of char particles. *Chemical Engineering Science*, 55(20) :4451–4460, 2000.
- [191] Hassan Khodaei, Yasir M Al-Abdeli, Ferdinando Guzzomi, and Guan H Yeoh. An overview of processes and considerations in the modelling of fixed-bed biomass combustion. *Energy*, 88 :946–972, 2015.
- [192] Ramin Mehrabian, Ali Shiehnejadhesar, Robert Scharler, and Ingwald Obernberger. Multi-physics modelling of packed bed biomass combustion. *Fuel*, 122 :164–178, 2014.
- [193] Paweł Jan Żuk, Bartosz Tużnik, Tadeusz Rymarz, Kamil Kwiatkowski, Marek Dudyński, Flavio CC Galeazzo, and Guenther C Krieger Filho. Openfoam solver for thermal and chemical conversion in porous media. *Computer Physics Communications*, 278 :108407, 2022.
- [194] K Kwiatkowski, PJ Zuk, K Bajer, and M Dudynski. Biomass gasification solver based on openfoam. *Comput. Phys. Commun.*, pages 1–29, 2013.
- [195] Mohamed Ali. *Etude expérimentale et modélisation de la combustion de biocombustibles solides issus de la biomasse lignocellulosique sur lit fixe*. PhD thesis, Université de Monastir, 2021.
- [196] Kenneth K Kuo. Principles of combustion. 1986.
- [197] Jian Gao, Xiaobin Qi, Dongke Zhang, Tsuneyoshi Matsuoka, and Yuji Nakamura. Propagation of glowing combustion front in a packed bed of activated carbon particles and the role of co oxidation. *Proceedings of the Combustion Institute*, 38(3) :5023–5032, 2021.
- [198] Maasoud Kaviany. *Principles of heat transfer in porous media*. Springer Science & Business Media, 2012.
- [199] Michael F Modest and Sandip Mazumder. *Radiative heat transfer*. Academic press, 2021.

-
- [200] Krishnan Radhakrishnan and Alan C Hindmarsh. Description and use of lsode, the livermore solver for ordinary differential equations. Technical report, 1993.
- [201] Christophe Geuzaine and Jean-François Remacle. Gmsh : A 3-d finite element mesh generator with built-in pre-and post-processing facilities. *International journal for numerical methods in engineering*, 79(11) :1309–1331, 2009.
- [202] Jean Lachaud and Nagi N Mansour. Porous-material analysis toolbox based on openfoam and applications. *Journal of Thermophysics and Heat Transfer*, 28(2) :191–202, 2014.
- [203] Jean Lachaud, Tom van Eekelen, James B Scoggins, Thierry E Magin, and Nagi N Mansour. Detailed chemical equilibrium model for porous ablative materials. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 90 :1034–1045, 2015.
- [204] Jean Lachaud, James B Scoggins, Thierry E Magin, MG Meyer, and Nagi N Mansour. A generic local thermal equilibrium model for porous reactive materials submitted to high temperatures. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 108 :1406–1417, 2017.
- [205] Raad I Issa. Solution of the implicitly discretised fluid flow equations by operator-splitting. *Journal of computational physics*, 62(1) :40–65, 1986.
- [206] Donghoon Shin and Sangmin Choi. The combustion of simulated waste particles in a fixed bed. *Combustion and flame*, 121(1-2) :167–180, 2000.
- [207] Amir Houshang Mahmoudi, Miladin Markovic, Bernhard Peters, and Gerrit Brem. An experimental and numerical study of wood combustion in a fixed bed using euler–lagrange approach (xdem). *Fuel*, 150 :573–582, 2015.

Publication issue de la thèse

Symphorien Tchimoé Kemle, Charles Chelem Mayigué, Hermann Chopkap Noume et Germaine Djuidje Kenmoé (2024). A 1D numerical model for Lauan wood combustion in a 12-cm refractory wall cookstove. *Biomass Conversion and Biorefinery*, volume 14, numéro 19, pages 24281–24294.

DOI : <https://doi.org/10.1007/s13399-023-04566-2>



A 1D numerical model for Lauan wood combustion in a 12-cm refractory wall cookstove

Symphorien Tchimoé Kemle^{1,2,3} · Charles Chelem Mayigué⁴ · Hermann Chopkap Noume¹ · Germaine Djuidje Kenmoé¹

Received: 28 March 2023 / Revised: 21 June 2023 / Accepted: 29 June 2023
© The Author(s), under exclusive licence to Springer-Verlag GmbH Germany, part of Springer Nature 2023

Abstract

This work focuses on the development of a one-dimensional, two-phase (solid–gas) model dedicated to the numerical description of Lauan wood combustion in a 12-cm refractory wall cookstove. The numerical model uses a backward differentiation formula based on Euler method for space discretization. To be able to solve the stiffness of the system of transport equations, the Livermore solver for ordinary differential equation (LSODE) is used for temporal terms. The mathematical model is based on global reaction kinetics, mass, and energy balances. This model is capable of iteratively predicting solid bed temperature, gas production and consumption, and solid mass variation along the reactor main axis over time. The steps of solid combustion (drying, pyrolysis, oxidation of the char, and devolatilization gases) are considered. Fixed bed ignition is well described according to literature. The refractory impact on the progressive increase of maximum temperatures (range from 900 to 1200°C) reached by the bed as the combustion front moves downwards is clearly observed. The system is not close. The rapid cooling of the stove at the end of the combustion process due to a permanent supply of external fresh air is described. The present one-dimensional model shows very good agreement with experimental data and exhibits good capabilities in regard to the design and conception of fixed bed improved cookstoves by engineers.

Keywords Multiphasic combustion · Improved stove · Fixed bed · Wood combustion · CFD modeling

✉ Symphorien Tchimoé Kemle
ktchimoés@yahoo.com
Charles Chelem Mayigué
charleschelem@gmail.com
Hermann Chopkap Noume
noumher@gmail.com
Germaine Djuidje Kenmoé
kdjuidje@yahoo.fr

- ¹ Energy, Electrical and Electronic Systems Laboratory, Department of Physics, Faculty of Sciences, University of Yaounde I, P.O. Box 812, Yaounde, Cameroon
² National Committee for Development of Technologies (NCDT), Ministry of Scientific Research and Innovation, Box 1457, Yaounde, Cameroon
³ Laboratory of Fundamental Mechanics and Complex Systems, Faculty of Science, University of Yaounde I, Box 812, Yaounde, Cameroon
⁴ Laboratory of Thermo-Fluid Dynamics, Department of Physics, Faculty of Sciences, University of Maroua, P.O. Box 814, Maroua, Cameroon

Nomenclature

1, 2, 3 – D	One, two or three dimension
ϵ_b	Porosity of fuel bed
λ_g	Thermal conductivity of gas
λ_s	Thermal conductivity of solid
μ_g	Dynamic viscosity of gas
Ω_{act}	Ash Factor
C_S	Solid char
CFD	Computational fluid dynamics
D_i	Mass diffusion coefficient of species i
d_p	Particle diameter (m)
d_x	Space step (m)
E_a	Activation energy (J)
h	Convective heat transfer coefficient (W/m ² K)
h_{ig}^o	Enthalpy of formation of species i (J/mol)
H_b	Humidity on crude
H_s	Humidity on dry
k	Bed conductivity coefficient
L_{vap}	Latent heat of vaporization of water (J/kg)

<i>LSODE</i>	Livermore Solver of Ordinary Differential Equations
M_i	Molar mass of species i (g/mol)
P_{O_2}	Partial pressure of oxygen (Pa)
R	Gas constant
R_{Y_i}	Transport equation Source term of specie i
ρ_{o_i}	Density of body i (kg/m ³)
S	Bed and particle exchange surface (m ² /m ³)
T	Temperature of solid and gas (K)
t	Time (s)
T_0	Initial value of T (K)
T_a	Ambient temperature (K)
T_a	Ambient temperature (K)
T_p	Pilot temperature (K)
v_g	Superficial Speed of gas (m/s)
W_{iS}	Term source of the transport equation of T
$Y_{i,0}$	Initial value of Y_i
Y_i	Mass fraction of species i

