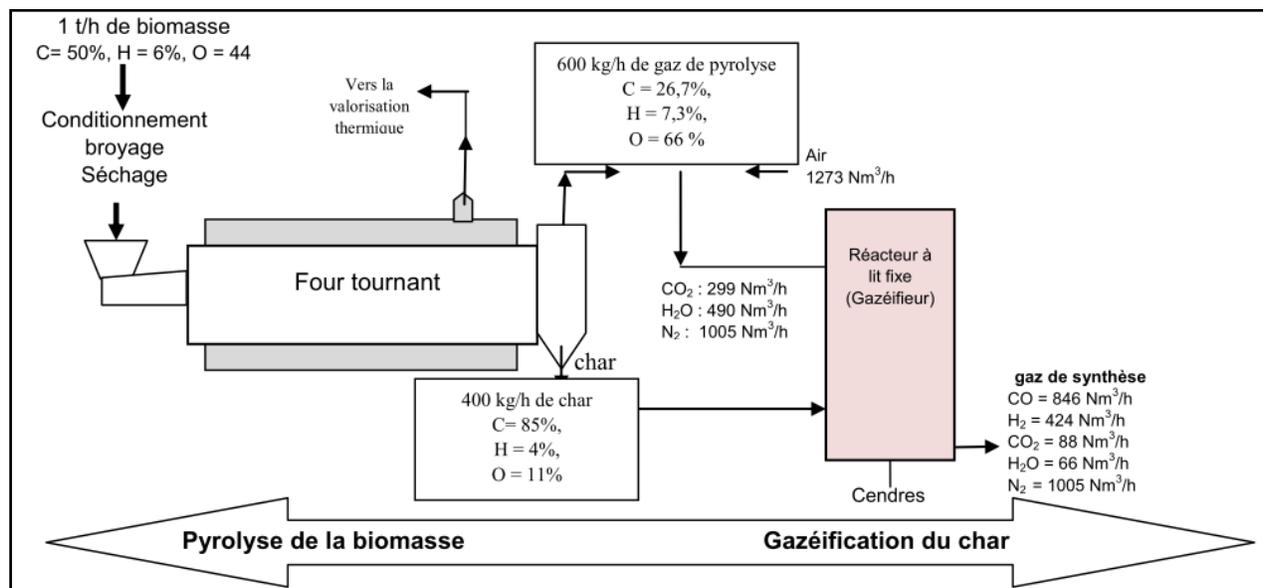


Par Ansoumane DIEDHIOU

Étude hydrodynamique et valorisation énergétique par transformation thermochimique de déchets de biomasse pour l'alimentation d'une briqueterie

Thèse présentée
pour l'obtention du grade
de Docteur de l'UTC



Soutenue le 28 Avril 2017
Spécialité : Génie des Procédés Industriels

EA 4297

THESE

Présentée en vue de l'obtention du titre de

DOCTEUR DE L'UNIVERSITE ASSANE SECK DE
ZIGUINCHOR (UASZ) ET DE L'UNIVERSITE DE
TECHNOLOGIE DE COMPIEGNE (UTC)

Spécialité : Mécanique et Energétique (UASZ), et Génie des Procédés Industriels (UTC)

Par

Ansoumane DIEDHIOU

**Étude hydrodynamique et valorisation énergétique
par transformation thermo-chimique de déchets de
biomasse pour l'alimentation d'une briqueterie**

Co-directeurs : **Oumar SOCK**, Professeur des Universités (UASZ),
Ammar BENSAKHRIA, Maître de conférences, HDR (UTC)

Date de soutenance publique : 28 Avril 2017 devant le jury composé de M.

Rapporteurs

M. Yann ROGAUME

Professeur, Université de Lorraine, France

M. Issakha YOUM

Professeur, Université Cheikh Anta Diop de Dakar, Sénégal

Président

M. Dorothé Barthélemy AZILINON

Professeur, Ecole Supérieure Polytechnique, Dakar-Sénégal

Examineurs

M. Diouma KOBOR

Enseignant chercheur, HDR, Université Assane Seck de Ziguinchor, Sénégal

M. Lat Grand NDIAYE

Enseignant chercheur, Université Assane Seck de Ziguinchor, Sénégal

M. Christophe PROUST

Professeur associé, Université de Technologie de Compiègne, France

Remerciements

De prime abord, je rends grâce à Allah pour m'avoir donné les dispositions physiques, mentales, intellectuelles et morales qui m'ont permis de réaliser ce travail.

Voici venu le moment d'écrire mes remerciements et j'espère que je ne vais oublier personne.

Merci M. BENSAKHRIA, et M. SOCK mes deux directeurs de thèse. Je tiens également à présenter mes remerciements à M. NDIAYE mon encadreur de thèse.

J'exprime toute ma gratitude au Professeur BENSAKHRIA qui a accepté de diriger ce travail. J'ai apprécié son investissement, sa rigueur dans l'analyse du travail et ses relectures attentives ont grandement contribué à la qualité de ce travail. J'ai beaucoup appris avec vous et pas seulement dans le domaine de la pyrolyse et de la gazéification. Aujourd'hui, je ne suis plus tout à fait la même personne qu'il y a cinq ans. Je pense avoir mûri et c'est en partie grâce à vous et à M. NDIAYE. Ce fût une chance d'avoir un « chef » aussi compétent comme vous et surtout compréhensif. Je ne trouve pas honnêtement les vrais mots pour vous remercier. Un grand merci également à M. NDIAYE. Je crois qu'il faudrait plus qu'un « merci » pour exprimer tout ce que j'aimerais exprimer. Je crois surtout que les mots pour exprimer ce que je ressens n'existent pas. Pour moi, vous avez été :

- l'encadrant idéal, car vous avez su m'apprendre beaucoup de choses, tout en me donnant un peu plus confiance en moi,
- le parent, car vous avez su me soutenir dans les moments où j'en avais besoin,

Je n'oublierai pas votre dévouement à corriger et recorriger ce manuscrit ! Merci de le savoir.

Je remercie Messieurs Yann ROGAUME et Issakha YOUM pour l'honneur qu'ils m'ont fait en acceptant d'être rapporteurs de ce travail. J'associe à ces remerciements aux Messieurs : Dorothé Barthélemy AZILINON et Christophe PROUST, qui ont bien voulu prendre part au jury.

J'espère que j'aurai l'occasion de retravailler avec toi HIMBANE et surtout garder toujours confiance en toi et n'oublie pas que tu es quelqu'un de prometteur! Tu deviendras un chercheur, j'en suis sûr.

Une petite dédicace spéciale aux plus adorables secrétaires de l'école doctorale de l'UTC Mme LOTIQUET, et du laboratoire TIMR Mme TAUVERON. Mention spéciale à vous !

Ce travail a été réalisé au sein de l'équipe GPI "de Génie des Procédés Industriels et Développement durable" de l'UTC à Compiègne plus particulièrement au Laboratoire de TIMR et au département de Physique au Laboratoire de LCPM à Ziguinchor merci à toutes les équipes.

Je remercie tous les membres du laboratoire de Physique et Chimie des Matériaux de l'Université Assane Seck de Ziguinchor.

Je souhaite remercier M. PAUSS et tous les membres de TIMR de m'avoir accueilli et intégré dans l'équipe pendant mes trois (03) séjours. Mes remerciements à l'égard de M. LUART Denis, M. NONUS Maurice, DAUZAT Bruno, OULD DRIS Aissa et CAPART Richard, VOROBIEV Eugène. Merci M. NONUS et M. PAUSS, qui se souciaient toujours de ma sécurité en me demandant, « elle est où ta blouse » à chaque fois qu'ils passaient devant la salle où je faisais mes essais.

J'associe à ces remerciements tous les enseignants chercheurs du département de physique et de Chimie, pour leur encouragement, conseil ..., merci messieurs. Encore Merci M. KOBOR, M. B. A. SOW, M. A. NDIAYE et M. CAMARA pour votre aide pendant les moments de stress.

Je joins à ces remerciements mon ami et frère M. Dioncounda YOCK, technicien au laboratoire du département de Physique, pour nous avoir aidés à faire des réglages et installations électriques du banc dynamique, mention spéciale à toi.

Je remercie enfin l'ensemble des doctorants et masters du département de physique des matériaux de l'UASZ qui, par leurs enthousiasmes ont contribué au bon déroulement de mon travail. Moustapha SOW mon ami mon frère merci.

Je remercie également toutes les personnes de l'école Doctorale que j'ai côtoyées durant mes trois séjours à Compiègne, en particulier les personnels du laboratoire TIMR avec qui j'ai partagé de bons moments.

Tous les Sénégalais de Compiègne, à Safietou PRIN « Badjéne », et son mari M. Prin, Ousmane Diagne, etc..., aux joueurs de foot (équipe de Samedi et Dimanche) grâce à qui j'ai beaucoup progressé pour mon intégration à Compiègne, un grand merci.

Mes remerciements à la famille Tamba de Créteil sous-préfecture, à Mme Tamba Tida Badji, à sa fille Sofiétou, Siré, Aminata, à la petite Ana et à Tonton Faye Tamba mon oncle adoré.

Merci mon oncle paternel Abdoulaye DIEDHIOU, qui était toujours à mes cotés pendant tout ce travail, de Saint-Quentin et Paris. Vous avez été : le parent, car vous avez su me soutenir dans les moments où j'en avais besoin, Merci encore et mention à vous M. DIEDHIOU. Aline DIEDHIOU ma sœur tutrice de Rennes, et merci à Mamo (Mariama DIEDHIOU) ma petite sœur de Saint-Quentin. Mes remerciements à la famille d'Ousmane DIEDHIOU, à la famille de Boukary BARRO, mention spéciale à Khady SANE. Merci tata Néné SAMBOU. Hommage à tonton Kéba DIEDHIOU que la terre te soit légère. Mention à l'association des ressortissants de Bona en France, à Djénéba BADJI et à tous ses membres.

J'exprime toute ma reconnaissance à M. BENSAXHRIA pour son aide, sa disponibilité et sa gentillesse.

Merci encore aux membres de mon jury de thèse et à l'assistance, qui est quand même partout dans le monde!

Je n'oublie pas ma famille ainsi que la famille de M. NDIAYE. Tous m'ont apporté leur soutien et leur affection. Je tiens à remercier profondément mes parents, mes frères et sœurs pour leur soutien affectif, moral, et matériel. Malgré la distance, ils se sont toujours enquis de l'évolution de mon travail. Les mots ne sauraient exprimer toute la gratitude et l'amour que je leur porte. Je souhaite que ce travail soit une véritable satisfaction pour eux. Baboucar DIEDHIOU mon frère, mon ami merci !!!, encore merci !!!

Je tiens à remercier ma très chère chérie ou femme et sa famille pour leur soutien et la confiance qu'ils ont placée en moi. Merci ! Maman Sariétou DIEME.

Il y a des moments où remercier devient difficile, insuffisant, tant on ne saurait traduire toute la Profondeur et la sincérité de la reconnaissance ; à ces moments-là, il faut simplement dire MERCI !!!!, Merci AUF pour le financement de la réalisation de ce travail.

Merci à ma maman, merci maman, merci maman...

Papa même si la vie nous a fait prendre des chemins différents, vous êtes toujours dans mon cœur et même si je ne vous ai pas connu vous m'aviez laissé avec une maman adorable.

« La théorie, c'est quand on sait tout et que rien ne fonctionne. »

« La pratique, c'est quand tout fonctionne et que personne ne sait pourquoi. »

« Quand la pratique et la théorie sont réunies, rien ne fonctionne et personne ne sait pourquoi. »

« Toute personne qui n'a jamais fait une erreur, n'a jamais essayé quelque chose de nouveau »

Albert Einstein

Dédicaces

À ma mère,

*qui durant toute sa vie n'a jamais cessé de croire en moi et à m'encourager je me rappellerai toujours de ses propos « **Thiato, il faut travailler durant ta jeunesse pour avoir une vieillesse reposée!!!**»....*

À ma très chère femme et sa famille pour leur soutien et la confiance qu'ils ont placée en moi,

Etude hydrodynamique et valorisation énergétique pour transformation thermochimique de déchets de biomasse pour l'alimentation d'une briqueterie

Résumé

Face à la demande énergétique de plus en plus croissante, et les problèmes environnementaux qui en découlent, la biomasse, en tant que vecteur énergétique et en association avec des techniques thermochimiques de conversion en gaz combustibles, pourrait être un vecteur énergétique intéressant s'il est produit de manière durable. En effet, accroître le bouquet énergétique, en substituant d'avantage les énergies fossiles par des énergies renouvelables est devenu une réalité incontournable. De ce fait, les résidus agro-sylvo-pastoraux présentent un potentiel important au Sénégal en général et en particulier dans la région de Ziguinchor jadis appelée grenier du Sénégal, et des technologies de valorisation comme la pyrolyse et gazéification se trouvent parmi les voies les plus prometteuses pour la production d'énergie.

Ainsi le modèle dynamique de Saeman basé sur la détermination des propriétés intrinsèques des résidus utilisés a été mis en œuvre afin de simuler l'écoulement de la charge de coques de cajou, de palme et d'arachide. Le modèle dynamique ainsi développé va permettre d'étudier l'influence des conditions opératoires et propriétés rhéologiques sur les profils de chargement, qui conduiront par la suite aux meilleurs transferts de chaleur et de masse dans les fours tournants en situation inerte comme réactive. Les meilleures conditions expérimentales retenues pour cette étude hydrodynamique sont : des vitesses de rotations comprises entre 2 - 4 tr/min, une inclinaison de 1°, et un rapport longueur sur diamètre supérieur ou égal à 0,05.

La gazéification des trois résidus sous différents atmosphères (100 % -H₂O, 75 % -H₂O / 25 % -CO₂, 50 % -H₂O / 50 % -CO₂, 25 % -H₂O / 75 % -CO₂, et 100 % -CO₂) et à différentes températures comprises entre 950 - 1050 °C dans un réacteur à lit fixe ont permis de valider les résultats issus de la littérature qui mettent bien en évidence l'effet positif de la température sur la cinétique de gazéification des différents chars de résidus de biomasse.

La pyrolyse de nos trois échantillons donne ainsi des rendements qui sont de 36,44 % pour la coque d'arachide, 37,28 % pour la coque de cajou et 39,97 % pour la coque de palme et quant à leur gazéification, elle conduit respectivement à des énergies d'activation comprises entre 110 - 126 kJ/mol, 104 - 125 kJ/mol et 116 - 150 kJ/mol.

Les mesures expérimentales montrent aussi l'influence de la température sur la valeur du PCI des gaz obtenus (8 - 12 MJ/Nm³) et que ce PCI des gaz est inversement proportionnel à la taille des particules de biomasse. Par ailleurs la gazéification sous atmosphère mixte de vapeur d'eau et de gaz carbonique a montré que la réactivité des différents chars est fonction de l'augmentation de la concentration en vapeur d'eau.

Le bilan global d'une telle étude expérimentale sur l'hydrodynamique et sur la dégradation thermique visant la maîtrise des phénomènes au sein des fours tournants permet ainsi une première analyse dans la mise en place de combustibles alternatifs pour la valorisation des potentialités locales de la région verte de la Casamance.

Mots-clés: Valorisation, hydrodynamique, pyrolyse, gazéification, char, cinétique, taux de conversion, gaz de synthèse.

Thermo-chemical conversion and hydrodynamic behaviour studies of biomass used as bio-fuel for a brickyard kiln alimentation

Abstract

In view of the growing energy demand and the resulting environmental problems, biomass as an energy vector and at combination with thermochemical techniques for conversion into combustible gases, could be an interesting energy vector if it is produced in a sustainable manner. Indeed, increasing the energy mix, by replacing fossil fuels with renewable energies, has become an undeniable reality. As a result, agro-sylvo-pastoral residues have significant potential in Senegal in general and in particular in Ziguinchor region, formerly known as Senegal's granary, and valorisation technologies such as pyrolysis and gasification are among the most promising way for energy production.

The Seaman's dynamic model based on the determination of the intrinsic properties of the residues used has been implemented in order to simulate the flow of cashew, palm and peanut shells. Thus, the dynamic model developed will make it possible to study the influence of the operating conditions and rheological properties on the loading profiles which will conduct later of the best heat and mass transfers in the rotating furnaces in inert and reactive conditions. The best experimental conditions for this hydrodynamic study are: rotational speeds between 2 - 4 rpm, inclination of 1 °, and length to diameter ratio greater than or equal to 0.05.

The gasification of the three residues under different atmospheres (100 % -H₂O, 75 % -H₂O / 25 % -CO₂, 50 % -H₂O / 50 % -CO₂, 25 % -H₂O / 75 % -CO₂, and 100 % -CO₂) and at different temperatures between 950 - 1050 °C in a fixed bed reactor enable to validate the results from the literature which clearly show the positive effect of temperature on the gasification kinetics of the various chars.

The pyrolysis of our three samples gives yields of 36.44 % for the peanut shell, 37.28 % for the cashew shell and 39.97 % for the palm shell; and when gasified, it leads respectively at activation energies between 110 - 126 kJ / mol, 104 - 125 kJ / mol and 116 - 150 kJ / mol.

The experimental measurements also show the influence of temperature on the Lower heating gas values (LHV) obtained (8 - 12 MJ/Nm³) and that, this LHV of gas is inversely proportional to the size of the biomass particles. Moreover, the gasification under mixed atmosphere of steam and carbon dioxide showed that the reactivity of the different chars depend on the increase of the concentration of water vapor.

The overall assessment of such an experimental study on the hydrodynamic and thermal degradation of our residues aimed at controlling the phenomena within rotating furnaces (kilns) allows an initial analysis in the setting up of alternative fuels for the valorization of the local potentialities of the green region of Casamance.

Keywords : Valorization, hydrodynamics, pyrolysis, gasification, char, kinetics, conversion rate, syngas.