1 Introduction

Over the past decades, the world has seen a continuous escalation in energy demand which induced a faster depletion of crude oil reserves, natural gas, and coal along with an aggregate unfavorable repercussions of fossil fuels on the environment. This energy context has arranged the world to renewable energy (RE), which is abundantly accessible and has the potential to effectively respond to a relevant fraction of the global energy demand, while reducing pollution and health threats related to the utilization of crude oil, natural gas, and coal. Among the RE sources, biomass is a prominent fuel for heat and electricity generation because of its availability and its low carbon-oxide emissions [1]. Fuel wood accounts for about 90% of the total wood consumption in Africa, and 81% of African households use solid fuels while 70% depend on them as their primary energy source for cooking [2, 3] where alternative energy sources are inaccessible or too expensive. While in the past, the problems of excessive use of fuel wood were mainly in the forests of the Saharan savannas, and they are now being felt in humid regions, such as the Congo Basin forests, especially around urban areas due to the increasing demand [4]. On the other hand, the use of solid biomass fuels in open fires or simple stoves is responsible for nearly 4 million deaths annually and accounts for approximately 4% of the burden of disease in developing countries [5, 6] because of the release of fine particulate matter, carbon monoxide, poly-cyclic aromatic hydrocarbons,

and other emissions in the atmosphere due to incomplete combustion. Therefore, available resources must be used efficiently by opting for improved combustion techniques and technologies. Mastery of physical and chemical processes in biomass combustion plants including improved stoves is then necessary. Modeling of biomass combustion systems has been extensively studied [7–14]. Indeed, Benkoussas et al. [7] developed a finite volume-based model dedicated to the description of the thermal degradation of woody fuel particle. The developed model includes drying, pyrolysis, and char oxidation processes for wildland fire application. Shortly after, Johansson et al. [8] investigated fixed bed combustion modeling with the aim of analyzing the impact of using porous media approximation instead of considering the intraparticle gradient fields within the solid biomass fuel. To make the biomass combustion ignition easy and to improve its efficiency, some methods designed as feedstock pretreatment techniques could be employed (see [9, 15] and references therein for more details). More recently, Adeyemi et al. [10] conducted 2D numerical and experimental investigations on an entrained flow gasifier fed with Kentucky coal and wood. They subdivided the gasifier in two parts. The gaseous phase is treated in Eulerian approach based on the steady Navier–Stokes equations including turbulence modeling, while the solid phase is computed in Lagrangian approach. The developed code used a second-order upwind scheme for advective term discretisation while the diffusion terms are treated with a second-order central scheme. By using the same approach, a 3D computational fluid dynamic (CFD) model for biomass combustion in fixed bed furnace has been developed by [11, 13, 16–19]. They make use of a commercial code AVL fire 2014 by implementing some sub models of solid fuel combustion as user-defined functions (UDFs). The eddy-viscosity model is based on the standard k - ϵ model, and the second-order upwind is used for space discretisation.

A basic modeling approach divides the system into a solid phase and a gas phase [8–10, 20, 21]. The gas phase is usually modeled using commercial CFD codes for various combustion systems. However, solid phase modeling remains a challenge as the processes involved are complex and numerically difficult to handle. The presence of heterogeneous reactions in the bed such as drying, devolatilisation, char combustion, and heat and mass transfer between solid and gaseous phases require numerical schemes that can capture these features accurately. The resolution of the ODE's equations of the complex chemical reactions has been widely investigated. Curtis and Hirschfelder [22] made use of a forward interpolation algorithm to solve the stiff differential equations with application in chemical kinetics, missile guidance, and electrical circuit theory. Lindblad et al. [23]

introduced a new time discretization method for the resolution of combustion equations. They used an implicit–explicit high-order Runge–Kutta method. Indeed, to avoid the time step restriction required by the stiff problem and save computational time, they advocated to advance the chemistry equations in each cell of the computational domain by an implicit time stepping while the viscous and inviscid terms are treated explicitly. Nevertheless, it has been showed that the most used Runge–Kutta and Adams methods [24–28] are not suitable for the ODE’s combustion equations because of their stiffness features which require very small step sizes.

At the Lawrence Livermore National Laboratory (LLNL), solvers dedicated to the resolution of stiff ODE systems are developed. Among them is the LSODE (Livermore solver for ordinary differential equations) algorithm [25] which is coupled with a backward differentiation formula (BDF) to improve stability and robustness of the code. Radhakrishnan et al. [26] demonstrated that the LSODE is the most efficient algorithm to deal with stiff chemical reaction equations with its capacity to dynamically update the BDF’s order and the step size in search of result precision. As described above, a lot of work has been done concerning numerical resolution of chemical reaction equations. However, many of them are in-house codes and complex black boxes which make them difficult to reuse or extend. On the another hand, they are 2D and 3D computational expensive-based models. Their limits are mainly a constraint of computing time, memory space, and financial cost. The purpose of our work is therefore to develop a simple, fast, low memory space, and low economic cost tool, accessible to engineers of developing countries. So this work aims to propose a 1D numerical model dedicated to the combustion of Lauan wood, present in large quantities in the forests of the congo basin and widely used by households for cooking, heating, drying, and even smoking. We will then validate our tool by the experimental studies carried out by [20] and which consisted in the experimental combustion of a fixed bed of cubic piece of Lauan wood in a refractory wall combustor, a configuration that we commonly meet in sub-Saharan countries.

For that purpose, the effect of the refractory on the temperature within the bed and a very simple degradation mechanism were take into account. To ensure that there is no heat loss around the burner, the thickness of the refractory is high, and the thermal conductivity is low. It also avoids a too rapid cooling of the bed at different heights after the combustion front has passed through. It takes into account the cooling of the system after the complete combustion of the fuel bed [29, 30]. The proposed numerical model takes into account volatile matter combustion, coal combustion, and heat and mass transfer.

2 Physical model and governing equations

2.1 Experimental setup

D. Shin and S.Choi [20] have experimentally investigated the combustion of solid waste particles (Lauan wood) in a fixed bed reactor. This combustion technology corresponds very well to those used in developing countries or for pellet, briquette (maize, rice, etc.), or coal combustion in more advanced countries. The results of this study will be used to validate our numerical model. The experimentally improved stove is well described in [20] and the references therein. Cubed particles of Lauan wood, whose properties are shown in Table 1, are used as solid fuel. Both ash and moisture are added to the wood. As wood has a low ash content, porous ceramic particles of the same size as the wooden cubes are added to the bed. Concerning the experimental situation, the lower heating value (LHV) is 1600 kcal/kg, the particle size is 20 mm, and the air supply rate is fixed to 125 l/min (0.12 m/s). The ratio *Water/Ash* is equal to 25/10 wt%. The temperature of the air supply is kept constant at room temperature (Fig. 1).

2.2 Simplifying assumptions

The combustion chamber is cylindrical (see Fig. 2). It ignites from above and initially presents a three-dimensional configuration (or geometry) (r, φ, x) [32].

For axisymmetric settings, there is no variation in temperature in the φ direction, as Fig. 2 shows clearly that the distribution of temperature along the radius will be the same if the radius rotates from 0 to 360°. Accordingly, the problem

Table 1 Proximate and elemental analyses as well as heating value of the tested Lauan wood [20, 31]

Analysis	Values (wt%)
Proximate analysis	
Moisture	10.45
Volatile matter (VM)	72.08
Fixed carbon (FC)	17.22
Ash	0.2
Elemental analysis	
C	37.9
H	7.2
N	0.10
O	53.8
LHV (kcal/kg)	3500

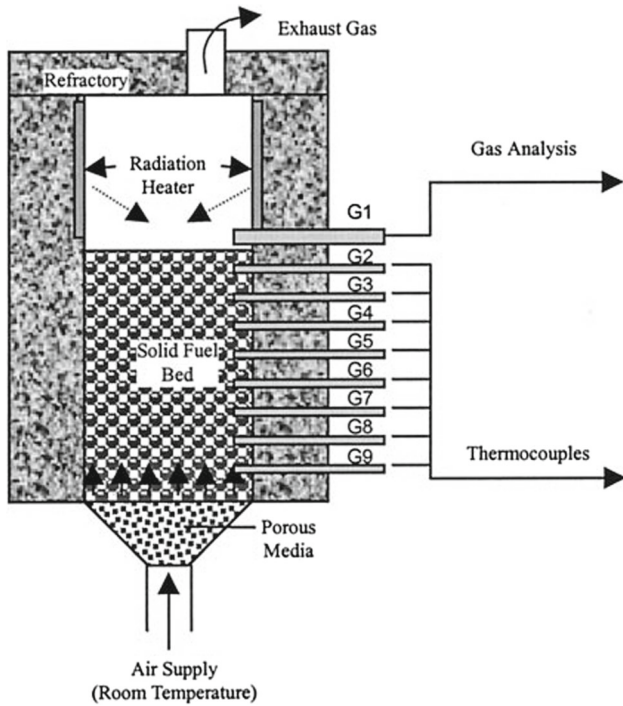


Fig. 1 Experimental one-dimensional combustor [20]

can be reduced to a two-dimensional axisymmetric problem (r, x) . (see Fig. 3). Therefore,

$$\frac{\partial(T, Y_i)}{\partial\varphi} = 0 \tag{1}$$

In order to save costs and computer time, we propose to reduce to a one-dimensional axisymmetric problem. The

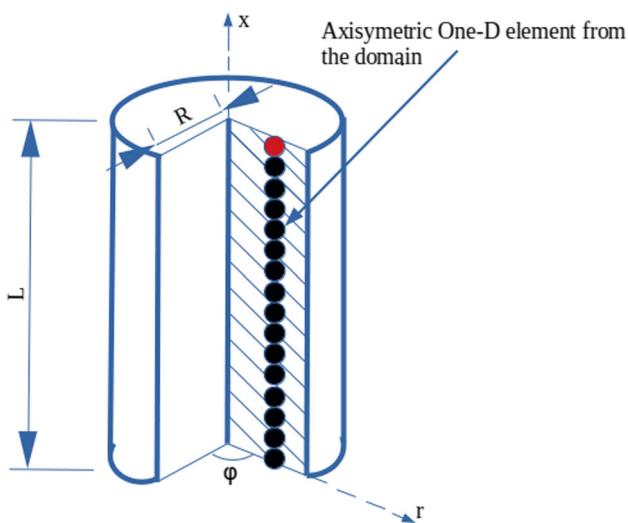


Fig. 2 The axisymmetric one-dimensional line (centerline) element from the domain, on the cylindrical combustion chamber

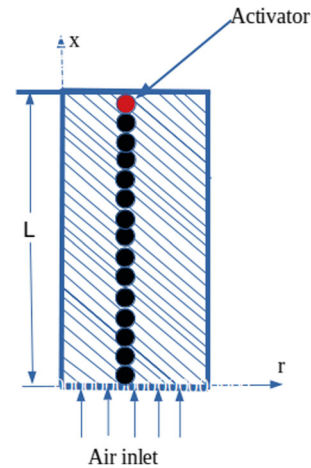


Fig. 3 The axisymmetric one-dimensional line (centerline) element from the domain on the axisymmetric rectangular cross-section

variables at this level depend on r and x ; however, considering the experimental conditions of our problem (gas displacement, conduction within the bed), the global dynamics of the system occurs on the vertical x axis with a negligible deviation on the radial axis, hence the simplifying assumption:

$$\frac{\partial(T, Y_i)}{\partial r} = 0 \tag{2}$$

So a one-dimensional axisymmetric line (centerline) element has been selected on the mathematical model (Fig. 4).

The fuel bed consists of many individual particles and through the spaces between these particles the combustion air flows. Ideally, calculations should be made outside and inside the solid particles. However, the large number of indi-

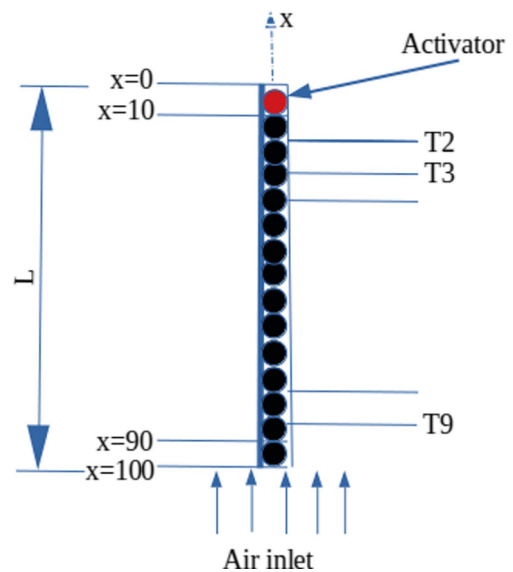


Fig. 4 The axisymmetric one-dimensional line (centerline) element from the domain

vidual particles in the bed makes its combustion simulation very challenging from the point of view of computer memory capacity. The bed model used in this work is a 1D model. The bed is treated as a continuous medium subdivided in two phases both treated with an Eulerian approach. The solid part of the bed is constituted by the fuel particles, while the gaseous part of the bed is constituted by the space existing between the different particles. Both phases have different temperatures, and there is a mass and energy exchange between the two phases depending on the effective exchange surface of the particles given as the surface per unit volume of the bed. In addition, the following assumptions were adopted:

- The solid phase is treated as an immobile porous medium, and the simulations are obtained by dividing it into 9 slices of equal thickness to be consistent with the experience.
- Each piece of wood consists of moisture, volatile matter, fixed carbon, and ash. The parameters of interest (bed temperature and mass fractions of moisture, solid fuel, and volatiles) are assumed to be uniform.
- Although the experiments were performed with cubic particles, the model assumed the particles to be spherical [13, 20, 33–38].
- For simplicity of the model, turbulence is ignored, and porosity ϵ_b of the bed is constant.

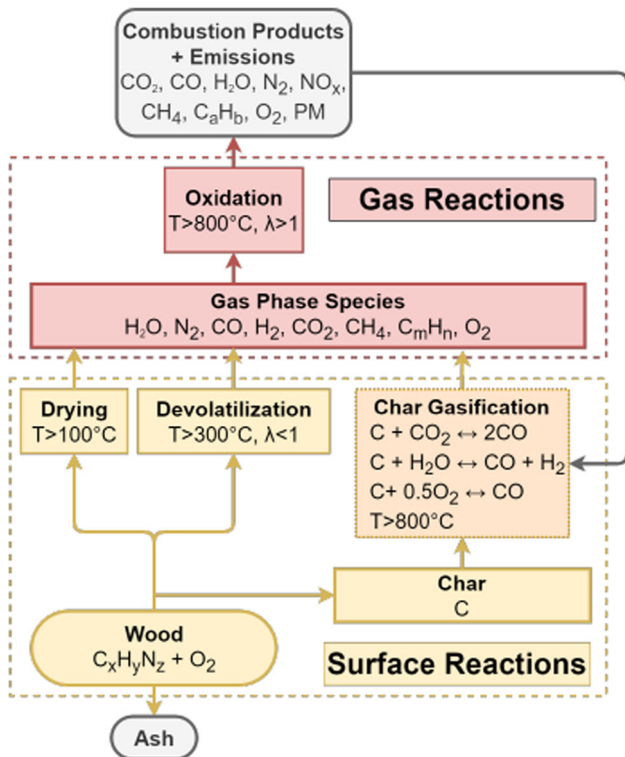


Fig. 5 Thermochemical processes in stove [39]

Table 2 Reaction parameters for drying

A_{vap}	E_{avap} (j/mol)	Ref
$6.00 * 10^{05}$	48,220	[8]
$5.13 * 10^{10}$	88,000	[12]
$1.60 * 10^{10}$	207,860	[9]

2.3 Model formulation

The set of thermochemical mechanisms involved in the wood combustion process are shown in Fig. 5 and are used as a basis for our modeling.

2.3.1 Drying

The Di Blasi et al. [10] model and many other authors [8, 9, 40, 41] describe the reaction rate of drying, which offers a certain numerical stability because it is of Arrhenius type [12]:

$$R_{vap} = A_{vap} \exp\left(\frac{-E_{avap}}{RT_s}\right) Y_{moi} \rho_{C_h} \quad (3)$$

Y_{moi} represents the mass fraction of moisture in the wet solid, ρ_{C_h} represents the wet solid density, T_s represents solid temperature, A_{vap} represents the pre-exponential factor, and $R = 8.31 J \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$ and E_{avap} represent the activation energy (Table 2).

2.3.2 Pyrolysis

Pyrolysis corresponds to the degradation of the organic part of the dry fuel (C_i) under the effect of heat and leading to the formation of char (C_s) and the release of volatiles, by the two parallel processes in Table 3 where ρ_s and Y_{C_i} are density and mass fraction of dry fuel respectively.

2.3.3 Homogeneous combustion

The kinetic mechanism used is described by Alexandre D. [42]. It consists of 06 species and 07 reactions. The gaseous species involved in the homogeneous phase according to the

Table 3 Kinetic parameters of pyrolysis [20]

Reactions	Reaction constants
Dry fuel (C_i) → char (C_s)	$k_1 = 26.6 * 10^9 \exp\left(\frac{-12800}{T_s}\right) \rho_s Y_{C_i}$ (4)
Dry fuel (C_i) → volatiles ($CH_4, CO_2, CO, H_2, H_2O$)	$k_2 = 5.6 * 10^6 \exp\left(\frac{-10700}{T_s}\right) \rho_s Y_{C_i}$ (5)

Table 4 Equations and kinetic parameters of homogeneous reactions [2, 42–44]

Reaction	Reaction rate	Reaction constant
$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	$R_1 = 0.001.k_1.[O_2][H_2]$	$k_1 = 10.8 * 10^9 \exp(\frac{-125525}{RT_g})$ (7)
$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	$R_2 = k_2.[CO][H_2O]^{0.5}[O_2]^{0.5}$	$k_2 = 1.3 * 10^8 \exp(\frac{-125500}{RT_g})$ (8)
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$R_3 = 0.1.k_3.[CO][H_2O]$	$k_3 = 27.78 * 10^9 \exp(\frac{-125560}{RT_g})$ (9)
$H_2 + CO_2 \rightarrow CO + H_2O$	$R_4 = k_4.[CO_2][H_2]$	$k_4 = 1.623 * 10^1 \exp(\frac{-47290}{RT_g})$ (10)
$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	$R_5 = k_5.[CH_4]^{-0.3}[H_2O]^{1.3}$	$k_5 = 1.3 * 10^2 \exp(\frac{-202529}{RT_g})$ (11)
$CH_4 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	$R_6 = k_6.[CH_4]^{0.7}[O_2]^{0.8}$	$k_6 = 1.58 * 10^{12} \exp(\frac{-202612}{RT_g})$ (12)
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$R_7 = k_7.[CH_4][H_2O]$	$k_7 = 3.101 \exp(\frac{-124710}{RT_g})$ (13)

reactions reported in Table 4 are (CH_4 , CO_2 , CO , H_2 , H_2O , O_2) where the concentrations are expressed in $mol.m^{-3}$, the reaction rates in $mol.m^{-3}.s^{-1}$, and molar concentration of a species k is defined by the following:

$$[k] = \frac{\rho_k}{M_k \epsilon_k} \quad (6)$$

2.3.4 Heterogeneous combustion

The residual char resulting from pyrolysis will be consumed according to three reactions (see Table 5): the partial oxidation with oxygen according to Eq. 14 and the gasification by steam and by carbon dioxide according to equations Eqs. 15 and 16 [13, 34, 43, 45, 46].