Liste des abréviations

COP21 : « Conference of Parties » de Paris en 2015

COP22 : « Conference of Parties » de Marrakech en 2016

FAO : Food and Agriculture Organization

FAOSTAT : Food and Agriculture Organization of the United Nations by statistics division

SIE-Sénégal : Système d'Informations Energétiques du Sénégal

Nomenclature

b	Ratio résidus production	[-]
c_p	chaleur spécifique	kJ/kg.K
d_p	Diamètre d'une particule	m
D	Diamètre du tambour	m
E_a	Energie d'activation	kJ/mol
f	Degré de chargement	%
Fr	Nombre de Froude	[-]
g	Accélération de la pesanteur	$m.s^{-2}$
H(t,z)	hauteur locale de la charge le long du tambour tournant	m
H_{cl}	hauteur de la charge de la condition limite	m
H_b	Humidité sur brut	%
H_s	Humidité sur sec	%
h_{0i}	Hauteur locale de la charge à la sortie du tambour	m
L	Longueur du tambour	m
m_{ag}	Masse de la coque d'anacarde avec goudron	kg
M_s	Masse du matériau	kg
m_h	Masse humide de l'échantillon	kg
m_{sg}	Masse de la coque d'anacarde sans goudron	kg
m_s	Masse sèche de l'échantillon	kg
n	Vitesse de rotation du tambour	$tr\ min^{-1}$
PCS	Pouvoir calorifique supérieur	kcal/kg
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	kcal/kg
Q_v	Débit volumétrique de charge	m^3/s
R	Rayon du tambour tournant	m
t	temps instantané	min
T	Température	° C
zcl	Position du lit dans le four condition aux limites	m
z	position du lit solide dans le four	m

Lettres grecques

α	Angle local de chargement	degré
β	Angle de repos dynamique du solide	degré
β_A	Angle de repos dynamique de la coque d'arachide	degré

β_C	Angle de repos dynamique de la coque de cajou	degré
β_P	Angle de repos dynamique de la coque de palme	degré
β_0	Angle de repos dynamique initial du solide	degré
β_{gl}	Angle de moment de glissement des particules	degré
f	Degré de remplissage	[-]
σ	Taux de remplissage	%
λ	conductivité thermique de la biomasse	W/m.K
μ	Coefficient de friction	[-]
μ_{ω}^{crit}	Coefficient de friction critique	[-]
ρ	Masse volumique ou densité en bloc du matériau	kg.m ⁻³
θ	Angle d'inclinaison du tambour	degré
τ	temps de séjour ou de résidence de la particule dans un tambour	min
ν	Angle	degré
ω	Vitesse angulaire de rotation du tambour	rad.s ⁻¹
γ	Coefficient directeur de la droite $\beta(n)$	[-]
δ	Coefficient directeur de la droite $\beta(\theta)$	[-]

Table des matières

<i>Dédicaces</i>	vi
Introduction Générale.....	18
Chapitre 1 : Synthèse bibliographique	22
1.1 Introduction	23
1.2 Potentiel et avancées énergétiques de la biomasse	25
1.3 Composition chimique de la biomasse	31
1.4 Valorisation énergétique de la biomasse	44
1.5 Conclusion du chapitre.....	72
Référence du chapitre 1	73
Chapitre 2 : Matériel & méthodes	80
2.1 Présentation des biomasses utilisées.....	81
2.2 Présentation des dispositifs expérimentaux	83
Référence du chapitre 2.....	94
Chapitre 3 : Résultats & discussions des essais hydrodynamiques des échantillons solides	95
3.1 Etude des paramètres de contrôle de l'écoulement de la charge.....	96
3.2 Etude expérimentale de la dynamique d'écoulement des différents résidus	101
3.3 Détermination de l'angle de repos dynamique	103
3.4 Paramètres affectant l'angle de repos dynamique	106
3.5 Evolution de la hauteur de la charge à la sortie du tambour.....	117
3.6 Simulation du profil de la hauteur locale sur un tambour de 4m de long.....	119
3.7 Récapitulation des résultats de la caractérisation dynamique des échantillons	124
Chapitre 4 Résultats & discussions de la gazéification des chars	127
4.1 Gazéification des chars	128
4.1.1 Effet de la température.....	129
4.1.2 Influence de la taille des particules sur le profil du taux de conversion du char	132
4.1.3 Influence de la nature des réactifs sur la réactivité des chars	134
4.1.4 Influence de la nature de la biomasse sur la réactivité du char.....	136
4.1.5 Détermination des paramètres cinétiques	138
4.1.6 Influence de la température et de la taille des particules sur la valeur énergétique des produits de gazéification	144
Référence du chapitre 3 et 4.....	148
Conclusion Générale	152
A.1-Variation de l'angle de repos dynamique.....	157
Annexe 2	170
Annexe 3	172
B.1- Gazéification du char	172
B.2- Effet de la taille des particules sur le profile du taux de conversion.....	181
B.3- Effet de la température et de la taille des particules sur le PCI des gaz.....	186

Liste des figures

Figure 1-1 : Production des cultures au Sénégal	29
Figure 1-2 : Quantité de résidus de quelques biomasses au Sénégal	31
Figure 1-3 : Représentation de la partition des couches de cellulose, d'hémicellulose et de lignine dans les parois cellulaires du bois (Prabir, 2013a)	32
Figure 1-4 : Formule chimique de la cellulose (Prabir 2013a).....	33
Figure 1-5 : Formule chimique de l'hémicellulose (Prabir, 2013a).....	33
Figure 1-6: Motifs élémentaires de la lignine (Prabir 2013a)	34
Figure 1-7 : Bases exprimant la composition de la biomasse (Prabir2013a)	35
Figure 1-8 : Histogramme du pouvoir calorifique inférieur.....	38
Figure 1-9 : Histogramme du taux de matière volatile de quelques biomasses	39
Figure 1-10 : Techniques de valorisation énergétique de la biomasse (Thiébout 2009).....	44
Figure 1-11 : Différentes étapes de la digestion anaérobique (Sylvain 2007)	45
Figure 1-12 : Mécanisme de gazéification de la biomasse.....	49
Figure 1-13 : Représentation d'une coupe transversale du four rotatif (dans le sens $z=L$ vers $z=0$) Descoins <i>et al.</i> (2005)	52
Figure 1-14 : Condition aux limites de résolution de la profondeur du lit solide dans le four rotatif (Eckehard <i>et al.</i> 2010)	53
Figure 1-15 : Modèle de transfert de masse d'un lit de solide en écoulement dans un cylindre en rotation (Martins <i>et al.</i> 2001)	55
Figure 1-16 : Four à lit fixe à co-courant (Fil info énergies, 2011)	57
Figure 1-17 : Four à lit fixe à contre-courant (Fil info énergies (2011)).....	58
Figure 1-18 : Structure du four à lit entraîné (Antonini, 2004).....	61
Figure 2-1 : Photo de montage expérimental du tambour tournant.....	84
Figure 2-2 : Représentation simplifiée de montage expérimental du tambour tournant.....	84
Figure 2-3 : Photo illustrant la largeur, corde du lit	86
Figure 2-4 : Mesure expérimentale et numérique de l'angle de repos dynamique	87
Figure 2-5 : Photo du système du réacteur à lit fixe (UTC)	89
Figure 2-6 : Représentation simplifiée du système du réacteur à lit fixe	90
Figure 2-7 : Schéma simplifié du système d'analyse des gaz	91
Figure 3-1 : Influence de la vitesse de rotation sur le profil de chargement	98
Figure 3-2 : Influence de l'angle de repos dynamique sur le profil de chargement.....	99
Figure 3-3 : Influence du débit volumique du solide sur le profil de chargement	100
Figure 3-4 : Influence de l'angle d'inclinaison sur le profil de charge	100
Figure 3-5 : Résultats de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque de palme.....	104
Figure 3-6 : Charge de coques de palme en mouvement (faible visibilité).....	104
Figure 3-7 : Données de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou.....	104
Figure 3-8 : Charge de coques de cajou en mouvement	105
Figure 3-9 : Données de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide.....	105
Figure 3-10 : Charge de coques d'arachide en mouvement.....	105

Figure 3-11 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D_1	106
Figure 3-12 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D_1	107
Figure 3-13 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D_1	107
Figure 3-14 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation des trois échantillons (à 10% du chargement).....	109
Figure 3-15 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation des trois échantillons (à 25% du chargement).....	109
Figure 3-16 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D_1	111
Figure 3-17 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D_1	111
Figure 3-18 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D_1	112
Figure 3-19 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque de palme.....	114
Figure 3-20 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque de cajou.....	114
Figure 3-21 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque d'arachide.....	114
Figure 3-22 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β (coque de palme)..	115
Figure 3-23 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β (coque de cajou)..	115
Figure 3-24 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β (coque d'arachide).....	115
Figure 3-25 : Effet du diamètre du tambour sur β (coque de palme) pour différentes vitesses de rotation.....	116
Figure 3-26 : Effet du diamètre du tambour sur β (coque de cajou) pour différentes vitesses de rotation.....	116
Figure 3-27 : Effet du diamètre du tambour sur β (coque d'arachide) pour différentes vitesses de rotation.....	116
Figure 3-28 : Influence de l'angle de repos dynamique sur le profil de chargement.....	117
Figure 3-29 : Temps de séjour de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation (tambour D_1).....	122
Figure 3-30 : Temps de séjour de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation (tambour D_1).....	123
Figure 3-31 : Temps de séjour de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation (tambour D_1).....	123
Figure 3-32 : Variation du rapport de dimensionnement du tambour en fonction du temps de séjour.....	124
Figure 3-33 : Influence de la taille des particules sur la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour.....	118

Figure 3-34 : Evolution de la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour en fonction de l'angle d'inclinaison pour deux vitesses de rotation.....	118
Figure 3-35 : Evolution de la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour en fonction de l'angle d'inclinaison pour deux vitesses de rotation.....	119
Figure 3-36 : Variation de la hauteur locale de chargement en fonction de la longueur du tambour	121
Figure 4-1: Répétabilité des résultats (4 essais) de gazéification donnant la variation du taux de conversion du solide en fonction du temps	128
Figure 4-2 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques de cajou	130
Figure 4-3 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques de palme	130
Figure 4-4 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques d'arachide.....	130
Figure 4-5 : Détermination de la vitesse de conversion par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque de cajou.....	131
Figure 4-6 : Détermination de la vitesse de réaction par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque de palme	132
Figure 4-7 : Détermination de la vitesse de réaction par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque d'arachide.....	132
Figure 4-8 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de la coque de cajou	133
Figure 4-9 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de coque de palme	133
Figure 4-10 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de coque d'arachide	134
Figure 4-11 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de cajou	135
Figure 4-12 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de palme	135
Figure 4-13 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque d'arachide	135
Figure 4-17 : Influence du type de char sur la conversion coke.....	137
Figure 4-19 : Influence du type de char sur le taux de conversion du carbone en utilisant la fonction empirique	138
Figure 4-14 : $\ln(k_{VRM})$ en fonction de $1/T$ dans le cas du char de coque de cajou sous cinq atmosphères.....	139
Figure 4-15 : $\ln(k_{VRM})$ en fonction de $1/T$ dans le cas du char de coque de palme sous cinq atmosphères.....	139
Figure 4-16 : $\ln(k_{VRM})$ en fonction de $1/T$ dans le cas du char de coque d'arachide sous cinq atmosphères.....	140

Figure 4-18 : Réactivité des trois chars (Tracé de $\ln(k) f(1/T)$)..... 141

Figure 4-20 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque de palme 142

Figure 4-21 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque de cajou .142

Figure 4-22 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque d'arachide
..... 142

Figure 4-23 : PCI des gaz en fonction de la température pour différentes tailles de particule 145

Liste des tableaux

Tableau 1-1 : Production de quelques cultures au Sénégal (FAOSTAT)	28
Tableau 1-2: Présentation de différentes formes d'utilisation traditionnelles des résidus agricoles en (%) (Oumarou, 1995)	30
Tableau 1-3 : Rapport résidus sur production des cultures agricoles et forestières	30
Tableau 1-4: Composante de la cellulose pour quelques résidus de biomasse	33
Tableau 1-5 : Composante de l'hémicellulose pour quelques résidus de biomasse.....	34
Tableau 1-6 : Composante de la lignine pour quelques résidus de biomasse	34
Tableau 1-7 : Récapitulation des éléments de l'analyse élémentaire de biomasse db	36
Tableau 1-8 : Analyse immédiate de quelques biomasses db	38
Tableau 1-9 : Types d'installation en fonction de l'humidité et de la granulométrie de la biomasse (« association of energy engineers »).....	40
Tableau 1-10 : Chaleur spécifique de quelques bois et Chars.....	42
Tableau 1-11 : Avantages et inconvénients des fours d'incinération (Ndiaye 2009)	47
Tableau 1-12 : Rendement de produits obtenus selon le mode de pyrolyse, Carole (2007)	48
Tableau 1-13: Types de mouvement transversal (Melman 2001).....	57
Tableau 1-14 : Quelques propriétés des réacteurs de gazéification, Rampling (1993).....	60
Tableau 1-15 : Composition de gaz de pyrolyse de différentes tailles de particules à T=900 °C, Siyi <i>et al.</i> (2010).....	63
Tableau 1-16 : Composition des gaz issus de la gazéification à 900 °C selon la taille des particules, Siyi <i>et al.</i> (2010)	66
Tableau 1-17: Modèles cinétiques utilisés dans la littérature	69
Tableau 2-1 : Analyses élémentaires et immédiates des échantillons utilisés pour l'expérimentation	81
Tableau 2-2 : Présentation des coques de palme et de leurs chars	82
Tableau 2-5 : Dimension des tambours	85
Tableau 2-6 : Masse volumique apparente des résidus	85
Tableau 2-8 : Conditions expérimentales utilisées pour les essais de pyrolyse	89
Tableau 2-9 : Analyses élémentaire et immédiate des chars obtenus	89
Tableau 2-10 : Condition expérimentale utilisée pour les essais de gazéification	92
Tableau 3-1 : Caractéristiques de mesure de l'influence de la vitesse de rotation.....	98
Tableau 3-2 : Caractéristiques de mesure de l'influence de l'angle de repos	99
Tableau 3-3 : Caractéristiques de mesure de l'influence du débit volumique	99
Tableau 3-4 : Caractéristiques de mesure de l'influence de l'angle d'inclinaison du four	100
Tableau 3-5 : Mesure du coefficient de frottement des échantillons	102
Tableau 3-6 : Coefficients de friction critiques des échantillons	102
Tableau 3-7 : Paramètres expérimentaux de la détermination de β	103
Tableau 3-8 : Angles de repos des différents échantillons en fonction de la vitesse de rotation et du degré de remplissage	108
Tableau 3-9: Paramètres de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation	110
Tableau 3-10 : Paramètres de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison	112
Tableau 3-11 : Paramètres d'études de l'influence du diamètre du tambour sur β	113

Tableau 3-12 : Résumé des paramètres de dimensionnement du tambour	124
Tableau 3-13 : Paramètres utilisés pour la simulation de variation de la hauteur de la charge ...	120
Tableau 3-14 : Récapitulatif des paramètres de l'étude hydrodynamique	125
Tableau 4-1 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque de palme durant la gazéification sous cinq atmosphères	143
Tableau 4-2 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque de cajou durant la gazéification sous cinq atmosphères	143
Tableau 4-3 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque d'arachide durant la gazéification sous cinq atmosphères	144

Introduction Générale

Introduction générale

A l'échelle mondiale, la demande énergétique n'a cessé d'augmenter depuis les années 70 en raison de la croissance rapide de la population et du développement industriel et technologique, conduisant à une utilisation accrue des énergies fossiles dont l'impact sur l'environnement est désormais perceptible (Supachita *et al.* 2013). Ce développement fulgurant touche tous les secteurs et plus particulièrement l'énergie. Le transport et l'industrie, qui sont de grands consommateurs d'énergie fossile, sont responsables de 60 % des émissions de gaz à effet de serre. Cette énergie fossile consommée, représente plus de 87 % de toute l'énergie consommée en 2010 (Williams *et al.* 2011). La demande journalière, qui ne cesse d'augmenter, se situait aux alentours de 92,1 millions de barils de pétrole par jour en décembre 2013 pour atteindre 92,8 millions de barils par jour en janvier 2014, selon l'Agence internationale de l'énergie (AFP, 2014). Ce qui montre que les ressources fossiles ont été et demeurent des piliers du développement en raison de leur forte consommation dans presque tous les secteurs de développement (industrie, usages domestiques et transport). La principale conséquence qui en découle est l'augmentation de la concentration des gaz à effet de serre, qui a pour conséquence le changement climatique actuel. Ce dernier s'observe à différents niveaux : à savoir la hausse de la température annuelle ($\sim 1^{\circ}\text{C}$), la fonte massive de la glace et l'élévation moyenne du niveau de la mer ; constituant ainsi les signes d'un réchauffement climatique sans équivoque. Pour venir à bout de ce réchauffement, des initiatives communautaires et gouvernementales sont enseignées de par le monde : Convention Cadre des Nations Unies sur les Changements Climatiques en 1992, protocole de Kyoto signé par 141 pays en 1997, Groupe d'experts intergouvernemental sur l'évolution du climat, et récemment la COP21 de Paris et celle de Marrakech, COP22.... Elles visent ainsi à lutter pour la limitation de l'utilisation des ressources fossiles par le développement des énergies renouvelables et par la maîtrise de la demande en énergie. Même si la prise de conscience de ce phénomène peut sembler lente au regard des enjeux sur la planète, elle est néanmoins réelle et s'intègre de plus en plus dans le paysage énergétique du monde.

A ce contexte de lutte contre la pollution environnementale, il s'y ajoute la question de gestion des déchets. En effet, cette question des déchets est devenue un problème social dans le monde depuis environ une décennie. Une prise de conscience de la complexité et de l'ampleur des problèmes concernant la gestion des déchets s'est alors instaurée, ce qui explique que la problématique concernant le traitement des déchets soit devenue de nos jours un enjeu majeur. Le respect de notre environnement est l'un des défis majeurs communs à tous. Ainsi, pour répondre à la demande énergétique mondiale et aux objectifs de réduction des gaz à effet de serre (GES), le recours aux Énergies Renouvelables (EnR) combiné à une consommation raisonnable de ces énergies est indispensable, d'autant plus que les prévisions les plus alarmistes prévoient leur épuisement dans les années à venir. Ainsi, les scientifiques sont unanimes sur le développement des énergies renouvelables en substitution aux énergies fossiles. Pour que l'aventure de l'humanité puisse se poursuivre. D'où selon Ernest Moniz conseiller scientifique du président des États-Unis, (Borde, 2011), le monde devra rapidement se tourner vers les énergies renouvelables n'émettant pas ou peu de gaz à effet de serre. Ainsi, l'envie croissante de préserver l'environnement et le développement économique se construit à partir de ressources, majoritairement renouvelables.

La biomasse est définie comme une source "d'énergie renouvelable", principalement composée d'hydrogène, de carbone et d'oxygène et possédant un pouvoir calorifique peu élevé comparée

aux ressources d'origine fossiles semble être la meilleure alternative (Toshio *et al.* 2014). Elle est susceptible de répondre à cette problématique d'approvisionnement en énergie, en raison de sa diversité et de sa source de production (exploitations forestières, agriculture, plantations énergétiques, résidus agricoles, résidus ménagères et agricoles...). Pour une meilleure valorisation, il faudrait recourir aux technologies répondant favorablement aux impératifs économiques et aux critères liés à la protection de l'environnement (sources moins agressives pour l'environnement que celles d'origine fossile). Ces dites technologies permettent la conversion de la biomasse en un "gaz de synthèse" de qualité. Toutefois, cette alternative de production d'énergie reste aujourd'hui conditionnée par la présence de solutions technologiques améliorées permettant de transformer cette biomasse en électricité, en chaleur ou en carburants. Ces techniques de valorisation énergétique ont atteint aujourd'hui un degré de maturité très avancé. Les procédés thermochimiques de transformation de la matière solide étant considérés comme une voie prometteuse de valorisation énergétique, elles sont encore au stade de la recherche, dans le but d'optimiser des rendements énergétiques encore trop faibles (Leila *et al.* 2012 et Cloé 2013). En effet, la gazéification de la biomasse conduisant à la production d'un gaz de synthèse, se voit améliorer par ajustement des paramètres expérimentaux. Le gaz produit peut être utilisé pour la production d'énergie thermique ou électrique.

Au Sénégal, les délestages d'électricité à répétition, les ruptures dans l'approvisionnement du marché intérieur en hydrocarbures, les factures électriques de plus en plus importantes, le processus d'élimination de la subvention sur le gaz butane populaire, la dégradation des ressources forestières à usages énergétiques, l'instabilité des prix du pétrole, le faible accès à l'électricité, les engagements de l'Etat à soutenir le développement et à lutter contre la pauvreté, sont autant d'événements survenus au cours de ces dernières années et qui motivent considérablement le recours au mixte énergétique par les énergies renouvelables.

Le Sénégal étant ainsi un pays importateur de pétrole et ne couvrant pas les besoins de sa population en énergie, disposant d'une grande diversité et d'énormes quantités de biomasses pouvant être valorisées énergétiquement, doit parallèlement à ses besoins, faire appel à l'énergie provenant de la biomasse en particulier et principalement aux ressources renouvelables et potentialités locales telle l'argile présent presque dans tout le pays. C'est dans cette perspective que s'inscrit ce projet de recherche qui vise à l'alimentation en combustibles de biomasse (gaz de synthèse) d'une unité de cuisson de briques réfractaires par pyrolyse/gazéification des résidus agricoles. Dans ce contexte, les travaux présentés dans ce manuscrit rentrent dans une démarche contribuant à l'amélioration de la compréhension des processus physiques (hydrodynamique), en utilisant un tambour tournant, et des études thermochimiques impliquant la gazéification de la biomasse pour la détermination des paramètres cinétiques des différents chars de biomasses utilisées dans un réacteur à lit fixe. Ce travail de recherche vise également à comprendre spécifiquement, la sensibilité des produits de conversion de différentes biomasses issues du Sud du Sénégal (Casamance) en fonction des conditions expérimentales et géométriques.

Les travaux menés dans cette thèse sont détaillés en quatre chapitres.

Dans le premier chapitre intitulé synthèse bibliographique, nous présentons les différentes potentialités et avancées technologiques en matière de valorisation énergétique de la biomasse et les différentes ressources de biomasses existantes et non exploitées au Sénégal. Ce chapitre réalise aussi une étude des propriétés physico-chimiques des biomasses rencontrées au Sénégal et les quelques voies de transformation énergétique nécessaires au traitement thermique de la biomasse. Les résultats de la littérature concernant le fonctionnement des fours rotatifs et les conditions expérimentales y ont été analysés. Les diverses étapes influant la performance de la gazéification de la biomasse ont été également recensés. Les investigations obtenues de ce

premier chapitre nous inspireront sur les paramètres à tester pour améliorer la cinétique de conversion de nos différents échantillons. Ce chapitre se termine par le choix de trois échantillons que sont les coques de cajou, de palme et d'arachide ; choix fait sur la base de considérations énergétique (PCI) et en termes de potentialités de la région de Ziguinchor.

Le second chapitre, réalise la présentation des trois échantillons ainsi que des différents dispositifs expérimentaux utilisés pour les essais de séchage, de pyrolyse, de gazéification des chars obtenus à partir de ces biomasses et l'étude hydrodynamique des particules de biomasse en tambour tournant.

Dans le troisième chapitre, seront présentés les résultats et discussions portant sur l'étude hydrodynamique réalisée sur nos trois résidus de biomasse. Dans, ce chapitre, nous traitons de la simulation sur MatLab portant sur l'évolution de la hauteur locale du lit solide ; simulation permettant par la suite d'identifier la sensibilité des paramètres influençant la hauteur locale de chargement. L'angle de repos de l'échantillon, propriété intrinsèque de la dynamique d'écoulement de la charge, une fois identifié par cette dernière étude a ainsi été mesuré expérimentalement. En plus de la hauteur du lit à la sortie à l'aide d'un dispositif de tambour tournant installé au niveau de l'université Assane Seck de Ziguinchor.

Enfin le chapitre 4 porte sur la présentation des résultats et discussions de la gazéification des chars de coque de palme, d'arachide, et de cajou obtenus par pyrolyse à 450 °C. Une étude paramétrique y est proposée dans le but d'identifier les facteurs influençant la cinétique de conversion de ces chars. Ainsi, en se basant sur les résultats obtenus sur la gazéification des dits chars, une attention particulière est portée sur la cinétique en atmosphères séparés de CO₂ et H₂O et atmosphère mixte (CO₂-H₂O).

Chapitre 1 : Synthèse bibliographique

Chapitre 1 : Synthèse bibliographique

1.1 Introduction

La biomasse est un terme générique englobant toutes les matières mortes et vivantes qui peuvent être utilisées pour des fins énergétiques. La biomasse est la matière organique, biologique, plantes vivantes ou mortes qui sont partiellement intégrées dans l'écosystème (Toshio *et al.* 2014) et qui constituent une source d'énergie respectueuse de l'environnement, c'est-à-dire qu'elle ne participe pas au réchauffement climatique (Leila *et al.* 2012). Ainsi, la transformation thermochimique de ces résidus est un processus de valorisation énergétique prometteuse, qui a pour principe, la production d'un gaz de synthèse (Supachita *et al.* 2013). Les techniques de conversion par pyro-gazéification ont atteint une maturité assez avancée, mais les paramètres qui influencent la cinétique de conversion de certains résidus restent relativement limités, dans la mesure où les protocoles expérimentaux changent selon le type de procédé, la nature de la biomasse et les conditions opératoires (Prabir 2010, et Dupont *et al.* 2007). Les produits obtenus de la conversion de la biomasse peuvent servir à diverses applications. Supachita *et al.* (2013) expliquent, dans leur étude de pyrolyse/gazéification du charbon de biomasse et de sub-bitumineux, que les produits de gaz obtenus peuvent être utilisés pour la production d'électricité ou des produits tels que le méthanol et le diméthyle éther. De par leurs avantages et avancées technologiques, la pyro-gazéification demeure toujours la principale technique thermochimique pour la production de gaz de synthèse. La compréhension des phénomènes (transferts de chaleur, réactions et cinétiques chimiques, transport/écoulement des résidus de biomasse...) qui découlent de ces deux processus de valorisation (pyrolyse et gazéification) nécessitent la prise en compte de certains paramètres : comme les composants caractéristiques de la biomasse (analyse immédiate et ultime), la détermination des propriétés intrinsèques (masse volumique, angle de repos dynamique...), les conditions de prétraitement de l'échantillon, les conditions expérimentales permettant de décrire l'évolution de l'écoulement de la biomasse, la cinétique de conversion du solide, sa morphologie, sa géométrie et sa nature. Tous ces paramètres de par leur nombre et complexité méritent une attention particulière car ils permettent de mieux aborder, ou de décrire les mécanismes de transfert et de réaction de l'échantillon de biomasse considéré mais surtout de fixer un protocole amélioré des réacteurs de pyro-gazéification.

Ainsi, dans le but de substituer ou d'associer les sources fossiles par une ressource propre et durable (biomasse), on peut faire appel à deux concepts :

- faire une étude de la disponibilité ou des potentialités du résidu dans le territoire ciblé et,
- faire un choix de la biomasse qui présente une meilleure contenance énergétique (meilleure PCI, densité énergétique, conductivité thermique et capacité thermique massique).

Ainsi, sur la base de ces deux concepts, ce chapitre est consacré donc à la présentation synoptique du contexte du projet, à l'étude du potentiel et aux avancées de l'exploitation énergétique de la biomasse qui sera ensuite suivie d'une généralité sur les processus de valorisation énergétique de la biomasse et sur les paramètres affectant les produits de pyrolyse/gazéification de biomasse. Dans la suite de cette introduction, nous allons présenter les contextes du projet permettant la motivation de cette thèse.

1.2 Contexte du projet

Cette thèse rentre dans le cadre d'un projet de mise en place d'une unité de traitement thermique de déchets urbains et agro-sylvo-pastoraux (biomasse) couplée à une briqueterie pour la cuisson de matériaux réfractaires à base d'argile locale, financé par l'AUF (Agence Universitaire de la Francophonie). Dans la région naturelle de la Casamance, la majeure partie de la population rurale vit dans des maisons en briques de banco d'une part et d'autre part dans presque tout le Sénégal, l'utilisation de briques réfractaires, de tuiles et autres produits émaillés subit un essor considérable dans l'univers du bâtiment. Malheureusement, il n'y a pas encore de maîtrise de la technologie de briques en terre cuite ; obligeant ainsi les populations à s'approvisionner au niveau international. A cette problématique s'ajoute celle du manque de structure adaptée à la réduction des déchets d'ordures ménagères, des résidus biomasse en général, aux multiples problèmes environnementaux causés par l'enfouissement, la calcination à l'air libre et l'accroissement de la production de déchets dû à l'augmentation des besoins de développement et à la modernisation. Face à cette problématique, il urge de mettre en place une structure de traitement des déchets à fin énergétique respectant les normes de développement durable.

Le produit (gaz) de cette unité de transformation thermochimique de résidus de biomasse sera utilisé pour alimenter une unité de cuisson de briques et autres produits réfractaires. Cette unité de cuisson de briques aura donc la particularité de permettre la cuite de matériaux réfractaires d'argiles telles que les briques, les tuiles, les produits émaillés, grâce à la génération de gaz à haute performance dont le protocole expérimental de production reste à définir. D'autant plus que l'un ou l'autre de ces échantillons (déchets de biomasse et sables argileuses) existe abondamment dans la région de Ziguinchor et même dans une grande partie du pays. Fort de ce constant, l'Université Assane Seck de Ziguinchor de par ses thématiques de recherches, regroupe des enseignants-chercheurs qualifiés travaillant à la fois sur des domaines transversaux mais aussi sur les principaux aspects et domaines tournant autour de l'environnement, du confort thermique et de l'économique. Les activités du projet dans ces domaines sont au départ motivées par l'impact positif que pourrait générer la mise sur place d'une unité de fabrication de brique en terre cuite qui sera alimentée par l'énergie obtenue de la transformation thermochimique des résidus de biomasse locale.

Et c'est dans ce but que deux thèses ont été engagés par le Département de Physique; travaux de recherches dont les principales motivations tournent autour des matériaux de construction à base d'argile cuite (première thèse) et à la gestion, valorisation des résidus de biomasse (seconde et présente thèse).

L'exploitation de ces potentialités demeure un important défi dans la sous-région et revêt un caractère d'autogestion car elle confère à nos communautés une possibilité de destruction des déchets, une responsabilisation des populations en matière de santé environnementale, une utilisation/gestion de la ressource (sable argileuse), une autosuffisance en matière d'importation et surtout un approvisionnement en énergie électrique.

En effet, pour ce dernier point, l'étude hydrodynamique et la valorisation énergétique par transformation thermochimique offrent la possibilité de caractérisation de l'échantillon solide et de récupération d'énergie sous forme de vapeur pour le chauffage ou sous forme électrique au moyen d'alternateur. La mise en place d'une telle unité étagée de transformation thermochimique pour le traitement des déchets générera d'autres d'activités que sont la collecte, la gestion, et de réduction des déchets.

Dans ce projet de recherche, notre étude concerne principalement après une évaluation de la disponibilité des résidus de biomasse agro- sylvo-pastorale, la caractérisation hydrodynamique des résidus de biomasse dans le but de produire des chars avec des propriétés contrôlées en sortie du four tournant, enfin une valorisation énergétique par transformations thermochimiques (pyrolyse - gazéification) des résidus de biomasse locale en vue de comprendre spécifiquement la sensibilité des produits de conversion en fonction des conditions expérimentales.

Des essais de transformations thermochimiques (par pyrolyse et par gazéification) des résidus de biomasse locale sélectionnés, seront réalisés à l'aide d'un réacteur à lit fixe. Les résultats de ces essais vont permettre d'une part, le dimensionnement de l'enceinte réactive permettant la transformation thermochimique de la biomasse en combustible à fort pouvoir calorifique et d'identifier le meilleur procédé à retenir pour l'alimentation du four de briqueterie d'autre part.

1.3 Potentiel et avancées énergétiques de la biomasse

L'énergie produite à partir de la biomasse représente la majeure partie de l'approvisionnement énergétique mondiale. Les estimations disponibles indiquent que la biomasse constituait 58 % de la consommation énergétique finale en Afrique en 2002 (IEA¹, 2004). La forte dépendance vis-à-vis de la biomasse est particulièrement visible en Afrique subsaharienne, où elle représente 70 à 90 % de l'approvisionnement en énergie primaire dans certains pays.

La grande quantité de la ressource de biomasse est en majorité exploitée par combustion pour satisfaire l'approvisionnement en énergie domestique. Cette technique d'utilisation de la biomasse à des fins énergétiques n'est pas optimale, dans la mesure où les techniques de combustions utilisées obtiennent généralement de faibles rendements car une très grande quantité de ressources en biomasse est nécessaire. L'exploitation efficace des déchets agro-sylvo-pastoraux existants en Afrique sub-saharienne offre un potentiel important de développement énergétique et économique sans introduire de perturbations excessives dans les pratiques agricoles et la production alimentaire des populations concernées. Parmi les résidus de culture les plus courants et les plus adaptés figurent la bagasse de canne à sucre, les coques de palme, d'arachide, les balles de riz, les rafles de maïs, les feuilles de bananier, les résidus de bois, les feuilles mortes et les tiges de céréales. Pour une bonne description de la biomasse, nous avons trouvé plusieurs classements dans la littérature. Ainsi, le classement fait par Toshio *et al.* (2014) semble être le meilleur (décomposition de la biomasse en trois catégories) :

- 1) les résidus organiques tels que les résidus des ménages et résidus des industries de transformation;
- 2) les résidus agricoles tels que la paille de riz, les tiges de céréales et la balle de riz
- 3) les cultures de ressources (cultures énergétiques dédiées) qui peuvent être utilisées pour produire du bioéthanol et du biodiesel, comme le colza, la graine de jatropha...

Dans le cas de la diversité des résidus de biomasse, la récolte d'une grande quantité exploitable peut être envisagée dans le monde. Néanmoins, certains verrous technologiques doivent être levés, afin d'atteindre de meilleurs rendements énergétiques.

1.3.1 Potentiel et avancées de la biomasse dans le monde

Dans les secteurs énergétiques, les produits dérivés des ressources fossiles sont devenus indispensables et il n'existe généralement pas de substituts. Les moyens de transports dont nous disposons aujourd'hui, ainsi qu'une bonne partie des activités industrielles dans le monde

¹ International Energy Agency

jouent un rôle vital dans le fonctionnement de l'économie moderne, dont 97 % des carburants tirés des énergies fossiles sont utilisés pour leur fonctionnement. Cependant, étant des ressources limitées dans la mesure où elles ne sont pas renouvelables, et face aux problèmes de sécurité de l'approvisionnement pour de nombreux pays en développement et non producteurs de pétrole, comme les pays de l'Afrique subsaharienne, il est nécessaire de faire appel à d'autres formes d'énergies d'origine non fossiles (renouvelables). Ainsi, tout procédé permettant de remplacer les combustibles fossiles par des combustibles générés à partir de ressources renouvelables est susceptible d'apporter des réponses au problème environnemental. La biomasse ainsi définie comme une source d'énergie renouvelable, est la source d'énergie idéale pour seconder ou remplacer les combustibles d'origine fossiles. En effet, elle est la première énergie renouvelable au monde, et la seconde pour générer de l'électricité (après l'hydraulique), ceci avec un bilan de carbone neutre (car la combustion des déchets végétaux libère une quantité de CO₂ égale à celle créée lors de la photosynthèse). Ainsi, l'idée d'utilisation de la biomasse à des fins énergétiques répondra à des préoccupations environnementales, comme à des défis énergétiques et économiques (car pas chère comparée aux ressources fossiles).

1.3.2 Potentiel et avancées de la biomasse en Afrique

L'Afrique est également génératrice de déchets ménagers, de résidus agricoles et industriels, comme tous les pays du monde. En Afrique, plus particulièrement au Sénégal, la gestion des déchets demeure un problème majeur. Stocker, éliminer et recycler des déchets sont les solutions les plus communément mises en place. Avec de fortes teneurs en carbone et en hydrogène des déchets domestiques, industriels et des résidus agro-pastoraux, leur transformation thermochimique est une solution idéale en substitution aux ressources fossiles. Malgré les nombreuses sources d'énergie renouvelable que possède l'Afrique, seule une infime partie de ce potentiel est exploitée, Cloé (2013) :

- moins de 1 % des capacités géothermiques est exploité (sur un potentiel de l'ordre de 9000 MW, seules 54 MW sont extraites) ;
- 10 % des réserves mondiales d'énergie hydraulique exploitable, et le continent n'exploite seulement que 8 % de ce potentiel ;
- bien servi en potentiel de flux solaire (5 à 6 kWh/m²/jour), seuls 2 % est exploité en Afrique ;
- l'énergie produite à partir de la biomasse est un secteur au fort potentiel. La biomasse est une source d'énergie pour laquelle il est difficile d'avoir des statistiques fiables en Afrique de l'Ouest (IEA 2003) comme souligné précédemment. Le biogaz obtenu de la biomasse, reste une initiative marginale, les pays comme le Burkina Faso et le Sénégal sont les seuls Etats de l'Afrique de l'Ouest à avoir bénéficié en 2009 de l'appui de l'Africa Biogas Partnership Programme (ABPP).

Les sources d'énergie renouvelable peuvent être la clé énergétique du futur pour l'Afrique. La biomasse contribuera fortement à cet effort de réduction des émissions de gaz à effet de serre. La combustion, qui est utilisée depuis toujours, n'est pas le moyen le plus efficace pour valoriser la biomasse en énergie. De nouvelles techniques se sont développées, comme la conversion biochimique et la gazéification (pyrolyse et gazéification proprement dit).

En ce qui concerne la conversion biochimique, elle demeure un procédé naturel de dégradation de matières organiques par des micro-organismes. En l'absence d'oxygène, les bactéries prolifèrent dans les déchets végétaux et produisent du méthane (CH₄), autrement dit du gaz naturel qui peut être utilisé pour produire de l'électricité et de la chaleur. La matière solide restante à l'issue du

processus, appelée "digestat", constitue un très bon engrais. Les technologies à base de biogaz offrent une énergie renouvelable qui convient aux zones ayant un approvisionnement stable en déchets organiques, que l'on peut trouver aussi bien en milieu urbain que rural. Les digesteurs de biogaz peuvent être de tailles différentes et peuvent servir un large éventail d'utilisateurs, des ménages aux municipalités. L'Afrique peut tirer profit des décharges, des eaux usées et d'autres déchets organiques pour récupérer du biogaz.

La pyrolyse/gazéification, pour sa part, consiste en la transformation de la biomasse en gaz de synthèse en présence de chaleur, grâce à des procédés qualifiés et fiables respectant les normes environnementales.

1.3.3 Potentiel d'exploitation énergétique de la biomasse au Sénégal

Au Sénégal, la biomasse provient à la fois des résidus agricoles et forestiers, des sous-produits de transformation des cultures (plantes ligneuses ou herbacées) et des ordures ménagères. Parmi les énergies renouvelables, la biomasse pose moins de problèmes de gestion, et de stockage. Au Sénégal, l'approvisionnement en énergie est dominé par la biomasse, qui représente la plus grande part de consommation d'énergie, même si elle est inférieure à la moyenne africaine qui tourne autour de 60 %. Les produits pétroliers et l'électricité représentent respectivement 36 % et 8 % des consommations totales selon la SIE-Sénégal (2010). Les récentes estimations font un état de 6,3 millions d'hectares de forêts naturelles. A ce potentiel en termes de quantité de biomasse, s'ajoute le problème socio-environnemental de gestion des décharges, l'exemple de la décharge de Mbeubeuss est un cas illustratif. La difficulté d'implantation de nouveaux centres de stockage de déchets, ainsi que la combustion en air libre rendent prioritaires les actions de recyclage et de valorisation des ordures ménagères.

En plus, l'électricité ne représente qu'une couverture de 22 % en zone rurale avec un taux d'électrification nationale de 47 % en 2010 (Anne *et al.* 2012). Le secteur d'électricité éprouve d'énormes difficultés pour assurer convenablement l'approvisionnement des ménages, de l'industrie ainsi que de tous les autres secteurs d'activités. L'augmentation sans précédent des prix des produits pétroliers a été en effet le déclencheur d'une grave crise du système d'approvisionnement énergétique, manifestée par des périodes de pénurie dans la distribution de l'électricité.

Face à ces contextes, le Sénégal étant un pays importateur de pétrole et ne couvrant pas les besoins de sa population en énergie et encore plus qu'il présente une énorme diversité et d'énormes quantités de biomasse non exploitées, devrait compter sur ces résidus pour son approvisionnement énergétique. Nous allons ainsi passer à l'estimation de la quantité de quelques résidus de biomasse présents au Sénégal.

1.3.3.1 Estimation de la quantité de quelques résidus de biomasse au Sénégal

Au-delà de la quantité de déchets domestiques (plus de 1 300 tonnes d'ordures déversées quotidiennement), la biomasse au Sénégal provient à la fois des résidus agricoles et forestiers, des sous-produits de transformation des cultures et des déchets de ménage. Le Sénégal est un pays de l'Afrique subsaharienne, possédant un climat mixte du Nord au Sud, et de l'Est à l'Ouest. L'absence d'importants reliefs et le développement limité du réseau hydrographique donnent aux facteurs climatiques un rôle prépondérant dans la répartition des paysages végétaux. La première conséquence est une disposition zonale des grands domaines phytogéographiques, interrompue seulement par quelques formations azonales dans les vallées et le long de la côte. La seconde est une évolution des paysages par transitions insensibles, conforme à la croissance progressive des

pluies du nord au sud. Ces facteurs expliquent la diversité de l'agriculture sénégalaise, au regard de sa structure pluviométrique. Ainsi, cinq régions agricoles et écologiques peuvent être listées :

- au nord on distingue la vallée du fleuve Sénégal où se développent l'agriculture fluviale, en particulier rizicole, canne à sucre et maraîchage, et la zone sylvo-pastorale où l'on pratique le maraîchage ;
- au centre on trouve une production à pratique traditionnelle, constituée d'arachide : (principale culture de rente) ;
- la zone littorale des Niayes, spécialisée dans le maraîchage et l'arboriculture ;
- le Sud-Est abrite la zone agro-sylvo-pastorale ;
- enfin, le Sud, constitué principalement la région naturelle de la Casamance qui dispose d'un potentiel agricole considérable, qui devrait connaître un nouvel essor suite aux retours des précipitations observées ces dernières années. Partout domine spontanément des paysages boisés et herbacés. Il s'agit entre autre d'arbustes épineux dans les régions les plus sèches, de peuplements arborés et de forêts épaisses et de tiges, de hautes herbes assimilables aux résidus de tiges de céréales dans le domaine sub-guinéen.

Tableau 1-1 : Production de quelques cultures au Sénégal (FAOSTAT)

Produit	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Maïs	399958	181585	158266	397326	328644	186511	124092	240878
Mil	608551	494345	318822	678171	810121	813295	480759	661673
Riz paddy	279080	190493	193379	408219	502104	604043	405824	---
Sorgho	143989	121003	100704	251515	224956	162599	86865	---
Production de cultures textiles								
Fibre coton	12248	19800	17000	14700	8400	7800	7600	---
Graines coton	45025	52027	45138	38810	22090	26045	25367	---
Production de produit de cultures oléagineuses								
Arachides nd ²	703373	460481	331195	100704	1032650	1286860	527528	672803
Huile palme	6691	7387	7100	9190	9363	12409	12409	12410
Noix palme	70000	70000	71000	91000	93000	120000	120000	122000
Sésame	31779	25563	70000	7387	460481	4331	71000	---
Manioc	281487	120841	308312	920866	265533	181236	154879	---
Noix de cajou	12409	210000	275000	310000	350000	375000	450000	503000

Au-delà de cette subdivision écologique qui montre la diversité des résidus de biomasse, nous avons évalué les quantités de co-produits biomasses courantes issues de la production agricole du Sénégal.