Where γ in Table 5 is given by [42] the following:

$$\gamma = \frac{2 + f}{2(1 + f)} \quad (17)$$

where

$$f = \begin{cases} 1340 \exp(\frac{-63500}{RT_s}) & \text{if } 850 < T_s < 970K, \\ 4.72 * 10^{-3} \exp(\frac{-37700}{RT_s}) & \text{if } 970 < T_s < 1220K \\ 12.4 \exp(\frac{-42000}{RT_s}) & \text{if } 1220 < T_s < 1650K. \end{cases} \quad (18)$$

2.3.5 Particle diameter

The particle being considered spherical (sphericity $\phi = 1$) [38], the bed will be seen as a uniform accumulation of spherical particle of diameter d_p and volume V_p linked by the following relation [35]

$$V_p = \frac{\pi}{6} d_p^3 = \frac{m_{C_h}}{\rho_{C_h}} + \frac{m_{ash}}{\rho_{ash}} + \epsilon_p V_p \quad (19)$$

where m_{ash} and ρ_{ash} are the mass of ash content in the fuel and its density respectively. ϵ_p is the porosity of the solid fuel considered constant. The evolution of the particle size during the combustion leads to the calculation of the fuel bed height variation as well as its mass loss with time.

$$V_p = \frac{\pi}{6} d_p^3 = \frac{1}{(1 - \epsilon_p)} \left(\frac{m_{C_h}}{\rho_{C_h}} + \frac{m_{ash}}{\rho_{ash}} \right) \quad (20)$$

The particle size variation depends only on the variation in the total mass of the solid components and the humidity:

$$\frac{d}{dt} d_p = \frac{2}{\pi d_p^2 (1 - \epsilon_p) \rho_{C_h}} \frac{d}{dt} m_{C_h} \quad (21)$$

where m_{C_h} is the mass of wet solid.

Table 5 Equations and kinetic parameters for heterogeneous reactions [13, 19, 43–45] with M_C the molar mass of carbon

Reaction	Reaction Rate
$C_s + \gamma O_2 \rightarrow (2\gamma - 1)CO_2 + 2(1 - \gamma)CO$	$R_C = \frac{\pi d_p^2 M_C k_{C_s} P_{O_2}}{\gamma}$ (14)
$C_s + CO_2 \rightarrow 2CO$	$R_{C,CO_2} = 2830 \exp(\frac{-24600}{RT_s}) P_{CO_2}^{0.5} \Omega_{act} a_g$ (15)
$C_s + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$R_{C,H_2O} = 1500 \exp(\frac{-287500}{RT_s}) P_{H_2O}^{0.5} \Omega_{act} a_g$ (16)

Table 6 Conservation equations of the homogeneous phase [20, 34]

Name	Equation
Continuity	$\frac{\partial(\rho_g \epsilon_b)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g \epsilon_b)}{\partial x} = R_g$ (22)
Species mass conservation	$\frac{\partial(\rho_g \epsilon_b Y_{ig})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g Y_{ig} \epsilon_b)}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} (\epsilon_b D_{a,eff} \rho_g \frac{\partial Y_{ig}}{\partial x}) + R_{ig}$ (23)
Energy balance	$\frac{\partial(\rho_g \epsilon_b C_{pg} T_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g v_g \epsilon_b C_{pg} T_g)}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} (\lambda_g \frac{\partial T_g}{\partial x}) + hS(T_s - T_g) + Q_g$ (24)

2.4 Conservation equations

2.4.1 Homogeneous phase

The controlled equations of the homogeneous phase are grouped in Table 6. Where $R_g = -\sum R_{is}$ is the rate of solid to gas conversion due to drying, devolatilization, and char oxidation. Y_{ig} , the mass fraction of species ig . $\lambda_g = 4.8 * 10^4 T_g^{0.717}$, is the thermal conductivity of the gaseous phase. v_g is the gas velocity. Q_g is the heat gained by the bed due to the combustion in gaseous phase. Thus, $Q_g = \sum R_{ig} \Delta h_{ig}^0$, with h_{ig}^0 given in Table 7.

In Eq. 24, $h = \frac{Nu \lambda_g}{d_p}$ is the convective heat transfer coefficient between the particles and gas. $D_{a,eff}$ is the effective coefficient of axial dispersion written according to [49] as $D_{a,eff} = D_{ig} + 0.5 v_g d_p$, with D_{ig} the molecular diffusion coefficient given in Table 8 and x , the spatial coordinate along the bed height ($x = 0$ at the surface).

2.4.2 Heterogeneous phase

Table 9 presents the governing equations of the solid phase. As the bed is considered to be mainly composed of moisture, solid fuel, and ash, the specific heat of the solid phase Cp_s depends on the specific heat of its components and can be written as $Cp_s = Y_{moi} Cp_{moi} + Y_{Cs} Cp_{Cs} + Y_{ash} Cp_{ash}$, with Y_{moi} , Y_{Cs} , and Y_{ash} the mass fraction of moisture, solid fuel, and ash. $R_{Y_{is}}$ is the rate of the solid component i conversion to gas. $Q_{vap} = -R_{vap} * \Delta_r H_{vap}$ is the heat lost by drying along the bed. $Q_s = -R_{dev} * \Delta_r H_{dev} + (Y_{C_i} R_{dev} - R_{C_s}) * \Delta_r H_{C_s}$ is the heat generated by pyrolysis and char oxydation.

Devolatilization is considered an endothermic process with the heat of reaction: $\Delta_r H_{dev} = 4500 KJ/Kg$, as well as

Table 7 Enthalpy of formation of each gas involved in ($j/kg \cdot mol$) [47, 48]

Gas	CO_2	H_2O	CO	H_2	O_2	CH_4
$h_{ig}^0 \cdot 10^8$	-3.930	-2.418	-1.105	0	0	-5.601

Table 8 Diffusion coefficient [50]

Gas	CO_2	H_2O	CO	H_2	O_2	CH_4
$D_{ig} * 10^{-5} (m^2 s^{-1})$	1.57	2.19	1.7	6.11	1.78	1.8

evaporation for which $\Delta_r H_{vap} = 2257 KJ/Kg$. According to [14, 20, 35, 52], $Q_{ray1} = S \epsilon \sigma ((T_s^{i-1})^4 - (T_s^i)^4)$ is energy gained by slice i due to radiation from slice $i - 1$ and $Q_{ray2} = -S \epsilon \sigma ((T_s^i)^4 - (T_s^{i+1})^4)$ energy lost by radiation from slice i for heating of slice $i + 1$. $Q_{loss} = -Sh_a * (T_s - T_a)$ is the energy lost by convection at the end of combustion (cooling by ambient air). ϵ the emissivity, σ the Stefan-Boltzmann coefficient, T_s particle temperature, T_a is the ambient temperature around the furnace, h_a convective transfer coefficient with the surrounding environment.

3 Numerical modeling

3.1 Numerical methods

Problems to solve are in the form $\frac{\partial \alpha}{\partial t} = -a \frac{\partial \alpha}{\partial x} + b \frac{\partial^2 \alpha}{\partial x^2} + W(\alpha, t)$, where α is the mass fraction of the species (solid or gas) or the temperature. Spatial discretization uses the explicit Euler scheme, and LSODE is used for time variation part. LSODE is a computational tool based on backward differentiation formula (BDF) method which allows to solve nonstiff or stiff systems of ordinary differential equations in the form $\frac{\partial \alpha}{\partial t} = f(t, \alpha)$. The description of how the present code works is presented in Fig. 6.

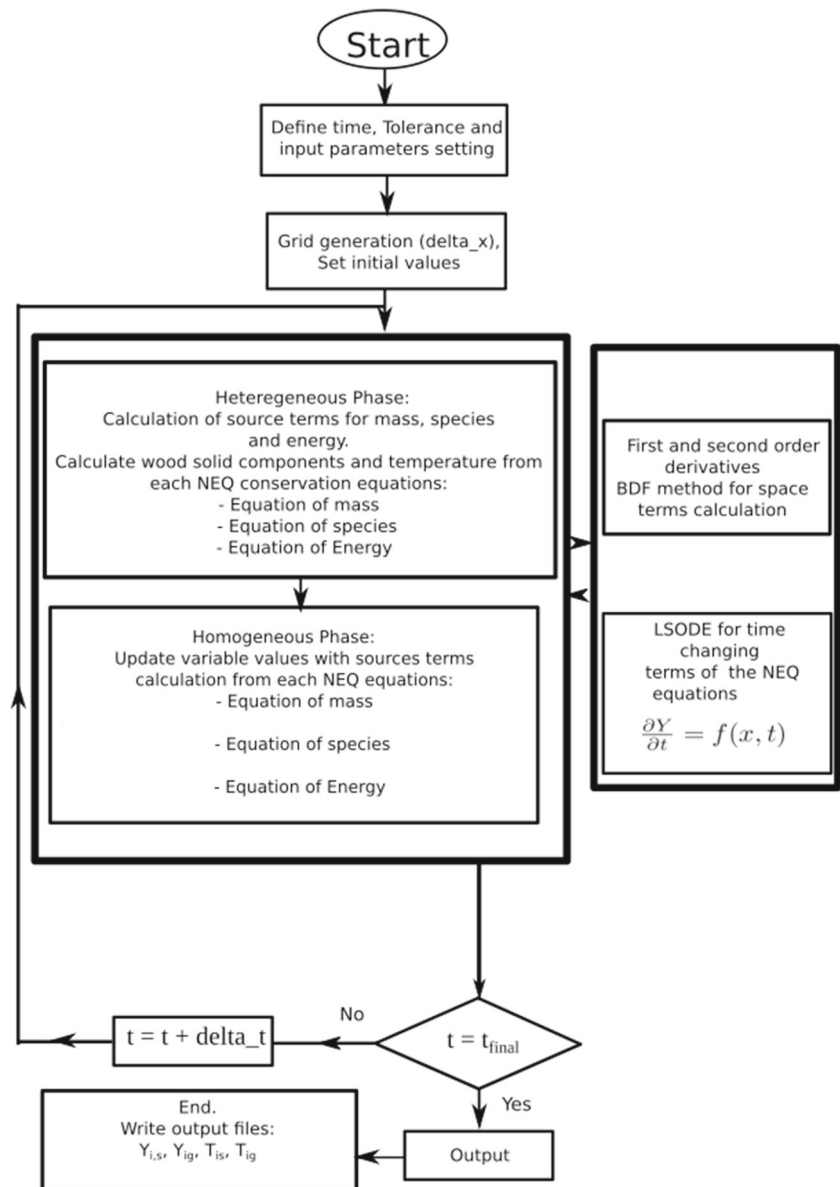
- Homogeneous phase:
Continuity

$$\frac{\partial \rho_g(i)}{\partial t} = -v_g \frac{\rho_g(i) - \rho_g(i-1)}{\delta x} + \frac{R_g(i)}{\epsilon_b} \quad (28)$$

Table 9 Conservation equations for the heterogeneous phase [20, 34, 35, 51]

Name	Equation
Continuity	$\frac{\partial((1-\epsilon_b)\rho_s)}{\partial t} = -R_g$ (25)
Solid phase components mass conservation	$\frac{(1-\epsilon_b)\partial(\rho_s Y_{is})}{\partial t} = R_{Y_{is}}$ (26)
Energy balance	$\frac{\partial((1-\epsilon_b)\rho_s C_{ps} T_s)}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} (\lambda_{eff} \frac{\partial T_s}{\partial x}) + hS(T_g - T_s) + Q_{ray1} + Q_{ray2} + Q_{vap} + Q_s + Q_{loss}$ (27)

Fig. 6 Algorithm describing the present Eulerian scheme for Lauan wood combustion



Mass balance

$$\frac{\partial Y_{ig}(i)}{\partial t} = (-v_g \frac{\rho_g(i)Y_{ig}(i) - \rho_g(i-1)Y_{ig}(i-1)}{\delta x} + D_{a,eff}(i)\rho_g(i) \frac{Y_{ig}(i+1) - Y_{ig}(i)}{\delta x} - D_{a,eff}(i-1)\rho_g(i-1) \frac{Y_{ig}(i) - Y_{ig}(i-1)}{\delta x} + \frac{R_{Y_{ig}}(i)}{\epsilon_b} - Y_{ig}(i) \frac{\partial \rho_g(i)}{\partial t}) / \rho_g(i) \quad (29)$$

Energy balance

$$\frac{\partial T_g(i)}{\partial t} = (-v_g \frac{\rho_g(i)T_g(i) - \rho_g(i-1)T_g(i-1)}{\delta x} + \frac{\lambda_g(i+1)}{\epsilon_b} (\frac{T_g(i+1) - T_g(i)}{\delta x}))$$

$$- \frac{\lambda_g(i)}{\epsilon_b} (\frac{T_g(i) - T_g(i-1)}{\delta x}) + \frac{Q_g(i)}{\epsilon_b} + \frac{h(i)S(i)}{\epsilon_b} (T_s(i) - T_g(i)) - T_g(i)(Cp_g(i) \frac{\partial \rho_g(i)}{\partial t} + \rho_g(i) \frac{\partial Cp_g(i)}{\partial t}) / \rho_g(i) Cp_g(i) \quad (30)$$

- Heterogeneous phase: Continuity

$$\frac{\partial \rho_s(i)}{\partial t} = - \frac{R_g(i)}{(1 - \epsilon_b)} \quad (31)$$

Mass balance

$$\frac{\partial Y_{is}(i)}{\partial t} = (-Y_{is}(i) \frac{\partial \rho_s(i)}{\partial t} + \frac{R_{Y_{is}}(i)}{(1 - \epsilon_b)}) / \rho_s(i) \quad (32)$$

Table 10 Values of parameters used in the model

Ambient temperature	300k
Atmospheric pressure	10 ⁵ Pa
Number of nodes	100
Space step	45 * 10 ⁻⁴
Number of thermocouples	8
Solid density(Kg/m ³)	335
Gas density (Kg/m ³)	129

Energy balance

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_s(i)}{\partial t} = & \left(\frac{\lambda_{eff}(i+1)}{1-\epsilon_b} \left(\frac{T_s(i+1) - T_s(i)}{\delta x^2} \right) \right. \\ & - \frac{\lambda_{eff}(i)}{1-\epsilon_b} \left(\frac{T_s(i) - T_s(i-1)}{\delta x^2} \right) + \frac{h(i)S(i)}{1-\epsilon_b} (T_g(i) - T_s(i)) \\ & + \frac{Q_s(i) + Q_{ray1}(i) + Q_{ray2}(i) + Q_{loss}(i) + Q_{vap}(i)}{1-\epsilon_b} \\ & \left. - T_s(i)(Cp_s(i) \frac{\partial \rho_s(i)}{\partial t} + \rho_s(i) \frac{\partial Cp_s(i)}{\partial t}) / \rho_s(i) Cp_s(i) \right) \end{aligned} \quad (33)$$

i is a spatial discretization node.

3.2 Initial and boundary conditions

The combustion process is initialized at the free surface of the fuel bed (Fig. 4), so it is exposed to a temperature of about 850°C, from the ignition source (see Table 10).

$$(T_s, T_g, Y_{C_i}, Y_{C_s}, Y_{H_2O}, Y_{CO_2}, Y_{CO}, Y_{H_2}) = \begin{cases} (1123.15 \text{ K}, 1123.15 \text{ K}, 0.4, 0.05, 0.21) & \text{if } x=0, \\ (1123.15 \text{ K}, 1123.15 \text{ K}, 0.4, 0.05, 0.21) & \text{if } 0 < x \leq L. \end{cases} \quad (34)$$

All the others variables (*Y_{C_i}*, *Y_{C_s}*, *Y_{H₂O}*, *Y_{CO₂}*, *Y_{CO}*, *Y_{H₂}*) are fixed to 0.

During the simulation, the normal gradients in any of the combustion properties in both phases are fixed to zero at all

boundaries of the computational domain (*x* = 0 and *x* = *L*). The input data at *t* = 0 for the program are as below:

4 Results and discussions

4.1 Temperature along the bed

Figure 7 shows the temperature profiles at eight locations along the solid bed height (*X*(mm) = 45, 90, 135, 180, 225, 270, 315, 360) over time. Figure 7a is the experimental measurements in the burner of Fig. 1, and Fig. 7b shows the result of the present model. At a given point of the bed, the ignition delay is observed for both experimental and model representing the drying and propagation time of the combustion front (about 10 min for the first point) as illustrated by the moisture evaporation profile in Fig. 12a. Then, sharp increases of temperature is observed representing the effectiveness of the combustion phenomenon; a plateau which is the evolution of the combustion within the combustion chamber; and finally, a strong decrease in temperature resulting from the cooling process [30].

Temperature curves show that two phenomena drive the ignition at different points of the bed. At the top, a quasi-linear temperature evolution is characteristic of the conduction phenomenon which is more important at this height than radiation because of low heat accumulation in the burner (Zone: Z1). As a result of burnout of a sufficient amount of solid fuel at the top, conduction becomes negligible compared to radiation, which subsequently pilots the ignition and causes a sharp increase in temperature at thermocouple G4. The maximum temperatures are not constant, approximately 900°C for the thermocouple G2 and 1200°C for G9. Heat accumulation in the burner due to the refractory prevents an instantaneous energy dissipation (Zone: Z2). This gradual increase in temperature has a significant influence on the amount of different gases produced at each point

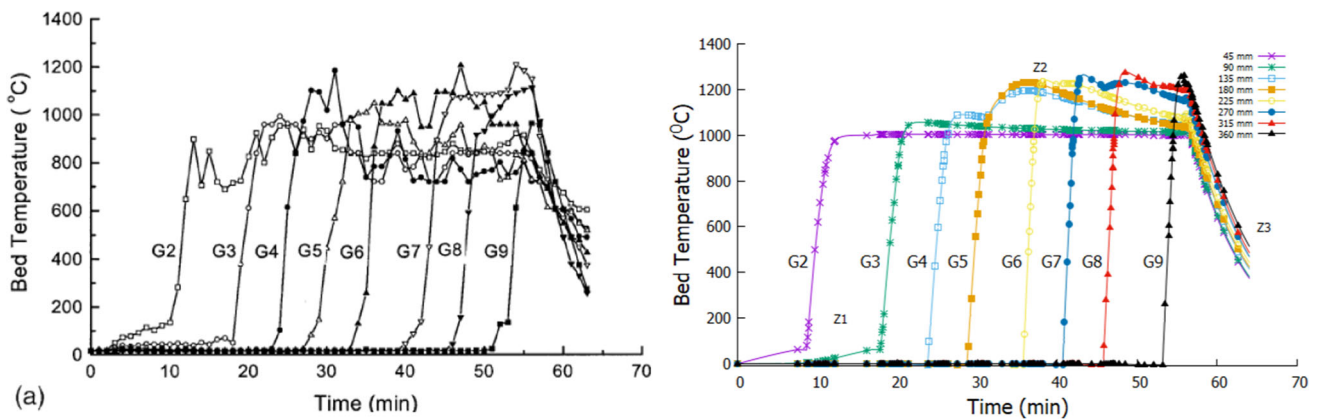


Fig. 7 Temperature profile: **a** experimental data [20] and **b** present model

(see Fig. 11). After approximately 65 min, opening the system allows a rapid dissipation of energy and cooling of the system due to radiation and convection phenomena with an external cold environment. The cooling is strongly linked to the external conditions (temperature and wind velocity). By integrating these last phenomena to our model, a cooling quite close to the experimental measurements (Zone: Z3) is identified.