Ainsi, l'agriculture sénégalaise est caractérisée par la prédominance des usages familiaux, qui sont responsables de 95 % de l'activité agricole. Les principales productions agricoles sont les produits de cultures commerciales (arachide, coton, canne à sucre, soja,...), les produits de céréales (sorgho, mil, riz et maïs), et les produits de contre-saison (tableau 1-1). A travers les données de ce tableau donnant les productions de cultures commerciales et des principales productions céréalières de 2005 à 2012, nous pouvons constater une augmentation de la quantité produite. Ces données du tableau 1-1 montrent une très forte variation de la production annuelle. Ainsi, pour une meilleure analyse nous nous sommes servis des tendances de la figure 1-1.

²nd : non décortiquées

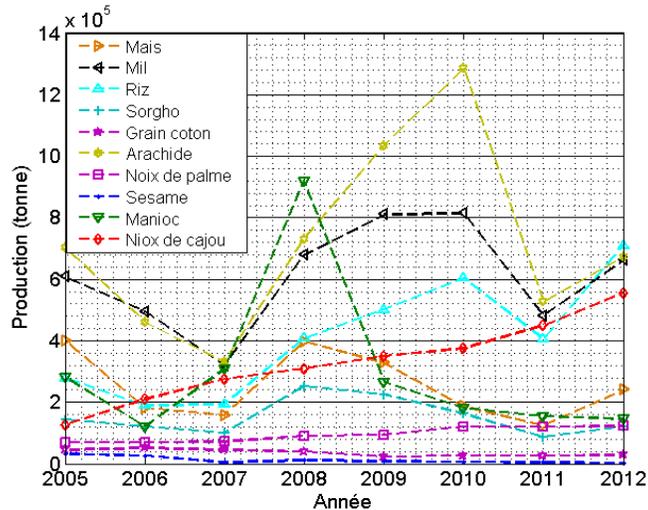


Figure 1-1 : Production des cultures au Sénégal

Nous pouvons remarquer que de 2008 à 2012, les productions agricoles ont fortement baissé ; par contre, nous notons que la production des noix de cajou, et des noix de palme sont en expansion dans la même période (violet et celle rouge). La baisse de la production agricole peut être expliquée par le fait que, les performances de l'agriculture sénégalaise sont heurtées à différentes contraintes d'ordre naturel (baisse de la pluviométrie), structurel, politique, économique et social. Le secteur agricole présente néanmoins des atouts considérables grâce aux importantes ressources hydriques mobilisables via l'irrigation. Après que nous avons évalué la quantité de quelques produits, le paragraphe suivant est consacré à la présentation de la méthodologie de détermination des résidus de production.

a- Méthode d'estimation des résidus agricoles

Plus de la moitié de la population de l'Afrique de l'Ouest se nourrit des produits agricoles et des produits de cultures à finalité industrielle laissant la plupart du temps un résidu dans les lieux de travail (par exemple, les tiges de coton, les tiges de céréales abandonnées dans les champs et la bagasse de canne à sucre, la coque d'arachide et la coque de palme dans les lieux de transformation). Ces résidus abandonnés par les agriculteurs sont soit brûlés à l'air libre à l'approche de l'hivernage ou par manque d'espace de stockage ce qui est à l'origine des feux de brousse (pour les résidus agricoles), soit valorisés par enfouissement pour améliorer la productivité du sol, soit utilisés à d'autres usages comme l'alimentation du bétail, ou comme outil de protection sociale (voir tableau 1-2) et dans le meilleur des cas en électricité dans les unités de transformation comme le cas de la Suneor et le cas de la CSS.

En dehors du potentiel forestier, il n'est pas toujours aisé d'évaluer le potentiel réel. En effet, les études mentionnent des ressources importantes, mais la disponibilité réelle semble limitée. Ainsi, sur la base des données de production disponible, une méthodologie d'estimation des quantités de résidus des cultures a été effectuée à l'aide d'un ratio dénommé rapport-résidu-production (RRP).

Tableau 1-2: Présentation de différentes formes d'utilisation traditionnelles des résidus agricoles en (%) (Oumarou, 1995)

Pratiques (%)	Coque d'arachide	Tige coton	Tige maïs	Tige mil	Tige sorgho	Coque cajou	Coque palme
Brulage	0	61	0	34	28	83	85
Enfouissement	9	0	9	3	1	15	0
Fourrage au champ	15	0	36	48	48	0	0
Fourrage à la ferme	65	0	44	2	2	0	0
Litière	10	38	11	11	20	0	0
Fourrage au champ	1	1	0	2	1	2	15
Total	100	100	100	100	100	100	100

b- Estimation de la quantité de résidus de biomasse

Il y a eu de nombreuses tentatives pour estimer la production et l'utilisation des déchets dans l'ensemble, mais toutes montrent de nombreuses variantes, par l'existence de différents usages alternatifs. Ainsi, le ratio RRP nous permet de quantifier les résidus des échantillons de biomasses sénégalaises grâce à la connaissance des données statistiques agricoles obtenues via le système FAOSTAT³ de la FAO. Pour mener à terme ce travail, une étude bibliographique a été faite pour connaître les différents indices de ratio correspondants à chaque culture (ce ratio estime le rapport de la production de graines, amandes à celle du résidu de la biomasse correspondant). La connaissance de ces indices permet de retrouver les quantités de résidus de biomasse moyennes produites chaque année pour chaque culture. Le tableau 1-3 résume ainsi les différents indices issus de la littérature. Le calcul de cet indice, noté b se fait tel décrit par la relation 1-1 ci-contre.

$$\frac{\text{paille}}{\text{Grain}} = b \tag{1-1}$$

Tableau 1-3 : Rapport résidus sur production des cultures agricoles et forestières

Cultures	Ratios résidus/production	Source
Arachide	Paille : 0,34	Squilbin (2002)
	Coque : 0,58	Squilbin (2002)
Coton	tige : 0,24	Squilbin (2002)
	grain : 0,29	Tchouate (1999)
Maïs	paille : 0,44	Hanpin <i>et al.</i> (2008)
	épi : 0,44	
Mil	paille : 0,50	Safiétou <i>et al.</i> (1989),
Riz	balle : 0,20	Safiétou <i>et al.</i> (1989), et Adrien <i>et al.</i> (2010)
	paille : 0,57	
Sorgho	tige : 0,50	Tchouate (1999)
Noix palme	Coque: 0,80	Squilbin (2002)
	épi : 0,24	
Noix cajou	0,73	Tchouate <i>et al.</i> (2012)

FAOSTAT³ = Food and Agriculture Organization of the United Nations by statistics division

Dans la suite de notre étude, le rapport résidus sur production est utilisé pour estimer les quantités de résidus de chaque culture, biomasse considérée. La figure 1-2 illustre ainsi l'allure des quantités de résidus des différentes cultures rencontrées au Sénégal entre 2005 et 2012.

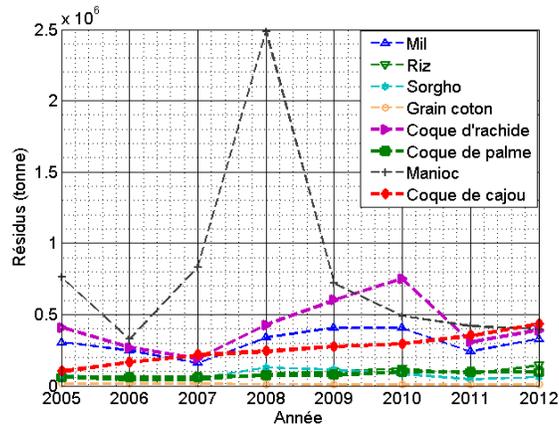


Figure 1-2 : Quantité de résidus de quelques biomasses au Sénégal

Nous pouvons constater en général que la coque de cajou, la coque de palme, la balle de riz et la tige de coton ont une évolution croissante durant la période de 2005 à 2012. Il est également annoncé par Rabany *et al.* (2015), dans "AFRICAN CASHEW SECTOR IN 2015" pour le cas de la production des noix de cajou, que la croissance de la production moyenne de noix de cajou au cours de ces 5 dernières années est passée à 5300 tonnes/an. Ce qui conduirait également à une croissance de 3869 tonnes/an de résidus de coque de cajou pour ces 5 dernières années par application de la formule 1-1 pour l'estimation de la progression de la coque de cajou. Cependant, les résidus comme la tige de manioc, la tige de sorgho, la tige de mil et la coque d'arachide ont une évolution très variée durant cette même période.

A la sortie de cette analyse on peut constater que les résidus de biomasses disponibles au Sénégal présentent une source non négligeable pour la valorisation énergétique. Certains de ces résidus servent de matière première pour les industries : c'est le cas de la bagasse de canne à sucre, présentant un bon potentiel pour la Compagnie Sucrière Sénégalaise (CSS) et même si cette dernière ne satisfait pas les besoins annuels en combustibles de la dite compagnie. Par ailleurs, les tiges de mil présentent bien une bonne production de biomasse, cependant du fait de leur nature spongieuse qui leur confère une très faible masse volumique ; une solution de densification pour un conditionnement en briquettes combustibles peut s'avérer une bonne stratégie. Pour mieux identifier les résidus de biomasse, nous nous attacherons à la présentation de leur composition chimique.

1.4 Composition chimique de la biomasse

La biomasse ligno-cellulosique est une paroi cellulaire végétale qui résulte d'un assemblage de tissus cellulotiques. Ainsi, cet assemblage de cellules est issu de la croissance de la plante lors de la photosynthèse. La photosynthèse (du nom Phos, c'est-à-dire "lumière", et de "synthèse", signifiant mettre ensemble), est un processus utilisé par les plantes pour convertir la lumière en énergie ; ainsi les rayons solaires sont convertis en énergie chimique. Cette énergie chimique peut être utilisée pour alimenter les activités des cellules de la plante. Au cours de ce processus, les hydrates de carbone, tels que les sucres, sont synthétisés à partir du dioxyde de carbone et de l'eau (voir équation 1-2).



L'équation 1-2 peut être simplifiée sans tenir compte de la production de vapeur d'eau, Prabir, (2013a).



Les caractéristiques de la biomasse influencent grandement les performances du processus de conversion (combustion, pyrolyse et gazéification). De par sa composition, il est clair que la grande majorité de la biomasse est ligno-cellulosique. Cette matière ligno-cellulosique étant principalement constituée de cellulose, de lignine et d'hémicellulose. Etant donné qu'il n'existe pas de norme fixe concernant la mesure des composés de la biomasse (cellulose, hémicellulose, et lignine) et chaque laboratoire a développé sa propre méthode, nous avons choisi d'utiliser des valeurs trouvées dans la littérature. Même s'il existe des incertitudes sur les compositions de ces biomasses, qui peuvent énormément varier selon le climat ou le moment de la récolte (Carole 2007).

Une bonne connaissance des propriétés physiques et chimiques des résidus de la biomasse est essentielle pour une conception d'un système de conversion fiable.

1.4.1 Constituants de la biomasse

La composition polymérique de la paroi cellulaire et celle des constituants d'une biomasse donnée, varie largement avec la nature de la biomasse. Afin de montrer la structuration de la paroi cellulaire du bois, Prabir (2013a) ont eu à représenter les composants de cette paroi en pourcentage (voir figure 1-3). Chaque couche est caractérisée par son épaisseur et sa composition chimique, la couche S_1 est la plus épaisse et représente la cellulose, l'hémicellulose est représentée par la couche S_2 , et la lignine par la couche S_3 .

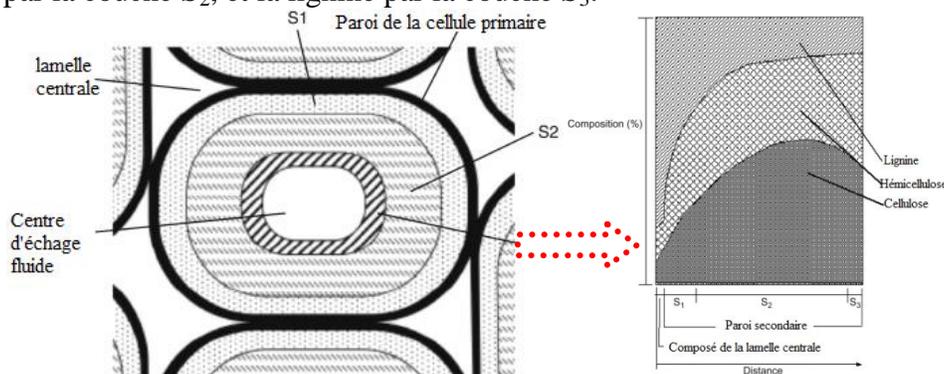


Figure 1-3 : Représentation de la partition des couches de cellulose, d'hémicellulose et de lignine dans les parois cellulaires du bois (Prabir, 2013a)

a- Cellulose

La cellulose est un composé organique le plus représentatif de la composition cellulaire de la biomasse. Elle est un polymère de longue chaîne ayant un degré de polymérisation élevé (< 10000) et une grande masse de molécules ($< 500\ 000$), Prabir (2013a). Bien que sa structure chimique soit bien connue, sa structure cristalline et fibreuse n'est pas complètement explicitée. Dans son état naturel, la cellulose est fibreuse et partiellement cristalline. Elle est liée aux hémicelluloses pour former le complexe cellulose-hémicellulose. Elle est représentée par une formule générale $(C_6H_{10}O_5)_n$ avec comme formule chimique celle décrite par la figure 1-4.

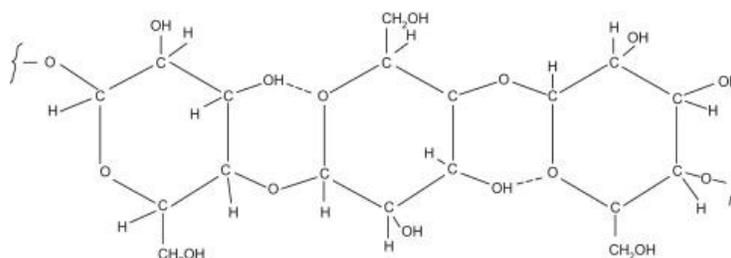


Figure 1-4 : Formule chimique de la cellulose (Prabir 2013a)

Lors de la gazéification de la biomasse, la cellulose est un contributeur majeur de production de goudron selon Prabir (2013a). C'est le composant dominant dans les résidus de la biomasse, soit environ 40 à 44 % en poids sec. Comme on peut le voir dans le tableau 1-4, la teneur en cellulose varie selon l'échantillon concerné, et elle varie en moyenne entre 36 et 45 %.

Tableau 1-4: Composante de la cellulose pour quelques résidus de biomasse

Biomasse	Cellulose (%)	Sources
Coque d'arachide	42,00	Richard <i>et al.</i> (2002)
Coque de palme	42,40	Lee (2003)
Coque de cajou	44,00	Tagutchou <i>et al.</i> (2012)
Bagasse	45,00	Garcia <i>et al.</i> (2002)
Balle de riz	36,10	Lee (2003)
Tige de mil	41,50	Gaur <i>et al.</i> (2001)
Tige de sorgho	36,00	Shu-Lai <i>et al.</i> (1992)
Tige de maïs	40,60	Banchorndhevakul (2002)
Tige de coton	33,00	Leemhuis <i>et al.</i> (1997)

b- Hémicellulose

Les hémicelluloses sont une classe de polymères très variés (de nombreux monomères et de nombreux branchements différents) et sont donc assez mal définis. Dans leur état naturel, elles ont un degré de polymérisation compris entre 200 et 300 et leur structure est fonction de l'espèce végétale. L'hémicellulose est un autre constituant de la paroi cellulaire de la plante. Elle peut être représentée par une formule générale de polysaccharidiques notée $(C_2H_8O_4)_n$. Les unités monosaccharidiques sont les plus représentées dans les différentes familles d'hémicelluloses. La figure 1-5 montre un arrangement moléculaire de l'hémicellulose typique (xylane). Il s'agit d'un groupe d'hydrates de carbone avec une structure à chaîne ramifiée et avec un plus faible degré de polymérisation (DP<100-200).

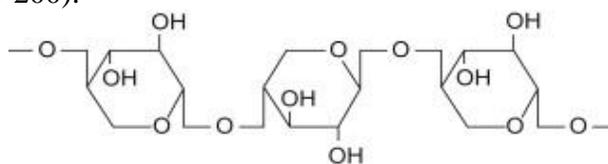


Figure 1-5 : Formule chimique de l'hémicellulose (Prabir, 2013a)

L'hémicellulose, lors de sa dégradation thermique tend à donner plus de gaz et moins de goudrons que la cellulose. Elle représente environ 20-30 % du poids sec de la biomasse. Le comportement pendant la pyrolyse de la biomasse pourrait être très différente en raison de la variation de la présence de composition de l'hémicellulose dans l'échantillon. Car l'hémicellulose et la cellulose caractérise l'indice de matière volatile de la biomasse Tagutchou (2008). La comparaison des valeurs d'hémicellulose obtenues des résidus de biomasse listées dans le tableau

1-5, montre une large différence des valeurs de l'hémicellulose en faveur de celles de résidus de biomasse agro-industrielle.

Tableau 1-5 : Composante de l'hémicellulose pour quelques résidus de biomasse

Biomasse	Hémicellulose (%)	Sources
Coque d'arachide	31,00	Richard <i>et al.</i> (2002)
Coque de palme	35,30	Lee (2003)
Coque de cajou	34,70	Tagutchou <i>et al.</i> (2012)
Bagasse	36,00	Garcia <i>et al.</i> (2002)
Balle de riz	19,74	Lee (2003)
Tige de mil	18,00	Gaur <i>et al.</i> (2001)
Tige de sorgho	18,00	Shu-Lai <i>et al.</i> (1992)
Tige de maïs	32,40	Banchordhevakul (2002)
Tige de coton	17,00	Leemhuis <i>et al.</i> (1997)

c- Lignine

La lignine est un groupe de composés chimiques appartenant aux composés phénoliques (voir figure 1-6). De façon générale, sa structure naturelle dépend du type de biomasse où elle se trouve (origine, âge...). Il est impossible d'isoler la lignine native du bois sans dégrader sa structure chimique. La masse moléculaire de la lignine reste encore inconnue. Tout ceci explique qu'on ne peut rencontrer que des masses moléculaires approximatives dont les valeurs moyennes sont de 5000 à 10 000 g/mol pour les bois durs (généralement des feuillus), et de l'ordre de 20 000 g/mol pour les bois tendres (généralement des résineux), Prabir (2013a).

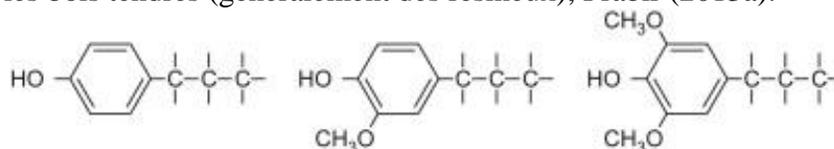


Figure 1-6: Motifs élémentaires de la lignine (Prabir 2013a)

Les données listées dans le tableau 1-6 montrent une faible variation des valeurs de la lignine des différents échantillons. Les biomasses ont une structure fibreuse dont la couche cellulose-lignine forme le squelette « skeleton » Allen *et al.* (2005). Cette structure fibreuse est très marquée dans le cas de la tige de mil. Jiying *et al.* (2012) montrent que la couche cellulose-lignine représente une proportion significative de la texture des particules combustibles et par conséquent des variations sur les produits de réactions de dévolatilisation et de combustion. Ainsi, selon Tagutchou (2008) la lignine caractérise l'indice élevé de carbone fixe dans les résidus de biomasse pendant les tests thermochimiques.

Tableau 1-6 : Composante de la lignine pour quelques résidus de biomasse

Biomasse	Lignine (%)	Sources
Coque d'arachide	23,00	Richard <i>et al.</i> (2002)
Coque de palme	20,80	Lee (2003)
Coque de cajou	21,30	Tagutchou <i>et al.</i> (2012)
Bagasse	19,00	Garcia <i>et al.</i> (2002)
Balle de riz	19,40	Lee (2003)
Tige de mil	28,00	Gaur <i>et al.</i> (2001)
Tige de sorgho	16,00	Shu-Lai <i>et al.</i> (1992)
Tige de maïs	20,50	Banchordhevakul (2002)
Tige de coton	28,00	Leemhuis <i>et al.</i> (1997)

1.4.2 Analyses élémentaire et immédiate de la biomasse

Les principaux éléments chimiques constituant la biomasse sont : le carbone, l'oxygène, l'hydrogène, l'azote, le soufre, l'humidité et les composés des cendres. Les cendres sont généralement constitués des éléments inorganiques comme le phosphore, le silicium, le chlore, le potassium, le sodium, des métaux alcalino-terreux et des métaux de transition (cuivre, fer, zinc,...). Ces éléments inorganiques sont absorbés, sous forme de sels minéraux par les végétaux. Ils remplissent des fonctions variées dans la biomasse. Ces éléments inorganiques déterminés par le biais de la fluorescence-X, sont présents dans la biomasse grâce au processus de photosynthèse. Ce qui fait que le milieu de récolte joue un rôle prépondérant dans la composition de cendre. Ces composants confèrent une influence sur les produits obtenus de la biomasse obtenue de différent lieu de récolte. Lors de la combustion de la biomasse, l'essentiel des matières inorganiques se retrouvent sous forme oxydée dans les cendres de combustion. C'est pourquoi, il est généralement bien admis, que la nature et le lieu de récolte de la biomasse affectent sur le taux de conversion, ceci en fonction de l'effet du taux de cendres élevé.

a- Composition élémentaire et pouvoir calorifique

La composition d'un échantillon de biomasse est souvent exprimée sur différentes bases en fonction de la technique de traitement de la matière première. Les bases exprimant la composition de la biomasse sont souvent effectuées sur quatre étapes d'analyses (voir figure 1-7).

La première base consiste à analyser la biomasse sur une base brute telle qu'elle est reçue ; cette base est encore appelée base de travail. Dans ce cas, les résultats des analyses ultime et immédiate peuvent être exprimés comme suit :

❖ **Analyse ultime** : $C + H + O + N + S + \text{cendres} + \text{humidité} = 100\%$

Avec C, H, O, N, et S représentant respectivement les pourcentages du carbone, de l'hydrogène, de l'oxygène, de l'azote et du soufre.

❖ **Analyse immédiate** : $MV + CF + \text{cendres} + \text{humidité} = 100\%$

Avec MV, et CF, les pourcentages respectifs de la matière volatile et du carbone fixe.

La seconde base consiste à analyser la biomasse sur une base sèche, à l'air sec ; la troisième permet d'analyser la biomasse sur une base après séchage total et enfin la quatrième base permet d'analyser la biomasse sur une base sèche sans cendres ; cette base est encore appelée base de combustion.

Les composants de la biomasse sont déterminés en tenant compte de la base de traitement de l'échantillon.

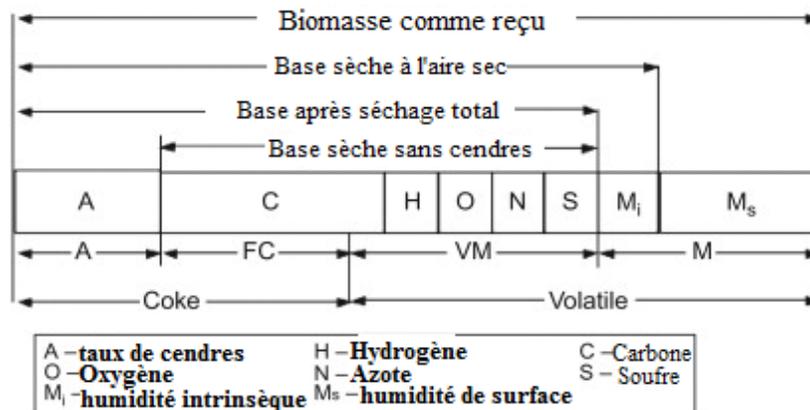


Figure 1-7 : Bases exprimant la composition de la biomasse (Prabir 2013a)

La détermination des éléments chimiques constitutifs de la biomasse est fondamentale car elle permet d'estimer l'efficacité de la combustion de la matière première à savoir :

- le contenu énergétique (taux de carbone, et d'hydrogène) ;
- l'émission de gaz et particules polluantes, corrosives et dangereuses (NO_x, HCl, dioxine) ;
- et les compositions de cendres ; une présence de ces minéraux dans la biomasse peut avoir un effet catalytique ou inhibiteur sur la composition de la production des gaz lors du processus de valorisation énergétique.

Le tableau 1-7 présente l'analyse élémentaire et le pouvoir calorifique inférieur des différentes biomasses les plus disponibles au Sénégal.

Au-delà de l'influence de la composition élémentaire de la biomasse, il est montré dans la littérature par plusieurs auteurs que la quantité et la composition des cendres affectent la réactivité de la biomasse. Blasi *et al.* (2009), dans l'étude du taux de combustion et de gazéification du char ligno-cellulosique, ont montré que la nature du résidu de biomasse n'affecte pas significativement la réactivité du char, cependant les différences cinétiques qui interviennent entre les échantillons peuvent être attribuées essentiellement à la quantité et à la composition des cendres. Ainsi, d'autres chercheurs (Zhang *et al.* 2008, et Liang *et al.* 2014) montrent que la variation de la cinétique de conversion du char lors d'un processus de gazéification est affectée par la présence du potassium (K) dans la cendre. Malheureusement, les cultures ou résidus de cultures ont une teneur élevée en cendres, conduisant ainsi à des teneurs en potassium et en autres composants inorganiques élevées.

La connaissance de la composition chimique élémentaire de la biomasse est nécessaire, dans la mesure où chaque élément chimique de la biomasse joue un rôle spécifique dans sa conversion thermique. Par exemple les taux de carbone et d'hydrogène donnent un indice sur la quantité d'énergie que peut fournir le combustible. Dans le tableau 1-7, nous constatons que les taux de carbone, d'hydrogène, d'oxygène, de soufre et d'azote des différentes biomasses sont sensiblement égaux d'un type de biomasse à l'autre excepté le cas de la balle de riz. Nous avons également constaté que la biomasse présente plus de variations sur les composés obtenus avec l'analyse immédiate (Cf. tableau 1-8) que ceux résultant de l'analyse élémentaire (tableau 1-7).

Tableau 1-7 : Récapitulation des éléments de l'analyse élémentaire de biomasse db⁴

Biomasse (%)	C	H	O	N	PCI (MJ/kg)	Sources
Coque d'arachide	56,49	6,62	35,28	1,51	18,48	Vladimir <i>et al.</i> (2013)
Coque de palme	54,40	7,49	35,60	2,03	21,45	Richard <i>et al.</i> (2002)
Coque de cajou	56,40	7,10	33,50	0,60	21,92	Irfan <i>et al.</i> (2012)
Tiges de mil	51,59	6,37	40,61	1,32	18,13	Lee (2003)
Tiges sorgho	46,07	5,76	40,32	0,39	16,61	Lee (2003)
Tiges de maïs	44,03	6,28	41,80	0,80	14,93	Preto <i>et al.</i> (1987)
Balle de riz	42,80	4,48	29,33	0,37	14,89	Hyo <i>et al.</i> (2014)
Tiges de coton	49,35	6,29	43,52	0,84	16,74	Jiying <i>et al.</i> (2012)
Bagasse canne à sucre	49,40	6,30	43,90	0,36	17,60	Andrea <i>et al.</i> (2013)
Charbons bitumineux	85,00	5,00	7,00	1,80	34,00	Jeanmart <i>et al.</i> (2006)
Essence	84,00	6,00	0,00	0,00	42,00	Jeanmart <i>et al.</i> (2006)

Par ailleurs comparés aux composants de ressource fossile, on remarque que les résidus de la biomasse ont moins de carbone et plus d'oxygène (voir tableau 1-7). Ainsi, à travers le diagramme de Van Krevelen, Parbir (2013a) a montré que les rapports (H/C) et (O/C) de la

⁴db : dry basis (base sèche)

biomasse sont plus élevés que ceux des combustibles fossiles. Ce rapport est utilisé pour expliquer la faible valeur du pouvoir calorifique de la biomasse vis-à-vis de celle des combustibles fossiles.

Ainsi en partant sur la base de l'importance de la composition chimique, Jeanmart *et al.* (2006) ont expliqué que le pouvoir calorifique, la densité volumique, les teneurs en eau, en matière volatile, en carbone fixe et la forme du combustible sont des facteurs qui influent sur la qualité de combustion. Le pouvoir calorifique de la matière organique est un indice énergétique de la matière première qui permet de situer sa contenance énergétique ; il représente la quantité d'énergie contenue dans une unité de masse de combustible. Le pouvoir calorifique peut être présenté en deux classes : le pouvoir calorifique inférieur (PCI) et le pouvoir calorifique supérieur (PCS). Le pouvoir calorifique est principalement défini par la composition chimique de l'échantillon.

- **Pouvoir calorifique supérieur**

Le pouvoir calorifique supérieur est déterminé à l'aide d'une bombe calorimétrique, ou par le protocole de calcul du PCS et de détermination du PCI. Cette méthode de calcul se fait sur la base de la norme NFISO 1928, ou sur la base des corrélations décrites dans la littérature. D'après le modèle de DULONG (Kathiravale *et al.* 2003), le PCS s'exprime grâce à l'équation (1-4).

$$PCS(kJ.kg^{-1}) = (81,3 \times C + 345,5 \times (H - O/8) + 22,2 \times S) \times 4,1866 \quad (1-4)$$

avec C, H, S, O, représentent respectivement les pourcentages massiques de carbone, d'hydrogène, de soufre, d'oxygène déterminés par analyse élémentaire de la biomasse sur une base sèche.

Les méthodes expérimentales sont aussi les moyens les plus fiables de détermination de la valeur de PCS de la biomasse. Si celles-ci ne sont pas possibles, des corrélations empiriques comme l'équation Dulong-Berthelot, développée à l'origine pour le charbon avec des coefficients modifiés pour la biomasse, peuvent être utilisés. Channiwala *et al.* (2002) ont ainsi développé une corrélation unifiée pour 15 corrélations existantes et à 50 combustibles, y compris la biomasse, les liquides, les gaz et le charbon.

- **Pouvoir calorifique inférieur (PCI)**

Il représente l'énergie de combustion exprimée en kilojoule (kJ/kg) d'un combustible brûlé en présence d'excès d'air et sans tenir compte de la chaleur de condensation de l'eau. Le PCI est mesuré à pression constante. Le pouvoir calorifique inférieur joue un rôle important dans l'évaluation du rendement énergétique d'une chaudière. La relation entre le PCI et le PCS est donnée par la relation 1-6.

$$PCI = PCS - 6(9H + M) \quad (1-5)$$

Avec H et M représentant respectivement la teneur en hydrogène et en taux de l'humidité de l'échantillon. Ainsi, la chaleur latente de vaporisation, pour une température de consigne de 100 °C est de 2260 kJ/kg.

De nombreux pays européens définissent l'efficacité d'un système thermique en termes de PCI. Ainsi, un rendement exprimé de cette manière apparaît supérieur à celui exprimé par l'utilisation du PCS (comme c'est la norme dans de nombreux pays comme les États-Unis et le Canada), à moins que la base soit spécifiée. Cet histogramme (figure 1-8) montre le PCI de trois familles de biomasses : la famille constituée de la coque d'arachide, la tige de mil, et la bagasse

de canne à sucre ; la famille des balles de riz, des tiges de sorgho, de maïs et de tiges de coton et la famille des coques cajou et de palme.

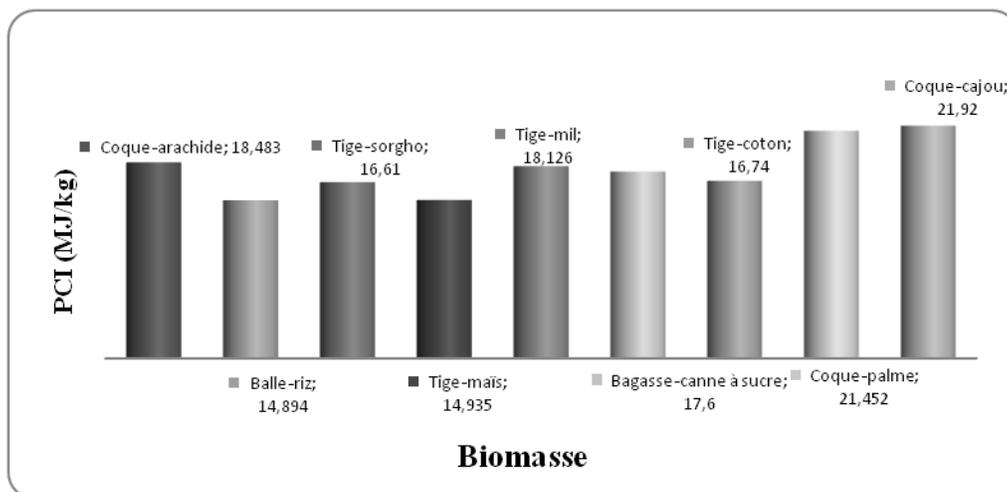


Figure 1-8 : Histogramme du pouvoir calorifique inférieur

Nous constatons également que la coque de cajou, la coque de palme, la coque d'arachide, la tige de mil, la bagasse de canne à sucre et la tige de coton ont les PCI les plus élevés (entre 17 MJ/kg et 22 MJ/kg) que les autres échantillons (tige de maïs, balle de riz et tige de sorgho).

b-Composition de la biomasse obtenue par analyse immédiate

L'analyse immédiate permet de déterminer la teneur en humidité, en carbone fixe, en matières volatiles, en cendres d'un échantillon donné. Dans la littérature, il est connu qu'en matière de valorisation énergétique, que les biomasses possédant un pouvoir calorifique inférieur le plus élevé, sont celles qui ont un taux d'humidité et une teneur en cendres les plus faibles. Dans le tableau 1-8 ci-dessous, sont récapitulées les données de l'analyse immédiate de quelques biomasses présentées précédemment.

Tableau 1-8 : Analyse immédiate de quelques biomasses db⁵

Biomasse (%)	Carbone fixe (%)	Matière Volatile (%)	Taux de cendres (%)	Humidité (%)
Bagasse	31,00	65,00	3,60	9,40
Balle de riz	18,50	57,40	15,70	7,30
Coque arachide	19,60	65,40	9,30	5,70
Coque palme	14,48	77,96	7,56	~6,20
Coque cajou	15,80	81,60	2,60	6,10
Tige de mil	18,70	78,30	5,30	6,10
Tige de coton	15,12	75,77	2,70	6,41

Ce tableau montre que les coques d'arachide, de palme et arachide ont un taux d'humidité plus faible que celui des autres biomasses, expliquant ainsi leurs valeurs élevées de PCI (18 MJ/kg, 21,4 MJ/kg et 21,92 MJ/kg, respectivement).

La matière volatile est une composante de la biomasse qui permet de caractériser sa réactivité lors de sa conversion thermique. Elle définit la fraction volatile réellement libérée lors d'un traitement thermochimique, Jeanmart *et al.* (2006).

⁵db : dry basis

La figure (1-9) illustre la variation des valeurs de matières volatiles (MV) de quelques résidus de biomasse précédemment présentés. Sur ce graphique nous pouvons estimer que les tiges de maïs, de mil, de coton et la coque de palme ont un taux de matière volatile sensiblement égal à 80 % suivie de celle de la tige de sorgho qui est de l'ordre de 74 %.

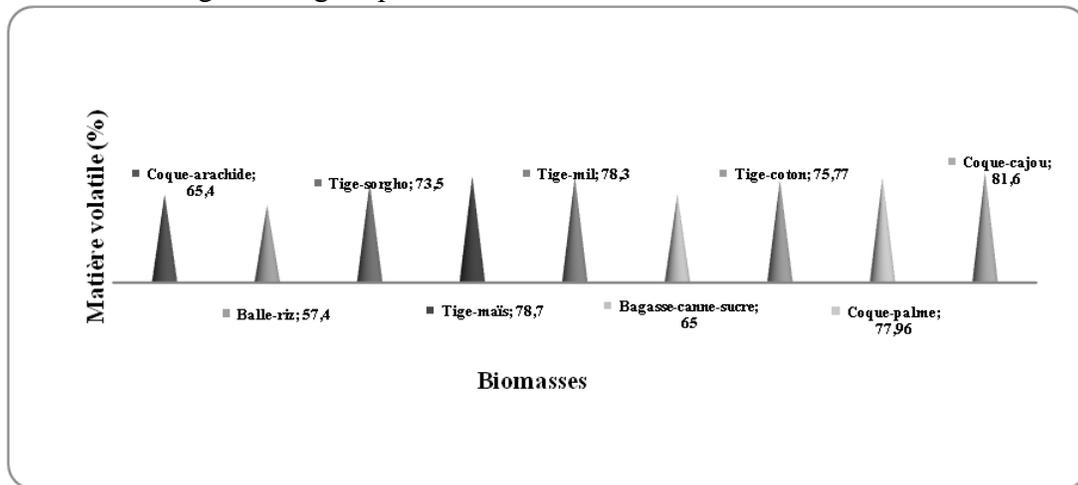


Figure 1-9 : Histogramme du taux de matière volatile de quelques biomasses

1.4.3 Propriétés thermo-physique de la biomasse

La réussite du changement thermique nécessite une phase de recherche pour aboutir à une meilleure compréhension du comportement de la biomasse pendant la gazéification. En effet, l'échantillon de biomasse est un milieu hétérogène, tant au niveau des propriétés thermique que physiques du solide (granulométrie, porosité, humidité, densité, conductivité, diffusivité, ...).

1.4.3.1 Propriétés Physiques

a- Porosité

Certaines des propriétés physiques de la biomasse affectent son comportement lors de la pyrolyse et de la gazéification. Parmi ces propriétés figure la porosité qui demeure ainsi un facteur important dans la conversion thermo-chimique de la biomasse. Une porosité élevée de la biomasse permet aux gaz de pyrolyse d'être piégés dans les pores, ce qui augmente leur temps de séjour dans la zone de réaction, accroissant ainsi le potentiel de fissuration secondaire conduisant à la production de char. Les pores dans le cas du bois sont généralement orientés longitudinalement ; par conséquent, la conductivité et la diffusivité thermique dans la direction longitudinale demeurent différentes de celles dans la direction latérale, Prabir (2013a).

b- Humidité

L'humidité est un facteur qui est en interaction avec l'aération. Elle est proportionnelle à l'espace lacunaire occupé par l'air riche en vapeur d'eau. L'humidité est connue sous deux formes : libre ou liée Prabir (2013a). L'humidité libre ou externe réside généralement à l'extérieur des parois cellulaires de la biomasse ; en ce qui concerne l'humidité liée, elle est absorbée dans les parois cellulaires de la matière première.

L'humidité d'un échantillon est déterminée par séchage d'un échantillon dans une étuve à 105°C, pendant 24 heures (norme NF EN 1434), ainsi, l'humidité est déterminée à l'aide des relations (1-6 et 1-7)

Elle est définie en fonction d'une base expérimentale (sèche ou humide) présentée comme suit :

Humidité sur la base sèche, elle est rapportée à la masse m_2 ($M_{sèche}$) obtenue après étuvage à 105 °C ; elle est donnée par la formule 1-7.

$$H_{bs} = \frac{M_{humide} - M_{sèche}}{M_{sèche}} \times 100 \quad (1-6)$$

Humidité sur la base humide, quant à elle, est rapportée à la masse m_1 d'échantillon humide (M_{humide}) ; elle est donnée par la formule 1-7.

$$H_{bh} = \frac{M_{humide} - M_{sèche}}{M_{humide}} \times 100 \quad (1-7)$$

En combinant les équations 1-6 et 1-7, on obtient une relation entre les deux bases :

$$H_{bs} = \frac{H_{bh}}{1 - H_{bh}} \quad (1-8)$$

L'humidité est un paramètre important qui influe sur l'évolution du pouvoir calorifique inférieur (PCI) du combustible, car plus le taux d'humidité est grand plus petit est son PCI. Elle influe également sur le coût de transport des biomasses. Dans le tableau 1-9 ci-dessous, nous pouvons constater que la puissance du procédé est fonction de la technologie utilisée mais aussi de la teneur en humidité de l'échantillon. Il est alors nécessaire d'accorder une attention particulière à la teneur en eau d'une biomasse donnée; ceci conduira à un mauvais rendement de la production et des coûts de transport plus élevés. L'humidité influe aussi sur des paramètres comme la température de combustion et la densité de la biomasse.

Tableau 1-9 : Types d'installation en fonction de l'humidité et de la granulométrie de la biomasse (« association of energy engineers »)

Type d'installation	Puissance	Caractéristiques physiques
Chaudières à grilles planes	15 kW à 800 kW	Humidité 10 % à 25 % et granulométrie 3 cm grand côté
Chaudières à grilles mobiles	120 kW à 25 MW	Humidité 25 % à 50 % et granulométrie 10 cm à 30 cm
Chaudières à grilles rotatives	2 MW à 25 MW	Humidité 40 % à 65 % et granulométrie l'ordre mm (Écorces, bois très humides)
Chaudières à lit fluidisé	20 MW à 600 MW	Humidité jusqu'à 65 % et granulométrie fine

Il a été rapporté également que la forte teneur en humidité affecte la qualité des gaz produits de la biomasse, car elle réduit de façon significative la température de réaction. Par illustration, Somma *et al.* (2011) utilisent trois types d'humidité de biomasse (27,0 %, à 24,4 %, et à 21,8 %), et obtiennent des valeurs du pouvoir calorifiques de 13,0 MJ/kg ; 15,4 MJ/kg et 17,8 MJ/kg, respectivement. Avec ces essais l'auteur a montré que la teneur en eau de la biomasse influe la production des gaz (CO, H₂, CH₄, CO₂,...).

c- Granulométrie

Elle permet de mesurer la taille des particules qui constituent le combustible formant un ensemble. La taille des particules peut être déterminée par tamisage, en utilisant des tamis de différentes mailles.