4.2 Fuel bed height variation

Figure 8 shows the height of the fuel bed decreasing over time, which is directly correlated to the system mass loss (Fig. 10). When drying is finished around 10 min, the slopes of these curves are not constant and evolve in a staircase, mainly because the drying within the bed is not simultaneous but progressive as well as the devolatilization and the resulting partial char combustion.

The slope for our model is less important than the experimental case. This could be explained by the constant porosity model we have chosen, which has an impact on bed shrinkage during wood conversion and a slow oxidation of solid carbon (Y_{C_s}).

4.3 Oxygen variation

Figure 9 presents oxygen percentage consumption for experimental and model, in the bed, and along the main vertical axis.

We inject a constant quantity of O_2 into the combustion chamber. The curves in Fig. 9 represent its value measured experimentally and simulated during the combustion process. At the start of the thermal exposition, we observe a decrease in the quantity of O_2 with time due to its consumption to maintain combustion. At the end of the process, with the rapid temperature drop as well as the fuel, the quantity of O_2 measured remains equal to the quantity injected, hence a return of this curve to the initial value from about 55 min.

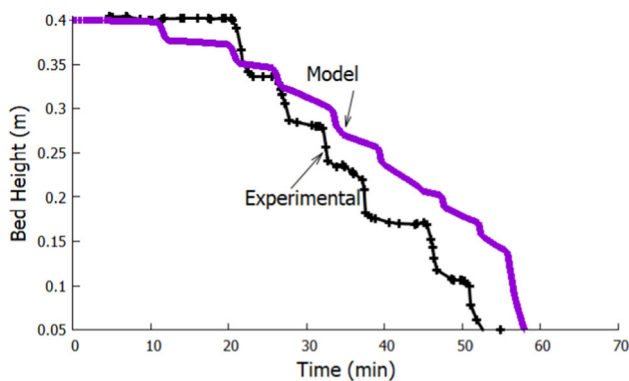


Fig. 8 Height of the fuel bed

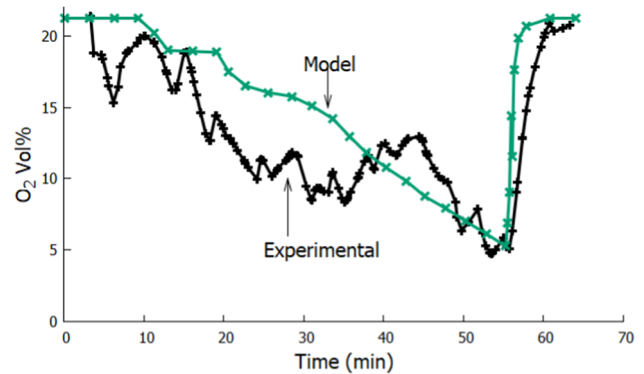


Fig. 9 Comparison of the O_2 consumption for the experimental and the present model

The fluctuation observed for O_2 consumption and even for energy produced (see Fig. 7a) during the process are due to a non-uniform wood distribution in the reactor as O_2 is the main combustion agent. Thus, the O_2 volume fraction decreases faster when it is consumed by the combustion reaction taking place practically where wood is present. The volume fraction of O_2 seems to increase where wood material is absent. These fluctuations are captured by the experience and the present solver but with more intensity by experience. That is due to the fact that the non-uniformity of the solid fuel bed is not very well modeled by the present 1D solver.

4.4 Mass fraction of species and particle diameter

Figure 10 highlights the different variables in our model (solid and gaseous species mass fractions and bed temperature) and the phenomena occurring in the bed at a depth of 22.5 cm above the bed top. Figures 11 and 12 show the distribution of gaseous, solid species, and particle diameter at various bed heights ranging from 45 to 360 mm.

Figure 10 illustrates the four steps of wood fuel combustion. This is well highlighted on the temperature profile. The

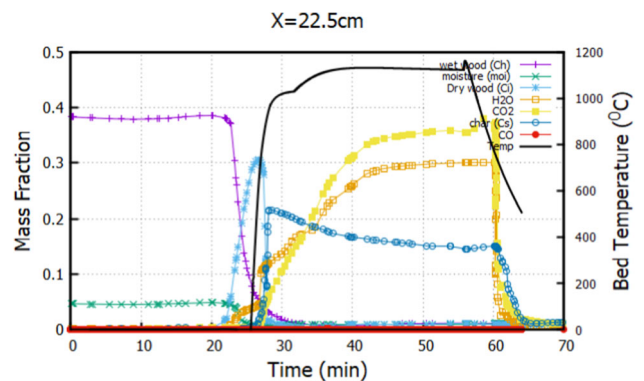


Fig. 10 Mass fraction of different species at $x = 22.5$ cm of the fuel top surface

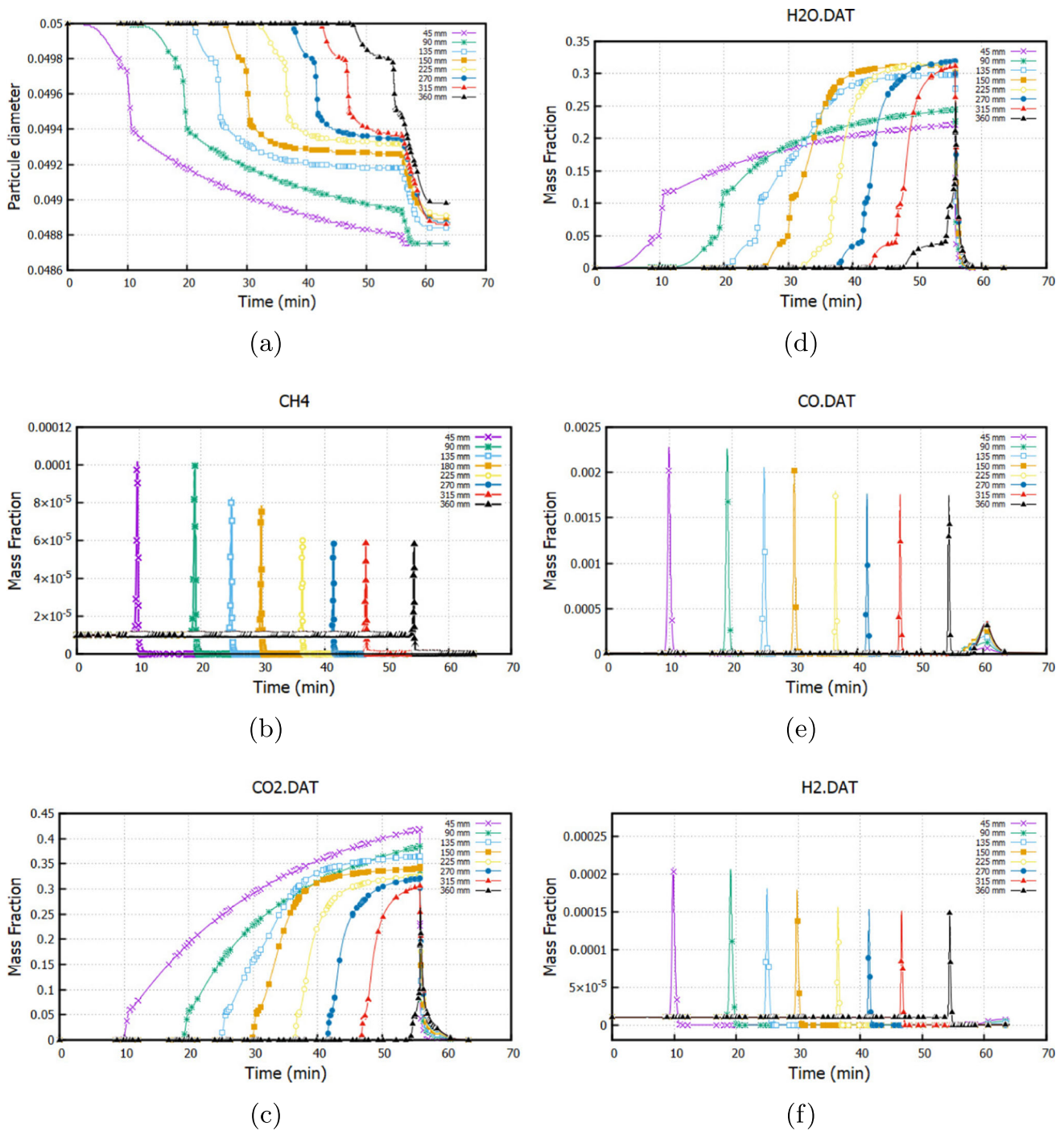


Fig. 11 Particle diameter (a) and mass fraction of produced gases at various bed height: CH_4 (b), CO_2 (c), H_2O (d), CO (e), and H_2 (f)

first step takes place at the start of the process, which lasts approximately 21 min and represents the propagation time of the combustion front by conduction and radiation. At this height, no species is formed/consumed, and the wood is still wet.

Then, drying, characterized by a gradual decrease of wet wood mass fraction (Ch), production of dry wood (Ci), and

steam (H_2O) in the same quantity as the moisture (moi), is consumed. This stage continues until about 25 min and ends with the total disappearance of moi and Ci reaching its maximum. Towards the end of the drying process, temperature accumulation in the burner causes a rapid ignition of dry fuel and the beginning of the next step (pyrolysis/devolatilization). The pyrolysis/devolatilization, at high

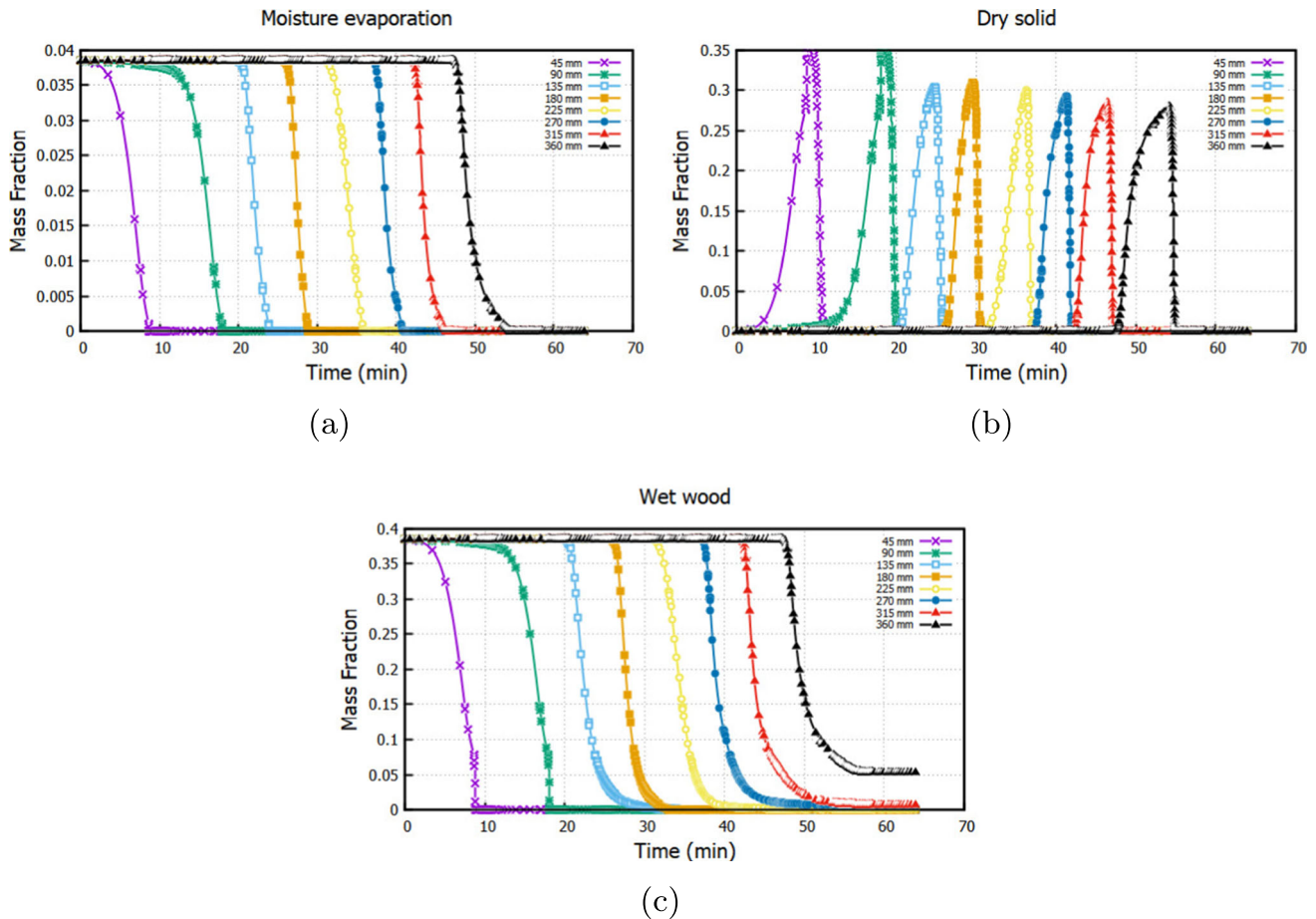


Fig. 12 Mass fraction of solid components: **a** moisture evaporation, **b** dry solid, and **c** wet wood

temperatures around 800°C , decomposes the C_i into char (C_s) and devolatilization gas as depicted in Figs. 11 and 12. It should be noted that these curves represent the production of syngas by our numerical tool, and the installation of a gas analyzer will allow us to validate the production. Pyrolysis is very rapid, leading to a temperature of about 1100°C . This takes approximately 19 min. According to the model, the main produced gases are CO_2 and H_2O . The temperature drop observed here can be explained by the endothermic nature of the pyrolysis reactions. The last phase goes up to the opening of the burner at the end of the process. It increases the temperature till the highest value around 1200°C due to the oxidation/gasification of the pyrolysis gases and of the coal produced previously. This phase is exothermic. It is the slowest phase which takes about 30 min and produces the greatest quantity of smoke, and it ends with the opening of the system with the entry of the ambient cold air which leads to the cooling of the combustion chamber [43].

Figure 11a represents the variation in particle diameter along the bed. It is easy to identify the different phases of our process (drying, pyrolysis/devolatilization, and oxidation of the char). The shrinkage proportions are still very small,

probably because of the porosity model. The conversion of solid biomass to energy start very slowly at the beginning of the process and increase with time (steeper slope) due to the gradual increase in temperature within the burner. The dry fuel disappears very quickly by pyrolysis (Fig. 12c) leading to the appearance of methane (CH_4) (Fig. 11b), carbon monoxide (CO) (Fig. 11d), and hydrogen (H_2) (Fig. 11c). These gases, in presence of O_2 , burn instantaneously and together, with the drying and pyrolysis reactions, contribute to the presence of CO_2 (Fig. 11b) and H_2O (Fig. 11c). Figures 11a and 11c show the same behavior. They are respectively the evaporation and disappearance of the wet solid in favor of steam (Fig. 11f) and dry solid (Fig. 11b).

Conclusion

The main objective was the development of a one-dimensional, two-phase (solid-gas) numerical model dedicated to the description of Luan wood combustion in a 12-cm refractory wall cookstove, and this in order to provide the engineers

of developing countries a simple, fast, low memory space, and low cost tool for the design of improved stove. A computationally inexpensive 1D model is developed. For chemical kinetics modelisation, a global mechanism with 7 equations and 6 species for the gas phase is chosen while the pyrolysis mechanism used two parallel equations. We note that all the simulations converge, which shows that the proposed numerical method is stable. The comparison between the numerical and experimental data was conducted for temperature for the thermocouples located respectively at $X(mm) = \{45, 90, 135, 180, 225, 270, 315, 360\}$ under the surface, the O_2 consumption and the fuel bed height variations. The results obtained showed excellent consistency. Future works will consider a more realistic porosity and particle model to improve the capacity of the code. A gas analyzer could be installed at the burner outlet and leads to syngas characterization.

Acknowledgements The authors would like to thank the Electric and Electronic Systems analysis laboratory of the University of Yaounde 1 for their support by making available the loops indispensable for the present project.

Author Contributions Formal modeling, analysis and investigation, resources: Tchimoé Kemle Symphorien. Conceptualization and writing original draft: Chelem Mayigu Charles. Formal analysis and investigation: Hermann Chopkap Noume. Supervision: Djuidje Kenmoe Germaine.

Data Availability The data used to support the findings of this study are included in the article.

Declarations

Ethical approval Not applicable

Conflict of interest The authors declare no competing interests.