Le choix de la granulométrie de la biomasse doit s'établir en fonction du type d'installation (réacteur à lit fixe ou à lit fluidisé). Le tableau 1-9 ci-dessus présente la typologie de la technique

de valorisation des biomasses en fonction des caractéristiques physiques de cette dernière. Il est également montré dans la littérature par des auteurs comme Lu *et al.* (2006), que la granulométrie influence directement la masse volumique apparente, la conversion du résidu de biomasse et les produits de la pyrolyse. Plusieurs conclusions ont été soulignées dans la littérature que la taille des particules influe sur la cinétique de gazéification du char, par contre certains auteurs parlent de la nature insignifiante de l'effet de la taille des particules sur la cinétique conversion du char. Ainsi, c'est dans ce sens que Skodras *et al.* (2015) soulignent à travers leur étude qu'il y a un débat contradictoire de l'effet de la taille des particules sur le taux de gazéification de la biomasse. Des auteurs comme Skodras *et al.* (2015) et Sansha *et al.* (2013) ont montré dans leurs études que la taille des particules influence de manière insignifiante sur le taux de conversion de la biomasse lors de la gazéification. Tandis que, les auteurs comme (Hanson *et al.* (2002) et Wilk *et al.* (2013)) trouvent que la taille des particules a un effet sur la conversion thermique de la biomasse. Toujours dans ces études paramétriques, d'autres auteurs ont cherché à montrer qu'il existe une taille minimale de la particule au-delà de laquelle les phénomènes de transfert ne sont pas négligeables comparés aux phénomènes chimiques. Ainsi, la taille de 2 mm est le plus souvent avancée comme valeur limite en deçà de laquelle seuls les phénomènes chimiques contrôlent la cinétique de conversion. Par contre dans la plus part des cas, les tailles des particules sont telles que les deux phénomènes contrôlent le processus de gazéification. Au terme de cet examen de la taille des particules, nous avons constaté que l'ensemble des mécanismes de gazéification restait encore mal connu.

1.4.3.2 Propriétés thermodynamiques

La gazéification et la pyrolyse sont des processus fortement influencées par les propriétés thermodynamiques de la biomasse. Dans cette section, nous nous intéressons aux trois propriétés thermodynamiques que sont la conductivité thermique, la chaleur spécifique et la diffusivité de la biomasse.

a-Conductivité thermique

Les particules de biomasse sont soumises à la conduction thermique à travers leurs fibres (constituées par des principaux constituants de la biomasse), ce qui influe particulièrement sur leur comportement de pyrolyse et de gazéification. Ainsi, la conductivité thermique de la biomasse est un paramètre important de conversion de la biomasse. Il est fonction de la densité et à l'humidité. En se basant sur un grand nombre d'échantillons, MacLean (1941) a développé les corrélations suivantes :

$$\lambda = \rho_g (0,2 + 0,004 \times H_{bio}) + 0,0238 \text{ pour une humidité supérieure à 40\%} \quad (1-9)$$

$$\lambda = \rho_g (0,2 + 0,0055 \times H_{bio}) + 0,0238 \text{ pour une humidité inférieure à 40\%} \quad (1-10)$$

Où ρ_g est la densité du gaz et H_{bio} est le pourcentage d'humidité de la biomasse à base sèche.

Contrairement au métal et à d'autres solides, la biomasse est fortement anisotrope (propriétés optiques, physique ou mécanique varient selon les directions). La conductivité thermique de la biomasse est différente de celle rencontrée à travers un métal et sur d'autres solides, Prabir (2013a). La conductivité dépend en plus de la teneur en humidité, de la porosité et de la température traitement de la biomasse. Elle dépend aussi du degré de conversion de la biomasse lors d'une combustion ou d'une gazéification. Thunman *et al.* (2002) ont écrit que la conductivité thermique efficace est décrite comme la somme des effets de contributions des fibres, de l'humidité et des gaz de la biomasse (équation 1-11).

$$\lambda_{eff} = G(x)\lambda_s + F(x)\lambda_h + H(x)[\lambda_g + \lambda_{ray}] \quad (W / m.K) \quad (1-11)$$

en direction parallèle des fibres des cristaux de biomasse

Où G(x), et F(x) sont des fonctions de la structure des cellules de la biomasse, et H(x) est la longueur sans dimension des cellules de la biomasse; λ_s , λ_h , et λ_g sont des conductivités thermiques de la matière solide sèche (paroi des fibres), de l'humidité, et du gaz respectivement, λ_{ray} représente la contribution de la conductivité du rayonnement.

Selon Prabir (2013a), ces composants sont donnés par les relations empiriques suivantes et sont utilisés pour calculer les valeurs directionnelles de la conductivité thermique (toutes les conductivités thermiques sont en W/m.K):

$$\lambda_h = -0,487 + 5,887 \times 10^{-3} T - 7,39 \times 10^{-6} T^2 \quad (1-12)$$

$$\lambda_g = -7,494 \times 10^{-3} + 1,709 \times 10^{-4} T - 2,377 \times 10^{-7} T^2 + 2,202 \times 10^{-10} T^3 - 9,463 \times 10^{-14} T^4 + 1,581 \times 10^{-17} T^5 \quad (1-13)$$

$$\lambda_s = 0,52 \quad \text{dans la direction perpendiculaire de la fibre} \quad (1-14)$$

$$\lambda_{ray} = 5,33 \times \theta_{ray} \times d_{pore} \times \kappa_b \times T^3 \quad (1-15)$$

où d_{pore} est le diamètre des pores, κ_b est la constante de Stefan-Boltzmann et T est la température en K. La contribution de la conductivité du rayonnement (λ_{ray}) des gaz dans les pores est seulement importante pour des températures élevées selon Prabir (2013a).

b-Chaleur spécifique

La chaleur spécifique (C_p) est une propriété thermodynamique importante de la biomasse, nécessairement utilisée pour les calculs thermodynamiques. Elle est une indication de la capacité thermique d'une matière première.

Tableau 1-10 : Chaleur spécifique de quelques bois et Chars

Référence	Carburant	Chaleur spécifique en kJ/kg.K	Validité(° C)
	Bois sec	$C_{p,sèche} = 0,1031 + 3,867 \cdot 10^{-3} T$	
Ragland <i>et al.</i> (1991)	Bois humide	$C_p = [(C_{p,sèche} + 4,19 H_{sèche}) / (1 + H_{sèche})] + A$, où $H_{sèche}$ est le taux de l'humidité sur une base sèche, T en (K), et $A = (2,355 \cdot 10^{-2} T - 1,32 H - 6,191) H_{sèche}$	
Ragland <i>et al.</i> (1991)	Char de bois	$C_p = 1,39 + 3,6 \cdot 10^{-4} T$	420 -1720
Gupta <i>et al.</i> (2003)	Bois tendre	$C_p = 5,46 \cdot 10^{-3} T - 0,524$	40 - 140
	Char du bois tendre	$C_p = -3,8 \cdot 10^{-6} T^2 + 5,98 \cdot 10^{-3} T - 0,795$	40 - 413
Simpson <i>et al.</i> (1999)	Bois	$C_{p,sèche} = 0,1031 + 3,867 \cdot 10^{-3} T$	7-147
	Char	$C_p = (C_{p,sèche} + 4,19 H_{sèche}) / (1 + 0,01 H_{sèche}) + Ac$, où $A = (2,36 \cdot 10^{-4} T - 6,191 \cdot 10^{-2} - 1,33 \cdot 10^{-4} \cdot H_{sèche}) H_{sèche}$	7-147
Jenkins. (1989)	Divers bois	$C_{p,sèche} = 0,266 + 0,00116(T - 273)$	0 - 106
		$C_p = C_{p,sèche} (1 - H_{humide}) + 4,19 H$, où H_{humide} est le taux de l'humidité dans des conditions humides	0 -106

L'humidité et la température affectent la chaleur spécifique de la biomasse, mais la densité des espèces de bois n'a pas beaucoup d'effets sur la chaleur spécifique, Ragland *et al.* (1991). Elle dépend aussi dans une certaine mesure du type et de la source de la biomasse (tableau 1-10).

c- Diffusivité thermique

La diffusivité notée D_f (m^2/s) caractérise la vitesse à laquelle la chaleur est transférée par conduction dans le matériau ; plus la valeur de la diffusivité est faible, et plus la chaleur prend du temps pour traverser le matériau. La densité et la chaleur spécifique affectent la diffusivité du char. Elle est exprimée par l'équation (1-16) :

$$D_f = \frac{\lambda}{\rho \times C_p} \quad (1-16)$$

1.4.4 Récapitulation sur le choix des trois biomasses sélectionnées

Nous pouvons dire en résumé que les résultats des analyses élémentaires des différents types de biomasses (tiges de mil, tige de sorgho, tige de maïs, tige de coton, bagasse de canne à sucre, coque de palme, coque de cajou, et coque d'arachide) listés dans le tableau (1-7) sont sensiblement identiques. Ainsi, il sera très difficile de se baser sur ces données de la composition élémentaire pour estimer le potentiel énergétique de la biomasse.

Cependant, une différence est notée sur les résultats obtenus de l'analyse immédiate, à savoir les valeurs des taux de cendre, de carbone fixe, d'humidité, et la teneur en matière volatile qui sont totalement différents d'un type de biomasse à l'autre (voir tableau 1-8).

Nous avons également trouvé que la composition des principaux constituants de la biomasse (cellulose, hémicellulose et la lignine) variait d'une biomasse à l'autre. Mais, nous notons une forte variation sur les valeurs de la lignine comparées à celles de la cellulose et de l'hémicellulose. Afin d'évaluer le potentiel énergétique, il est plus important de s'intéresser à la structure biochimique et aux données obtenues de l'analyse immédiate en lieu et place de la composition élémentaire ainsi que sur le pouvoir calorifique des biomasses.

Ainsi, les tiges de céréales présentent un pouvoir calorifique inférieur de 15 à 18 MJ/kg, de faibles taux de cendre, d'humidité et à quantité élevée en résidu de production disponible au Sénégal (voir le tableau 1-1 et tableau 1-7). Cependant, nous notons une baisse de la production de tiges de mil ces dernières années (voir figure 1-1). Ainsi, même si cette biomasse présente une bonne quantité et pratiquement pas utilisable pour des fins énergétiques, elle est limitée par une contrainte liée à sa composition spongieuse qui lui confère une masse volumique relativement faible et un faible rendement de production de chars.

La coque d'arachide quant à elle, constitue le résidu du produit de base de l'agriculture sénégalaise ; elle présente selon l'estimation de FAO/STAT, une quantité de 391 570 tonnes en 2012 et elle a un PCI de 18,5 MJ/kg. Les coques d'arachide sont généralement utilisées comme compost par les maraichères et pour le fumage du poisson par les femmes en général.

Les noix de cajou ont connu une expansion durant ces dernières années au Sénégal. Il n'existe pas au Sénégal une unité de transformation de la coque de cajou en énergie pour une alimentation énergétique quelconque. Étant donné que ce résidu présente une bonne quantité (une croissance de 3 869 tonnes/an pour ces 5 dernières années) et un bon PCI (21,9 MJ/kg) en comparaison aux autres résidus de biomasse présentés dans le tableau (1-7).

Cependant, en 2012 au Sénégal, la coque de palme présente un tonnage de 97 600 tonnes (données FAO/STAT). Ces résidus ne sont pas exploités par la société Guirassy savon ni par une autre unité de transformation énergétique, elles sont déchargées sur la côte du fleuve Casamance

où elles sont brûlées à l'air libre, ce qui constitue un problème pour l'environnement. A la suite de cette analyse, notre étude portera principalement sur les échantillons de coques d'arachide, de cajou et de palme dû au fait qu'ils présentent un bon PCI, un bon taux de matières volatiles, de faibles teneurs en humidité et cendres et surtout que ces dernières présentent un potentiel en termes de productions importantes au Sénégal.

1.5 Valorisation énergétique de la biomasse

À l'issue du « protocole de Kyoto », du contexte actuel de développement durable et de réduction de gaz à effet de serre, l'utilisation des résidus de biomasse (végétaux agro-industriels et agricoles) devient de plus en plus populaire. Cette biomasse constitue la source d'énergie renouvelable la plus compétitive pour la production d'énergie, et c'est une ressource largement disponible dans le monde. L'utilisation énergétique de cette matière première est possible grâce à des procédés de transformation thermochimique ou biochimique. Il existe alors deux voies principales de valorisation énergétique de la biomasse : la voie humide (ou biochimique), et la voie sèche (voie thermochimique) voir figure 1-10. Ainsi, la biomasse sèche est beaucoup plus adaptée à la conversion thermochimique (en terme économique).

La voie biochimique fait appel à l'utilisation des enzymes et/ou de micro-organismes dans des conditions de température et de pression favorables à la transformation de la biomasse. On distingue trois procédés : la méthanisation, la fermentation alcoolique et l'extraction d'huile végétale. Cependant, la conversion de la biomasse par la voie thermochimique s'effectue avec des conditions de température et d'atmosphère bien définies (voir figure 1-10).

L'énergie finale de la conversion thermochimique est obtenue selon les conditions de température opératoire, la matière organique qui se dégrade et selon le procédé utilisé. Cette énergie est applicable sous la forme d'électricité (piles à combustible – PAC ; moteur à combustion interne – MCI ; turbine à gaz – TAG ; moteur à gaz – MAG), soit sous la forme de biocarburants (éthanol, méthanol, ETBE et EMHV) ou de chaleur.

Les voies de valorisation

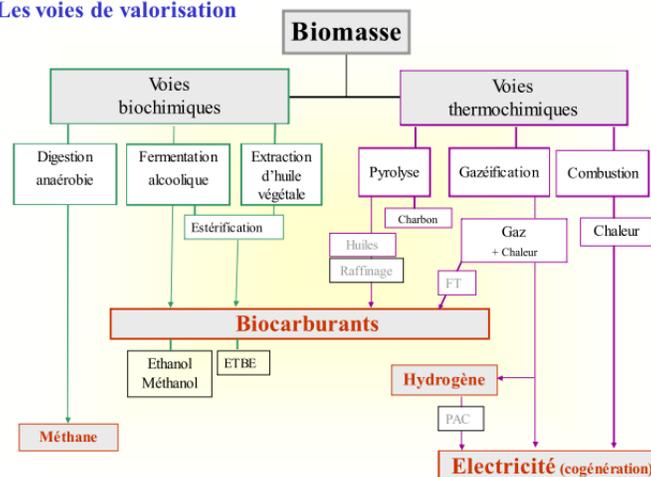


Figure 1-10 : Techniques de valorisation énergétique de la biomasse (Thiébout 2009)

1.5.1 Conversion biochimique de la biomasse

Les voies biochimiques regroupent trois ensembles de décomposition de la biomasse par l'action bactérienne (digestion anaérobie) :

- ✓ action bactérienne de la biomasse humide en l'absence d'air (exemple des algues), elle permet de produire du méthane ;
- ✓ la fermentation alcoolique et
- ✓ l'extraction d'huiles végétales conduisant à l'obtention d'esters qui par une succession de réactions chimiques, aboutissent à la production d'Ethanol, de Méthanol et d'Ethyl-Tertio-Butyl-Ether (ETBE).

a- Digestion anaérobie

La digestion anaérobie encore appelée fermentation méthanique, elle permet la transformation de la matière organique, par le biais d'enzymes ou de micro-organismes en méthane, en gaz, en additifs de carburants et en compost. Cette transformation de la biomasse s'effectue en l'absence d'oxygène. La méthanisation permet d'éliminer le polluant organique tout en consommant peu d'énergie, en produisant peu de boues et en générant une énergie renouvelable : le biogaz. Ce processus peut être résumé en quatre phases de dégradation : hydrolyse, acidogènes, acétogènes, et méthanogènes voir figure 1-11.

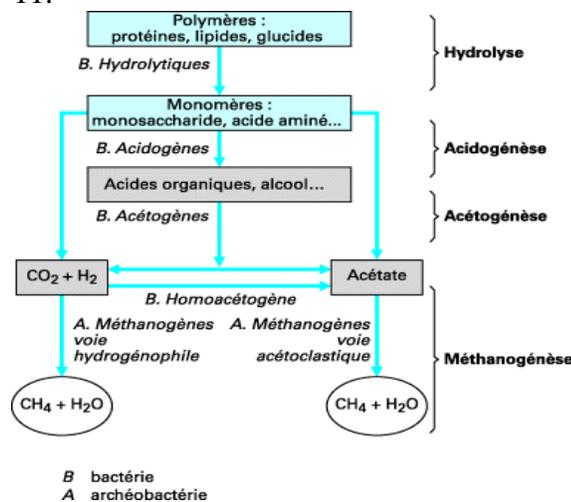


Figure 1-11 : Différentes étapes de la digestion anaérobie (Sylvain 2007)

Hydrolyse : Cette étape correspond à la dégradation des macromolécules organiques (protéines, lipides, polysaccharides, ...) en monomères (acide aminé, acide gras, oses...). Ce sont les bactéries dites hydrolytiques qui vont permettre de casser des structures organiques complexes en libérant des enzymes (protéases, lipases, cellulases...). Cette étape est déterminante pour la suite de la fermentation, car seules les molécules simples seront bio-disponibles pour la suite du traitement.

Acidogénèse : Les monomères sont fermentés principalement en acide gras volatils (AGV), en alcools, en H₂ et en CO₂. Les bactéries responsables de cette étape sont nombreuses, on les appelle les bactéries fermentaires.

Acétogénèse : Dans cette étape, une grande partie des acides gras volatils et des alcools est assimilée par les bactéries acétogènes autotrophes pour former de l'acide acétique (CH₃COOH). Une autre partie est convertie en hydrogène et dioxyde de carbone.

Méthanogénèse : Il y a deux voies de production du méthane (Sylvain 2007):

- à environ 70 % par les bactéries méthanogènes acétoclastes ; dans ce cas, le méthane est produit à partir de l'acétate selon la formule $3C_2H_4O_2 \rightarrow 3CH_4 + 3CO_2$;

- à environ 30 % par les bactéries méthanogènes hydrogénophiles ; le méthane correspondant est produit à partir du dioxyde de carbone et de l'hydrogène,
 $CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$

Les principaux facteurs physico-chimiques qui affectent le procédé de digestion anaérobie sont le pH, la température et le potentiel d'oxydoréduction.

Le pH optimum de la digestion anaérobie se situe autour de la neutralité. Il est le résultat du pH optimum de chaque population bactérienne : celui des bactéries acidifiantes se situe entre 5,5 et 6. Les acétogènes préfèrent un pH proche de la neutralité tandis que les méthanogènes ont une activité maximale dans une gamme de pH comprise entre 6 et 8. Toutefois, la méthanisation peut se produire dans des milieux légèrement acides ou alcalins.

L'activité de l'ensemble de l'étape méthanogène est étroitement liée à la température. Ainsi, deux plages de températures optimales peuvent être définies : la zone mésophile (autour de 35 °C) et la zone thermophile (entre 55-60 °C) avec une décroissance de l'activité de part et d'autre de ces températures.

Le potentiel d'oxydoréduction représente l'état de réduction du système, il affecte l'activité des bactéries méthanogènes. Ces bactéries exigent en effet, outre l'absence d'oxygène, un potentiel d'oxydoréduction inférieur à 330 mV pour initier leur croissance.

b-Méthanisation

Elle définit le processus de traitement naturel des déchets organiques qui conduit à une production combinée de gaz convertible en énergie (biogaz), provenant de la décomposition biologique des matières organiques dans un milieu en raréfaction d'air (appelée «fermentation anaérobie» car sans oxygène) et d'un digestat (les déchets «digérés»), utilisable brut ou après traitement (déshydratation et compostage, hygiénisation) comme compost. La méthanisation concerne plus particulièrement les déchets organiques riches en eau et à fort pouvoir fermentescible (fraction fermentescible des ordures ménagères, boues de station d'épuration, graisses et matières de vidange, certains déchets des industries agroalimentaires, certains déchets agricoles). Après une présentation résumée des techniques de la conversion biochimique de la biomasse nous passons à l'exposition des techniques de conversion thermochimique des résidus de biomasse.

1.5.2 Techniques de conversion thermique de la biomasse

Cette partie fait l'état des lieux des différentes techniques de conversion thermique de la biomasse et fournit ainsi des informations permettant de faire un éclaircissement sur les trois technologies susmentionnées, celle qui se prête le mieux pour répondre aux exigences de production pour un cas spécifique. Les avantages et les inconvénients de chaque procédé/technologie y seront abordés.

En effet, la conversion de la biomasse par voie sèche regroupe plusieurs procédés basés sur la dégradation des molécules sous l'effet de la chaleur. On distingue trois procédés de conversion thermochimique : la combustion, la pyrolyse et la gazéification. Chacune de ces trois techniques de conversion énergétique de la biomasse opère à travers une succession d'opérations (séchage, dégradation thermique sans ou en présence d'oxygène). Elles nécessitent tout un transfert de chaleur sur un échantillon solide pour produire de l'énergie sous forme liquide (huile pyrolytique), gazeuse (H_2 , CO , CH_4 , CO_2 ,...) et solide (charbon de biomasse : char).

1.5.2.1 Incinération ou combustion

L'incinération se montre comme étant une technique permettant de traiter de grandes quantités de déchets pour réduire sensiblement le volume de ces déchets. Néanmoins, elle ne se limite pas tout simplement à la réduction des déchets en cendres, mais le procédé d'incinération prend en compte les aspects de valorisation telle que la récupération d'énergie sous forme d'eau chaude, la production d'énergie sous forme d'électricité et la valorisation de certains résidus d'incinération (le mâchefer), Bridgwater (2012). En effet, les rejets de polluants associés à cette technique font l'objet d'une attention particulière car ils présentent un danger pour la santé.

Les installations permettant l'incinération de déchets sont appelées Unités de Valorisation Énergétique ; elles permettent la valorisation énergétique des déchets en chaleur et/ou électricité. Le tableau 1-11 présente une synthèse des avantages et inconvénients des trois types de fours (four à grilles fixes et mécaniques, four tournant et/ou oscillant et four à lit fluidisé dense, rotatif ou circulant) pour le traitement de différents types de déchets.

Tableau 1-11 : Avantages et inconvénients des fours d'incinération (Ndiaye 2009)

Types de fours	Types de déchets	Avantages	Inconvénients
Grilles fixes et mécaniques	Solides Industriels	Hétérogénéité des déchets, humidité élevée bon mélange, extraction	Fonctionnement discontinu, taille importante des installations
	Solides	Hétérogénéité des déchets	Injection de l'air en tête de four, présence de distillats en sortie de four, faible volume de la chambre primaire, faible inertie, faible durée de vie des réfractaires
Tournants et/ou oscillants	Gaz	Brassage des déchets	
	Liquides Industriels	Faible taux de carbone	
A lit fluidisé, dense, rotatif ou circulant	Solides	Hétérogénéité des déchets, forts transferts de matière, d'énergies, montées en température de façon rapide et homogène	Granulométrie limitée des solides, importance des équipements de dépoussiérage, point de ramollissement des cendres
	Gaz		
	Liquides		

1.5.2.2 Pyrolyse

Par convention, la technique de pyrolyse est définie comme la décomposition thermique des déchets sous l'action de la chaleur, en absence totale ou en quantité très faible, d'oxygène (d'air). Cette technique permet de valoriser et de décomposer la matière organique par le biais de la chaleur (et non par le feu) en énergie. Il résulte de la pyrolyse de biomasse, des produits comme : une fraction de gaz composée de H₂, de CO, de CO₂ (hydrocarbures légers); une fraction liquide (huiles pyrolytiques synthétisables) et celle de résidus solides (char composé fortement carboné). Les différents produits cités ci-dessus, sont obtenus en fonction des conditions de température, de vitesse de chauffage, de temps de séjour, de nature de l'échantillon et du type d'outil expérimental de pyrolyse utilisé. Néanmoins deux types de pyrolyse existent, la pyrolyse lente et celle rapide ou flash.

La pyrolyse lente, elle s'effectue à basse température (400 – 500 °C) et avec un temps de chauffage long. Le produit obtenu de cette réaction de dégradation de la biomasse est majoritairement constitué de solide (voir le tableau 1-12).

Pour ce qui est de la pyrolyse rapide ou flash, elle nécessite une température élevée (température >700 °C) et un temps de résidence assez court. La production de gaz de synthèse « syngas » est alors favorisée. Les cinétiques de décomposition, les transferts de chaleur et de matières et les transitions de phases sont les facteurs déterminants de la pyrolyse flash.

Tableau 1-12 : Rendement de produits obtenus selon le mode de pyrolyse, Carole (2007)

Pyrolyse	Paramètres		Produits
Pyrolyse lente	Température (K)	400 à 500	Production de char est favorisée : 80 % de char et 20 % de gaz
	Vitesse de chauffage (K/min)	0,1 à 1	
	Temps de séjour (min)	10 à 60	
Pyrolyse rapide	Température (K)	>700	Production de gaz est favorisée : 85 % de gaz et 10 % de char
	Vitesse de chauffage (K/s)	0,1 à 1	
	Temps de séjour (s)	Environ 1	

La modification des conditions expérimentales (température, temps de séjour, vitesse de chauffage,...) conduit préférentiellement à la formation d'un type de produit de pyrolyse (liquide, gaz, et char). Ainsi, les paramètres expérimentaux de pyrolyse sont ajustés pour satisfaire à l'exigence compétitive du produit final. Les normes de conduite préliminaires pour le chauffage lors de la pyrolyse sont les suivantes:

- afin de maximiser la production de char, on utilise une faible vitesse de chauffage (<0,01 à 2,0 °C/s), une faible température (300-450 °C) et un long temps de séjour.
- pour maximiser le rendement liquide, un taux élevé du chauffage, une température de pyrolyse modérée (450-600 °C) et un court temps de séjour sont utilisés.
- et pour maximiser la production des gaz, on utilise une vitesse de chauffage modérée, une température de pyrolyse élevée (700-900 °C) et un long temps de séjour.

Nous pouvons définir quelques expressions des produits obtenus de transformation thermochimique de la biomasse.

a- Liquide pyrolytique

La dépolymérisation rapide et simultanée de la cellulose, de l'hémicellulose et de la lignine entraînent la production du bio-huile. Selon Diebold *et al.* (1997), le bio-huile contient généralement des fragments moléculaires de polymères que sont la cellulose, l'hémicellulose, et la lignine. Le liquide pyrolytique est un mélange d'hydrocarbures complexes avec de grandes quantités d'oxygène et d'eau. Le rendement en liquide pyrolytique, connu sous le nom de goudron, de bio-huile, ou de bio-brute, est un fluide goudronneux noir contenant jusqu'à 20 % d'eau. Il est principalement constitué de composés phénoliques. Bien que les résidus de biomasse aient un pouvoir calorifique inférieur (PCI) de l'ordre de 16 à 21 MJ/kg sur une base sèche, leur rendement en liquide a un pouvoir calorifique inférieur compris dans la gamme de 13 à 18 MJ/kg sur une base humide (Diebold *et al.* 1997).

Dans une opération de pyrolyse, la biomasse est soumise à la température, suivie d'une trempe immédiate ou refroidissement rapide des produits de pyrolyse sans contact avec l'air. Ce refroidissement est important, car il empêche la poursuite de la dégradation ou encore la réaction avec d'autres molécules, Prabir (2013b).

b- Char

Le char est « l'amendement » solide issue de la pyrolyse. Il est composé principalement de carbone (~ 85 %), mais il peut également contenir de l'oxygène et de l'hydrogène. Ce char, dans le cas de la biomasse est caractérisé par une grande surface poreuse, Prabir (2013b). Cette propriété physique de la biomasse influe sur la cinétique de conversion de l'échantillon.

Contrairement aux combustibles fossiles, certaines biomasses contiennent très peu de cendres. Le PCI du char est d'environ de 32 MJ/kg (Diebold *et al.* 1997), ce qui est nettement supérieur à celui de la biomasse mère ou de son produit liquide.

c- Gaz

La décomposition primaire de la biomasse, produit des gaz condensables (vapeur riche en goudrons) et des gaz incondensables (CO, CH₄, H₂,...). Les vapeurs constituées de molécules plus lourdes se condensent lors du refroidissement. En ce qui concerne les gaz non condensables de faible poids moléculaire, ils ne se condensent pas lors du refroidissement. Le PCI de gaz primaire est en général de l'ordre de 11 MJ/Nm³ à 20 MJ/Nm³ (Diebold *et al.* 1997).

1.5.2.3 Gazéification

La gazéification d'un déchet résulte d'un processus thermochimique s'opérant en deux étapes : une étape de pyrolyse suivie d'une étape de gazéification. Ces deux étapes peuvent être réalisées dans la même enceinte thermique ou dans deux réacteurs séparés. L'étape de pyrolyse produit des matières volatiles sous forme d'hydrocarbures gazeux (goudrons) et du coke, essentiellement constitué de carbone fixe. Les hydrocarbures et le carbone fixe sont convertis en gaz combustible (CO, H₂); ainsi dans la seconde étape dite gazéification de la réaction thermochimique, l'opération continue en présence d'un agent gazeux (CO₂, H₂O...). Les procédés actuels de gazéification des déchets visent essentiellement à la destruction thermique de ces déchets avec la valorisation du contenu énergétique afin de produire des gaz de synthèse considérés comme matière première pour l'industrie chimique. Le PCI du gaz combustible des produits de gazéification, dépend du type de déchet traité, mais surtout des conditions expérimentales de la gazéification.

1.5.2.3.1 Mécanisme de la gazéification

En s'inspirant des étapes de gazéification de la biomasse, les réactions de conversion peuvent être représentées comme le montre la figure 1-12.

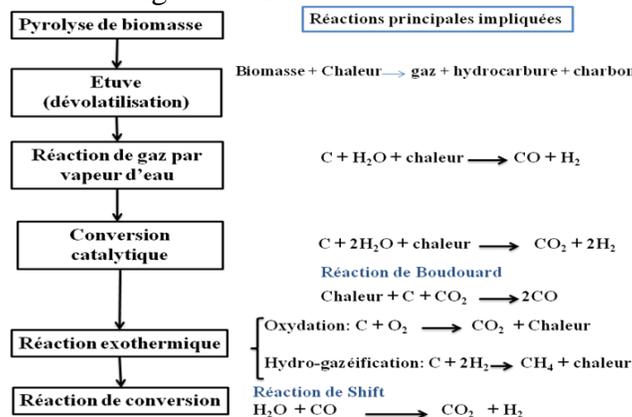


Figure 1-12 : Mécanisme de gazéification de la biomasse

La gazéification est la réaction de la biomasse avec le dioxyde de carbone, de l'air et/ou de la vapeur d'eau, pour donner du monoxyde de carbone et de l'hydrogène et de la vapeur d'eau qui peut se recombinaison avec le monoxyde de carbone selon une réaction réversible. Aux températures qui règnent dans un réacteur, la réaction tend à équilibrer rapidement les concentrations en monoxyde de carbone, vapeur d'eau, dioxyde de carbone et hydrogène. Le processus de gazéification passe donc nécessairement par les étapes suivantes :

- le séchage c'est une étape indispensable de la gazéification, s'effectuant sous l'effet de la chaleur. Il permet de réduire le taux d'humidité de la biomasse.
 - La pyrolyse de la biomasse ; cette étape se déroule lors de l'augmentation progressive de température en absence d'oxygène. Elle résulte de la conversion de la biomasse en gaz, résidus solides et en goudrons primaires.
 - L'oxydation partielle des gaz de pyrolyse, pour générer une chaleur suffisante à la gazéification pour la conversion du carbone en gaz de synthèse (syngas).
- Ces filières de production de gaz de synthèse sont toujours en phase de recherche d'optimisation de rendement énergétique lié à la nature de procédé et aux types de matière première.

1.5.3 Procédés de conversion de la biomasse par gazéification

La quantité, la composition, et les propriétés des produits de la gazéification diffèrent en fonction des conditions expérimentales.

Les paramètres clés de la gazéification sont les propriétés de la matière première (l'humidité, les cendres, les alcalis et volatiles), le prétraitement de l'échantillon (séchage, taille des particules, structure, etc.), et les conditions expérimentales. Les réacteurs sont principalement regroupés en différents types : lit fixe, lit fluidisé et lit entraîné, avec des variations au sein de chaque type et des caractéristiques spécifiques qui déterminent la nécessité et l'ampleur de la préparation des matières premières et de leurs prétraitements. Chaque type de procédé a ses propres investigations scientifiques : les contraintes mécaniques sont par exemple primordiales lorsque l'on considère le lit fixe, alors que l'hydrodynamique joue quant à elle un rôle essentiel dans les réacteurs en lit fluidisé. Ainsi, cette sous partie est consacrée à la description des principaux procédés de conversion de la biomasse. Ainsi, la technique des fours rotatifs est toujours utilisée pour étudier ou caractériser la nature de l'écoulement du lit.

1.5.3.1 Four tournant ou rotatif

Le four rotatif ou tournant, peut géométriquement être décrit comme un long cylindre légèrement incliné par rapport au plan horizontal. Dans les installations de transformation thermique (industrie chimique, industrie métallurgique, traitement de déchets, processus de séchage), les fours rotatifs sont largement utilisés pour étudier et pour convertir les déchets à des fins énergétiques. La recherche de conditions optimales de fonctionnement de ce four en vue de produire des chars avec des propriétés contrôlées en sortie est une des originalités de ce travail. En effet, la conduite des fours tournants repose sur des connaissances empiriques dans l'industrie et la mise au point de modèles de fonctionnement permet d'améliorer la conduite de ces fours. De nombreux modèles de fonctionnement de four tournant existent dans la littérature Eckehard *et al.* (2010). Ces modèles prédisent pour la quasi-totalité, les bilans de matière et d'énergie dans le four tournant. Les principales fonctions d'un four rotatif sont : de fournir une chaleur de réaction à la charge et de promouvoir un mélange efficace de l'échantillon pour assurer une uniformité du transfert de chaleur.

La pente du cylindre facilite le mouvement axial de la charge qui s'écoule vers le bas et les gaz vers le haut du lit. La modélisation du flux de solides dans le four est assez complexe car elle prend en compte à la fois les propriétés physiques, chimiques et rhéologiques, variant considérablement le long du lit. Les facteurs principaux affectant le mouvement des particules du lit dans la direction axiale sont de plusieurs ordres :

- la hauteur de la charge le long du four ;

- la fluidisation des particules due à l'écoulement des composants volatiles libérés par le lit ;
- et la dépendance des propriétés de la charge à la température.

Dans cette partie nous essayerons de présenter des modèles mathématiques qui ont permis de décrire les principes de base du mouvement de la charge, et de la conservation de la chaleur dans le four.

Ainsi, nous mettrons l'accent sur le modèle unidimensionnel développé par les auteurs comme Perron *et al.* (2009). L'objectif principal étant de développer un modèle dynamique de l'évolution de l'échantillon dans le four tournant ; le modèle à mettre en œuvre prendra en compte trois parties avec des termes de couplage: le mouvement de la phase solide de la biomasse, le traitement thermique de la biomasse et la propriété intrinsèque de la biomasse.

1.5.3.1.2 Mouvement de la charge de déchet dans le four tournant

La profondeur de la hauteur du lit de la matière en mouvement à la sortie du four dépend des paramètres expérimentaux du four tournant et rhéologiques de la matière première (débit massique, diamètre du four, vitesse de rotation, angle de repos, inclinaison,...). L'influence de ces paramètres peut être décrite par les équations extraites du modèle de Saeman (1951). L'étude hydrodynamique des phases solide et gazeuse a permis d'établir des modèles d'écoulement dans le four tournant. Il est important de répertorier tous ces paramètres physiques, chimiques et rhéologiques du lit dans le four rotatif. Saeman (1951) a eu à développer un modèle qui est souvent utilisé pour le calcul de la profondeur locale $H(z,t)$ du lit en mouvement dans un four (voir figure 1-13). La variation de cette hauteur locale de la charge est fonction de manière relativement importante par la réaction chimique à travers l'angle de repos de l'échantillon Dirion (2012). Cette figure montre les différents paramètres géométriques du lit en mouvement. Ainsi, l'écoulement du lit le long du four peut être modélisé par des lois mathématiques.

1.5.3.1.3 Modèle dynamique

Le modèle dynamique de transport de charge solide est basé sur le modèle géométrique de Saeman (1951). Ce modèle est différemment interprété dans la littérature. Ainsi, les chercheurs Descoins *et al.* (2005) ont donné la corrélation du débit volumique du solide définie par la relation 1-17.

$$Q_v(z,t) = \frac{4}{3} \pi R^3 \left(\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \cot(\beta) \frac{dH(z,t)}{dz} \right) \left(\frac{2H(z,t)}{R} - \frac{H(z,t)^2}{R^2} \right)^{3/2} \quad (1-17)$$

Cette équation est la représentation du débit volumique en un point quelconque du solide dans le four. Elle est fonction du rayon du four (R), de l'angle d'inclinaison du four (θ), de la vitesse de rotation (n), de l'angle de repos dynamique des matières (β) et de la hauteur du lit solide (H). La position spatiale (z) est définie par les extrémités du four (par exemple, $H(z=0)$ correspond la hauteur du lit solide à la sortie du four). En régime stationnaire et dans le cas d'un solide non réactif, le débit volumique du solide est constant et est égal au débit d'entrée défini par le dispositif d'alimentation. Descoins *et al.* (2005) ont signalé qu'en fait, le débit volumétrique ne peut pas être ajusté à zéro (0) dans l'équation dynamique du modèle de Saeman, parce qu'une singularité mathématique se produirait alors. Ainsi, le débit est réglé à une valeur très faible,

proche de zéro et de toute façon le débit massique sera moins élevé que celui de la valeur d'une particule par seconde, ce qui est la limite physique de la matière granulaire.

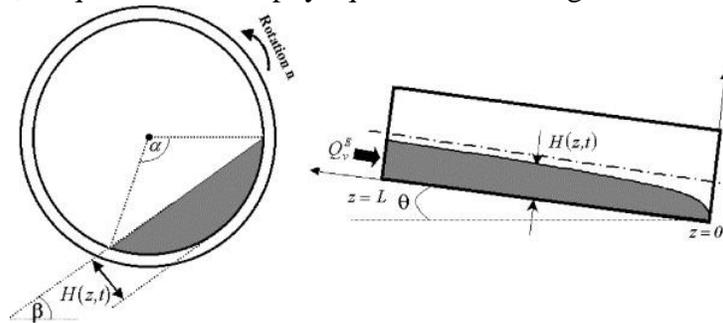


Figure 1-13 : Représentation d'une coupe transversale du four rotatif (dans le sens $z=L$ vers $z=0$) Descoins *et al.* (2005)

L'équation différentielle donnant la variation de la profondeur du lit le long du four est donné par :

$$\frac{dH(z,t)}{dz} = \frac{3Q_v(z,t)}{4\pi R^2} \left(\frac{2H(z,t)}{R} - \frac{H(z,t)^2}{R^2} \right)^{-3/2} - \frac{\tan(\theta)}{\cos(\beta)} \quad (1-18)$$

L'équation (1-18) est une équation différentielle ordinaire dont la résolution nécessite la connaissance des conditions aux limites (hauteur de sortie fixe). Austin *et al.* (1978) ont développé un modèle général pour dériver le profil de la profondeur de solide le long du four (hauteur locale). Ils ont également préconisé une condition initiale qui dépend de toutes les variables, telles que les paramètres géométriques du four (rayon du four), expérimentaux (débit massique, vitesse de rotation du four et angle d'inclinaison) ainsi que des propriétés des matériaux (taille des particules, densité et angle de repos dynamique).

Il est recommandé qu'en pratique dans les installations de four rotatif la hauteur locale du lit solide doit être supérieure à zéro (hauteur égale au diamètre de la particule du solide) aussi longtemps que possible. En outre, la profondeur finale du lit solide n'est pas une valeur fixe, car elle dépend de différentes conditions. Toutefois, il est toujours supposé que la profondeur du lit à la fin de la décharge tend vers une valeur minimale. Sur cette base, et ce pour la résolution numérique de l'équation différentielle, Saeman a estimé qu'à la fin de la décharge, la profondeur locale du lit est sensiblement égale à deux fois le diamètre de la particule $H(z=0)=2d_p$. Spurling *et al.* (2000) ont actualisé la théorie du modèle de Saeman en réalisant des études expérimentales et théoriques sur les retards des solides avec deux fours pilote et avec différents types de diaphragmes (avec ou sans diaphragme). Ils ont résolu l'équation avec $H_0=d_p$ pour les fours sans diaphragme à la décharge. Et pour les fours avec diaphragme de décharge, la condition aux limites $H(x=0) = d_p + H_{\text{diaphragme}}$ a été utilisée. En outre, certains auteurs comme Eckehard *et al.* (2010) ont défini la hauteur locale du lit à la sortie du four rotatif comme une variable, fonction de la géométrie de l'échantillon et des paramètres expérimentaux.

Puisqu'il est défini par Eckehard *et al.* (2010), que la hauteur locale de la charge est fonction des obstacles de l'équipement (diaphragmes, la surface d'écoulement du lit). Ainsi, pour évaluer l'effet des diaphragmes, Eckehard *et al.* (2010) ont utilisé deux types de four (four sans diaphragme et four avec diaphragme) avec différents protocoles expérimentaux. Par exemple, ils

ont réalisé des études expérimentales, en ajustant l'angle d'inclinaison du four de 1° à 5° sur une installation avec diaphragme, et en utilisant une gamme d'inclinaison de 1° et 2° sur un dispositif sans diaphragme.