References

- Farjana S, Tokede O, Ashraf M (2023) Environmental impact assessment of waste wood-to-energy recovery in Australia. *Energies* 16:4182. <https://doi.org/10.3390/en16104182>
- Shackleton C, Sinasson G, Adeyemi O, Martins V (2022) Fuelwood in South Africa revisited: widespread use in a policy vacuum. *Sustainability* 14(17):11018
- Araya MK (ed.) (2011) Wood-based biomass energy development for sub-Saharan Africa: issues and approaches. The World Bank Group, Washington D.C
- Aquilas NA, Mukong AK, Kimengsi JN, Ngangnchi FH (2022) Economic activities and deforestation in the Congo Basin: an environmental Kuznets curve framework analysis vol. 8, p. 100553. <https://doi.org/10.1016/j.envc.2022.100553>. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S266701002200110X>
- Boutayeb A (2010). The burden of communicable and non-communicable diseases in developing countries. https://doi.org/10.1007/978-0-387-78665-0_32
- Feigin VL, Roth GA, Naghavi M, Parmar P, Krishnamurthi R, Chugh S, Mensah GA, Norrving B, Shiu I, Ng M, Estep K, Cercy K, Murray CJL, Forouzanfar MH (2016) Global burden of stroke and risk factors in 188 countries, during 1990–2013: a systematic analysis for the global burden of disease study 2013. *Lancet Neurol* 15(9):913–924. [https://doi.org/10.1016/S1474-4422\(16\)30073-4](https://doi.org/10.1016/S1474-4422(16)30073-4)
- Smoot LD, Smith PJ (2013) Coal combustion and gasification. Springer
- Corbetta M, Frassoldati A, Bennadji H, Smith K, Serapiglia MJ, Gauthier G, Melkior T, Ranzi E, Fisher EM (2014) Pyrolysis of centimeter-scale woody biomass particles: kinetic modeling and experimental validation. *Energy Fuels* 28(6):3884–3898. <https://doi.org/10.1021/ef500525v>
- Deng R, Wang L, Zhang R, Luo Y (2022) Numerical modeling of fixed-bed cocombustion processes through the multiple thermally thick particle model. *ACS Omega* 7(44):39938–39949. <https://doi.org/10.1021/acsomega.2c04330>
- Di Blasi C (2009) Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars. *Prog Energy Combust Sci* 35(17):121–140. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2008.08.001>
- Chen WH, Hsu HC, Lu KM, Lee WJ, Lin TC (2011) Thermal pretreatment of wood (Lauan) block by torrefaction and its influence on the properties of the biomass. *Energy* 36(5):3012–3021. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.02.045>
- Eugene EMS (2015) Modelisation et Simulation de la Combustion des Coques de Noix de Palmiste dans Un Four de Fusion de la Ferraille. Graduate school in fundamental and applied sciences, Douala, Cameroun
- Adeyemi I, Janajreh I, Arink T, Ghenai C (2016) Gasification behavior of coal and woody biomass: validation and parametrical study. *Appl Energy* 185. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.05.119>
- Karim MR, Ovi I, Naser J (2016) A CFD model for biomass combustion in a packed bed furnace. vol. 1754, p. 050026. <https://doi.org/10.1063/1.4958417>
- Yin Y, Yin J, Zhang W, Tian H, Hu Z, Ruan M, Song Z, Liu L (2018) Effect of char structure evolution during pyrolysis on combustion characteristics and kinetics of waste biomass. *J Energy Resour Technol* 140:072203. <https://doi.org/10.1115/1.4039445>
- Liu Y, Shen Y (2019) Three-dimensional modelling of charcoal combustion in an industrial scale blast furnace. *Fuel* 258:116088. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116088>
- Zhenghong Z, Zewu Z, Wu F, Chen Y, Luo C, Li X, Gao G, Zhang L, Zheng C (2021) Effect of steam addition on turbulence-chemistry interaction behaviors of pulverized coal mild-oxy combustion. *Fuel* 294:120496. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.120496>
- Kim M, Lee Y, Park J, Ryu C, Ohm T (2016) Partial oxidation of sewage sludge briquettes in a updraft fixed bed. *Waste Manage* 49. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.01.040>
- Mitianiec W (2016) Co-combustion of pulverized coal and biomass in fluidized bed of furnace
- Shin D, Choi S (2000) The combustion of simulated waste particles in a fixed bed. *Combust Flame* 121(1–2):167–180
- Khuriati A, Purwanto P, Huboyo H, Sumariyah S, Suryono S, Putranto A (2020) Numerical calculation based on mass and energy balance of waste incineration in the fixed bed reactor. *J Phys Conf Ser* 1524:012002. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/1524/1/012002>
- Nasarudin AA, Ibrahim ZB, Rosali H (2020) On the integration of stiff odes using block backward differentiation formulas of order six. *Symmetry* 12(6). <https://doi.org/10.3390/sym12060952>
- Lindblad E, Valiev DM, Müller B, Rantakokko J, Lötstedt P, Liberman MA (2006) Implicit-explicit Runge-Kutta method for combustion simulation. ECCOMAS CFD, TU Delft, The Netherlands, pp 5–8

24. Bowen JR, Soloukhin R, Manson N, Oppenheim A (1981) Combustion in reactive systems. American Institute of Aeronautics and Astronautics, ???
25. Burnham (2023) Experiments with LSOE on the cray
26. Ising C, Rodriguez P, Lopez D, Santner J (2021) Computational design of sensitized combustion chemistry experiments. *Front Mech Eng* 7. <https://doi.org/10.3389/fmech.2021.705586>
27. Wang S, Xu C, Liu W, Liu Z (2019) Numerical study on heat transfer performance in packed bed. *Energies* 12:414. <https://doi.org/10.3390/en12030414>
28. Torero J (2016) Flaming ignition of solid fuels, pp. 633–661. https://doi.org/10.1007/978-1-4939-2565-0_21
29. Bidabadi M, Abedinejad MS, Fereidooni J (2011) Modeling of the propagation of a reaction front in fixed bed combustion of wood particles. *J Mech* 27(3):453–459. <https://doi.org/10.1017/jmech.2011.48>
30. Rokni E, Liu Y, Ren X, Levendis YA (2019) Nitrogen-bearing emissions from burning corn straw in a fixed-bed reactor: effects of fuel moisture, torrefaction, and air flowrate. *J Energy Resour Technol* 141(8):082202
31. Chen WH, Hsu HC, Lu KM, Lee WJ, Lin TC (2011) Thermal pretreatment of wood (Lauan) block by torrefaction and its influence on the properties of the biomass. *Energy* 36:3012–3021. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.02.045>
32. Elmaryami A, Omar B (2023) Determination LHP of axisymmetric transient molybdenum steel-4037H quenched in sea water by developing 1-D mathematical model
33. Mami M (2021) Etude expérimentale et modélisation de la combustion de biocombustibles solides issus de la biomasse lignocellulosique sur lit fixe. PhD thesis, Institut préparatoire aux études d'ingénieur de Monastir. <https://doi.org/10.13140/RG.2.2.19087.71841>
34. Bu C, Gomez-Barea A, Chen X, Leckner B, Liu D, Pallars D, Lu P (2016) Effect of CO₂ on oxy-fuel combustion of coal-char particles in a fluidized bed: modeling and comparison with the conventional mode of combustion. *Appl Energy* 177:247–259. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.05.108>
35. Iavarone S, Oreluk J, Smith S, Hegde A, Li W, Packard A, Smith P, Contino F, Parente A (2018) Application of bound-to-bound data collaboration approach for development and uncertainty quantification of a reduced char combustion model. *Fuel* 232. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.05.113>
36. Liu Y, He R (2016) A comprehensive fractal char combustion model. *Chin J Chem Eng* 24(12):1750–1760. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2016.05.048>
37. Menard Y (2003) Modélisation de l'incinération sur grille d'ordures ménagères et approche thermodynamique du comportement des métaux lourds. PhD thesis, Institut National Polytechnique de Lorraine - INPL. <https://theses.hal.science/tel-00298415>
38. Trudel E, Hallett W, Wiens E, O'Neil J, Busigin M, Berdusco D (2018) Fuel particle shape effects in the packed bed combustion of wood. *Combust Flame* 198:100–111. <https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2018.09.006>
39. Basu P (2013) Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction: practical design and theory. *Practical Design and Theory, Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, pp 1–530
40. Cadavid F (2004) Simulation numérique de la réduction des émissions de NO_x dans un four pilote de 4 MW et une chaudière tangentielle de 609 MW à charbon pulvérisé. PhD thesis, Université de Valenciennes et du Hainaut Cambrésis. <http://www.theses.fr/2004VALE0029>
41. Elfasakhany A (2006) Modeling of pulverised wood combustion: a comparison of different models. *Prog Computat Fluid Dyn Int J*
42. Deydier A (2012) Modélisation d'un réacteur de gazéification à lit fixe. PhD thesis, Pau
43. Mahmoudi AH, Markovic M, Peters B, Brem G (2015) An experimental and numerical study of wood combustion in a fixed bed using Euler-Lagrange approach (XDEM). *Fuel* 150:573–582
44. Al-Zareer M, Dincer I, Rosen M (2018) Influence of selected gasification parameters on syngas composition from biomass gasification. *J Energy Resour Technol* 140. <https://doi.org/10.1115/1.4039601>
45. Ivarez-Bermudez C, Chapela S, Varela LG, Gmez M (2021) CFD simulation of an internally cooled biomass fixed-bed combustion plant. *Resources* 10(8)
46. Toporov D (2014) Combustion of pulverised coal in a mixture of oxygen and recycled flue gas. *Combustion of Pulverised Coal in a Mixture of Oxygen and Recycled Flue Gas*, 1–175
47. Turns SR (2000) An introduction to combustion: concepts and applications. McGraw-Hill series in mechanical engineering. McGraw-Hill, ??? <https://books.google.cm/books?id=rzo8PgAACAAJ>
48. Ranzi E, Dente M, Goldaniga A, Bozzano G, Faravelli T (2001) Lumping procedures in detailed kinetic modeling of gasification, pyrolysis, partial oxidation and combustion of hydrocarbon mixtures. *Progress in Energy and Combustion Science - Prog Energy Combust Sci* 27:99–139. [https://doi.org/10.1016/S0360-1285\(00\)00013-7](https://doi.org/10.1016/S0360-1285(00)00013-7)
49. Yang Y, Yamauchi H, Nasserzadeh V, Swithenbank J (2003) Effects of fuel devolatilisation on the combustion of wood chips and incineration of simulated municipal solid wastes in a packed bed. *Fuel* 82:2205–2221. [https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(03\)00145-5](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(03)00145-5)
50. Massman WJ (1998) A review of the molecular diffusivities of H₂O, CO₂, CH₄, CO, O₃, SO₂, NH₃, N₂O, NO, and NO₂ in air, O₂ and N₂ near STP. *Atmos Environ* 32(6):1111–1127. [https://doi.org/10.1016/S1352-2310\(97\)00391-9](https://doi.org/10.1016/S1352-2310(97)00391-9)
51. Bryden K, Ragland K, Rutland C (2002) Modeling thermally thick pyrolysis of wood. *Biomass Bioenergy* 22:41–53. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(01\)00060-5](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(01)00060-5)
52. Iavarone S, Isaac B, Smith S, Smith P, Contino F, Parente A (2017) Collaboration of simulations and experiments for development and uncertainty quantification of a reduced char combustion model. *Energy Procedia* 120:500–507. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.07.183>

Publisher's Note Springer Nature remains neutral with regard to jurisdictional claims in published maps and institutional affiliations.

Springer Nature or its licensor (e.g. a society or other partner) holds exclusive rights to this article under a publishing agreement with the author(s) or other rightsholder(s); author self-archiving of the accepted manuscript version of this article is solely governed by the terms of such publishing agreement and applicable law.