Physiquement, selon Eckehard *et al.* (2010), la pente la plus élevée d'un lit fixe à une position limite de l'axe (z_{cl}) à l'extrémité de la décharge ne peut pas être supérieure à la tangente de l'angle de repos de la matière solide compte tenu de l'inclinaison du cylindre (équation 1-19). Cette condition, définie par les auteurs comme Eckehard *et al.* (2010) est donnée par la relation suivante :

$$z_{cl} = \frac{H_{cl}}{\tan(\beta - \theta)} \quad (1-19)$$

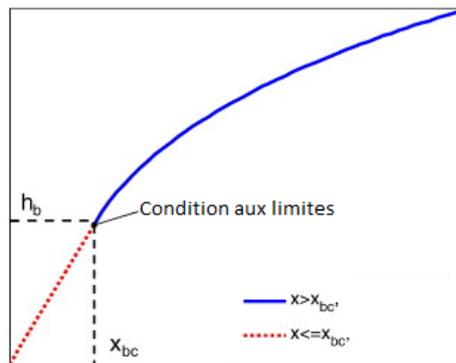


Figure 1-14 : Condition aux limites de résolution de la profondeur du lit solide dans le four rotatif (Eckehard *et al.* 2010)

Cependant, une valeur pour la condition aux limites (z_{cl} , H_{cl}) a été extrapolée de la figure (1-14). Avec cette condition, la profondeur solide à $z=0$ est toujours considérée comme nulle. Ces auteurs (Eckehard *et al.* 2010) ont calculé le profil axial de la profondeur du lit solide avec des valeurs fixes en considérant la profondeur du lit à la fin de la décharge. Néanmoins, cette profondeur finale varie avec les conditions de fonctionnement du four rotatif. Nous nous sommes intéressés dans le chapitre 3 à la détermination de la hauteur du lit à la sortie du four définie par Eckehard *et al.* (2010), dans le but de connaître les conditions aux limites.

Saeman (1951) déduit de la distance axiale parcourue par une particule lors d'une cascade et par unité de temps, l'expression de la vitesse axiale.

$$V_{ax} = \frac{2\pi k}{\alpha(z)} \left(\frac{\tan \beta}{\sin \theta} + \cotan \theta \times \frac{dH(z,t)}{dz} \right) \quad (1-20)$$

avec k , la distance transversale parcourue par une particule en cascade (en mètre), α est l'angle de la charge sous-tendu à l'axe du cylindre (en degré).

Cette équation de la vitesse axiale de progression du lit de biomasse demeure très importante pour l'étude de l'écoulement de la charge. Ainsi, elle permet en général d'expliquer les causes de variation du mouvement du lit dans un four donné. Cette vitesse axiale est, en général, fonction de la vitesse de rotation n (en rpm, révolution par minute) et de l'angle d'inclinaison θ (en degré). Cependant, ce dernier (l'inclinaison) facilite l'écoulement du matériau placé en aval froid du four vers l'extrême chaud en sortie du four (exemple de cimenterie).

Ainsi, pour une logique physique de la cinétique, la vitesse est une fonction qui dépend de la distance et du temps. Le temps de séjour le long du four peut ainsi être déterminé à travers l'équation 1-21 ci-contre.

$$t = \frac{\alpha(z)L\sin\theta}{2\pi mk \left(\tan\beta + \cos\theta \times \frac{dH(z,t)}{dz} \right)} \quad (1-21)$$

Sudah *et al.* (2002) ont utilisé cette technique pour mener des études sur l'effet de divers paramètres opératoires du four (vitesse de rotation, inclinaison, débit d'alimentation) sur le temps de séjour, le taux de remplissage volumique et le coefficient de dispersion axiale. Les relations obtenues pour une particule ont été déjà élargies par Saeman (1951) pour l'ensemble du lit de particules dans le four.

1.5.3.1.4 Modèles de transferts de solide

Des particules, sur la surface d'un lit et en contact direct avec des gaz chauds, sont chauffées au cours de l'écoulement et subissent ensuite un mélange par un mouvement transversal. Les écoulements du lit dans un four tournant sont définis sur trois régimes : le régime de glissement, le régime d'avalanche et le régime de cataracte, Mellman (2001). Dans de telles situations, les mécanismes de mélange des particules et le temps de contact solide/gaz sont différents. C'est ce qui influence en gros le transfert de chaleur dans le lit. Saeman (1951) a étudié le mélange de la matière solide et le transfert de chaleur d'un lit en rotation pendant un mouvement de roulement. Il a été démontré que le mélange a une influence prépondérante sur la répartition de la température dans le lit. Selon Boateng *et al.* (1996) et Hong *et al.* (2016), le mode de roulement est meilleur que le mode d'affaissement par ce que la surface d'un lit roulant peut être renouvelée plus rapidement, ce qui se traduit par un transfert de chaleur amélioré. Selon Ding *et al.* (2002), le lit absorbe de la chaleur principalement par le biais de la paroi du four. Ils confirment que la paroi chaude qui passe sous la charge, lui transmet de la chaleur au lieu du gaz de combustion chaud s'écoulant au-dessus de celle-ci. En outre Queck (2002) a suggéré qu'en plus de la paroi du four, la charge reçoit de la chaleur des gaz chauds s'écoulant au-dessus. D'où, un lit roulant présente un avantage industriel (Queck 2002). Ainsi, pour comprendre le transfert de chaleur dans le lit solide, les paramètres des zones d'affaissement et de roulement doivent être connus. Dans la pratique, le mouvement du lit ne peut être observé qu'à la sortie du four, par exemple à l'aide d'une caméra de surveillance. Le mouvement à l'intérieur du four reste inconnu et est estimé à l'aide d'une simulation. Avec l'aide de ces modèles (affaissement et roulement), le type de mouvement solide le long du four peut être prédit ; pour ce faire, le profil du degré de remplissage le long du four doit être donné, Xiao *et al.* (2005).

La modélisation de l'écoulement d'un flux solides dans un four rotatif est suffisamment complexe car elle prend en compte des propriétés physiques, chimiques et rhéologiques, toutes variant le long du lit. La figure (1-17) présente une vue schématique du lit et des variables utilisées dans le modèle régissant les transferts de matières et de chaleur dans un lit de solides en écoulement dans un four tournant.

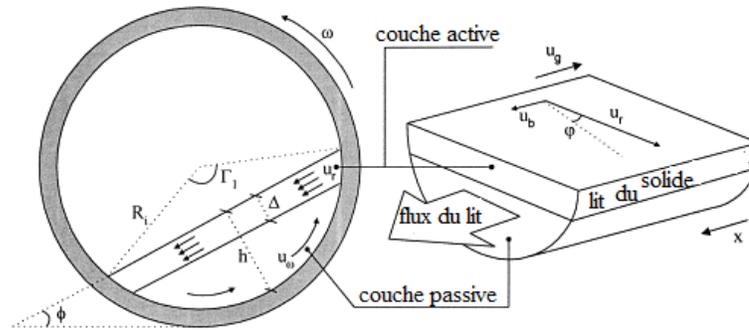


Figure 1-15 : Modèle de transfert de masse d'un lit de solide en écoulement dans un cylindre en rotation (Martins *et al.* 2001)

A l'aide des données d'une industrie de coke, Churchill *et al.* (1968) ont montré que le profil de la vitesse axiale et de la masse de matière volatile présentent le même type de comportement et ils ont été corrélés. Cette corrélation est basée sur le comportement rhéologique de la matière première mise en jeu. Les auteurs comme Perron *et al.* (2009) ont supposé que l'angle de repos dynamique (β) varie inversement avec le taux de production d'hydrogène (R_h) dans le lit suivant la relation :

$$\beta = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_0}\right) + C_1 R_h} \quad (1-22)$$

Avec C_1 la constante caractéristique de l'équation 1-22 et β_0 l'angle de repos avant traitement thermique.

Perron *et al.* (2009) ont également présenté une équation (1-23) pour évaluer la vitesse du solide dans la charge suivant la direction axiale en fonction de la production d'hydrogène R_i . Les auteurs comme Churchill *et al.* (1968) ont ajouté que cette corrélation n'est applicable que si l'angle de repos dynamique est plus grand que la pente formée entre la surface du lit et la paroi interne du four (noté ν). En plus, ils indiquent qu'à température élevée (~ 1600 K), l'augmentation de la vitesse de production d'hydrogène conduit à une diminution de l'angle de repos dynamique de l'échantillon, jusqu'à atteindre des valeurs inférieures de la pente du four.

$$U_s = K \frac{\nu R_i^2}{H^2 \cos \beta + (2H \sqrt{2HR_i} - H^2) \sin \beta} \quad (1-23)$$

L'alimentation du four peut se faire principalement avec de faibles quantités et une humidité de plus de 50 % en masse (Churchill *et al.* 1968). En effet, une grande quantité de la matière solide dans le four ne permet pas un bon écoulement et une bonne homogénéité du transfert de chaleur sur la charge. Aussi une humidité élevée influe sur la puissance thermique du four. Ainsi, les réactions chimiques qui se produisent dans le four, commencent par l'élimination de l'humidité à une température d'environ 100 °C, ce qui conduit à un temps de séjour plus long. Le traitement thermochimique des matériaux granulaires dans des tambours rotatifs est une pratique industrielle courante. En effet, le four rotatif est présent en industrie, pour la réalisation d'une grande variété d'opérations de traitement thermique (torréfaction, séchage, cimenterie, ...). Ainsi, le mode de roulement garantissant une bonne promotion du mélange des particules avec un renouvellement (qui dépend de la vitesse de rotation) du lit, demeure la condition la plus souhaitable pour les dites opérations industrielles. Dans ce mode, le lit granulaire est caractérisé par deux régions

distinctes : la couche relativement mince dite active et formée de matériaux granulaires s'écoulant vers le bas (paroi du four) à partir de la surface de la charge et, la seconde région plus épaisse dite passive (écoulement piston) où la matière est transportée vers le haut par la rotation du tambour (figure 1-15). La température à la paroi interne du four est évaluée en résolvant les équations de transfert de chaleur (Hong *et al.* 2016). Les flux de chaleur par convection, par conduction et par rayonnement pénètrent la paroi interne constituée de briques réfractaires. La chaleur est transférée dans la direction radiale, à travers la paroi réfractaire et les couches en acier.

Le déplacement de la matière granulaire est assuré par l'effet combiné de la rotation et de l'inclinaison du four, donnant une trajectoire hélicoïdale (ce comportement hélicoïdal sera considéré comme un fluide newtonien) aux particules du lit solide. Tout au long de leur parcours dans le four, les particules solides subissent des transformations rhéologiques (angle de repos dynamique et viscosité dans la zone de combustion).

Tous ces comportements de la charge à l'intérieur du four font que l'étude de son écoulement demeure importante car elle permet de connaître les données essentielles pour l'optimisation des conditions expérimentales ainsi que les transferts de masse et de chaleur au sein du four.

1.5.3.1.5 Méthode de détermination de mode de roulement de la charge

Quand les forces de frottement sur les parois du tambour sont comparables aux forces de gravité, le lit solide adhère sur la paroi et les particules suivent le cylindre dans son mouvement de rotation jusqu'à ce qu'elles atteignent un certain angle, appelé angle de repos dynamique, elles s'écoulent alors à travers une couche (couche active) au-dessus de la zone où les particules sont en mouvement de rotation (couche passive). Si la vitesse de rotation est suffisamment importante pour alimenter de manière continue la couche active, le mouvement observé selon une section est continu, il est appelé roulement "Rolling". Ce mouvement de rotation se distingue par les conditions décrites dans le tableau 1-13. Le tableau montre les six différentes formes d'écoulement qu'on peut observer dans un four tournant (Mellmann 2001). Le régime de glissement correspond aux moments où les frottements paroi/charge sont faibles, la charge glisse alors sur la paroi. Avec l'augmentation des forces de frottement, l'échantillon adhère plus à la paroi pendant un certain temps jusqu'à ce qu'il atteigne un angle donné (appelé angle de repos dynamique). A faible vitesse, ce processus est discontinu (slumping); mais si la vitesse de rotation augmente alors la couche de la charge (couche active) dégringole en surface du lit ; ainsi cette couche reste suffisamment alimentée pour que le processus devienne continu : c'est le régime de roulement (rolling). Ce mode d'écoulement est le plus souvent recherché en raison des capacités importantes du mélange transversal. Le régime de cataracte, où les forces centrifuges sont prédominantes, se produit à des vitesses de rotation élevées (Dirion 2012).

Le comportement d'écoulement d'un échantillon solide dans un tambour rotatif peut être identifié par plusieurs régimes d'écoulement liés au mouvement des particules. Le mouvement du lit solide et les mécanismes du mélange peuvent être différents sur chaque régime d'écoulement. Ainsi, trois régimes d'écoulement identifiables dans un système de lit solides peuvent être utilisés pour décrire le mouvement de la charge dans un tambour rotatif en fonction de différentes conditions expérimentales telles que la vitesse de rotation, le coefficient de frottement de la paroi, le degré de remplissage,... (Mellmann 2001). Ainsi, les régimes d'écoulement comprenant le glissement, l'avalanche et la cataracte sont listés dans le tableau 1-13. Sur la base de la comparaison des valeurs du coefficient de frottement (μ) et du coefficient de friction critique (μ_c), nous avons discuté les limites aux régimes décrits sur ce tableau 1-13.

Tableau 1-13 : Types de mouvement transversal (Melman 2001)

Régime de glissement		Régime d'avalanche		Régime de cataracte	
Slipping	Slumping	Rolling	Cascading	Cataracting	Centrifuging
$\mu < \mu_c$		$\mu \geq \mu_c$		$\mu > \mu_c$	
Pas d'utilisation		Fours tournants réacteurs		Peu d'utilisation	

Les observations visuelles ont montré un comportement complexe du mouvement des particules composant une charge granulaire. Afin de cadrer notre mode d'écoulement en régime de roulement les consignes du nombre de Froude décrits par Ndiaye (2009), Mellmann (2001) et Descoins (2004) sont prises en compte à travers la relation donnant le nombre de Froude.

$$Fr = \frac{\omega^2 R}{g} \tag{1-24}$$

Les données expérimentales de μ et de μ_c ont été déterminées dans la partie dynamique du le chapitre 3. A la suite de la caractérisation hydrodynamique du lit solide à froid, nous présenterons dans la suite les procédés de pyrolyse et de gazéification de l'échantillon.

1.5.3.2. Réacteur à lit fixe

Le gazogène à lit fixe est un réacteur où les gaz réactifs passent à travers la biomasse. Selon le sens d'injection de gaz, on peut distinguer deux types de réacteurs à lit fixe, co-courant et contre-courant.

Dans un lit fixe à co-courant la biomasse est introduite dans la partie de l'alimentation (au sommet du réacteur) puis subit un séchage (à une température de 100 °C), ensuite une pyrolyse à une température d'environ de 300 °C en absence d'oxygène et par la suite une phase de réduction à 800 °C avant d'atteindre la phase d'oxydation à 1 000 °C. Les gaz générés, généralement du CO et du d'H₂, sont récupérés vers le bas du réacteur. Ce type de gazéificateur permet de traiter le bois et ses résidus (écorces).

Différents procédés de gazéification équipés de réacteur à lit fixe co-courant ont été développé, notamment par la société Xylowatt, dont la première unité à été mise en œuvre en Inde, en 1998 pour la gazéification des coques de noix de coco (Ramnagaram).

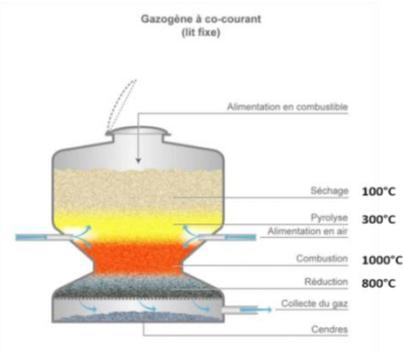


Figure 1-16 : Four à lit fixe à co-courant (Fil info énergies, 2011)

Pour ce qui est du four à lit fixe à contre-courant, l'alimentation se situe au sommet comme dans le cas du réacteur à lit fixe à co-courant, sauf que l'air et/ou la vapeur d'eau est injectée à la base et le syngas est collecté au sommet du dispositif (gazogène), comme nous pouvons le voir sur la figure 1-17.

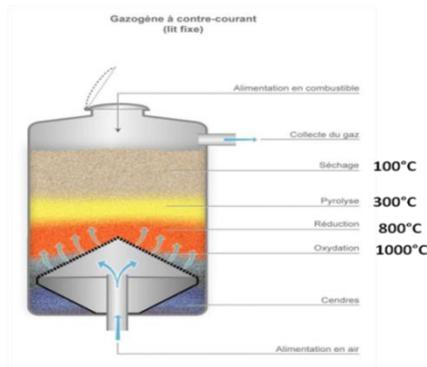


Figure 1-17 : Four à lit fixe à contre-courant (Fil info énergies (2011))

Le principe de fonctionnement de ce réacteur à lit fixe pour lequel la charge solide descend en contre-courant avec l'agent de gazéification introduit de ce dit réacteur, est muni d'une grille rotative qui sert d'extraction de cendres.

La gazéification de la biomasse effectuée dans ce type de réacteur, a pour finalité la production de syngas. Ce gaz est utilisé pour diverse application : par exemple la production de l'électricité par l'action de turbines. L'agent de gazéification utilisé peut être soit un mélange air/vapeur d'eau, soit un mélange oxygène/vapeur eau. Les proportions standard de gaz en sortie du réacteur, en présence d'oxygène à volume sec sont telles que : $H_2 = 15$ à 18 % ; $CO = 25$ à 28 % ; $CO_2 = 7$ à 10 % ; $O_2 = 0$ à 2 % ; $CH_4 = 3$ à 5 % . La température de gazéification varie entre 800 °C et $1\ 000$ °C. Ce type de réacteur est utilisé pour le traitement de résidus ligno-cellulosiques à humidité élevée. A la sortie de ces investigations nous pouvons tirer une comparaison aux deux types de dispositifs.

✚ Comparaison entre les réacteurs contre-courants et ceux co-courants

Les réacteurs à lit fixe co-courant ont l'avantage de produire moins de goudrons que les contre-courants. Les réacteurs à lit fixe pressurisé (jusqu'à 24 bars) fonctionnant à contre-courant ou à co-courant. Ils peuvent traiter jusqu'à 40 t/h de charbon ou de coke avec des températures variant de 800 - 1600 °C dans du réacteur et de 400 - 600 °C en sortie des gaz.

La performance de ces installations peut être affectée par la granulométrie de l'échantillon, le taux d'humidité et la quantité de cendres. Ainsi, le réacteur à lit fixe peut traiter un échantillon de la taille des particules utilisées varie entre 6 à 50 mm, avec des teneurs en cendre inférieures à 5-25 %, et des températures de fusion inférieures à 1300 °C. Les types d'échantillons que les réacteurs à lit fixe peuvent traiter sont : bois et ses résidus, déchets pétroliers, déchets industriels et hospitalier (solide ou liquide). L'agent oxydant de gazéification d'échantillon est : l'oxygène, le dioxyde de carbone et/ou la vapeur d'eau. Selon Antonini (2004), le gaz produit est pauvre parce que son pouvoir calorifique inférieur (PCI) se situe entre $4,5$ et $6,3$ MJ/Nm³ mais sa composition est parfaitement bien adaptée aux moteurs classiques. Le rendement énergétique de conversion du réacteur est de l'ordre de 70 à 85 %. Par sa flexibilité vis-à-vis des propriétés physico-chimiques

du résidu de biomasse que nous avons choisi (coque de cajou, d'arachide de palme), et par sa disponibilité à l'UTC, nous préférons utiliser le réacteur à lit fixe pour réaliser des campagnes d'essais de gazéification des résidus de biomasse.

Après avoir fait une présentation des réacteurs à lit fixe, un résumé des fours à lits fluidisés sera effectué dans les sous-parties suivantes.

1.5.3.3 Réacteur à lit fluidisé

Le réacteur à lit fluidisé a largement été utilisé pour la gazéification du charbon pendant de nombreuses années. Son avantage par rapport aux réacteurs à lit fixe étant la distribution uniforme de la température interne dans la zone de gazéification. L'uniformité de la température obtenue grâce au mouvement engendré par l'écoulement gazeux, permet un bon brassage du mélange des particules inertes, du déchet solide divisé et de l'air de fluidisation/combustion ; ce qui permet d'améliorer les transferts internes de masse et de chaleur. La fluidisation du lit permet ainsi un bon mélange, et assurant de bons transferts de chaleur. Les lits fluidisés constitués essentiellement de particules d'un matériau inerte (sable, graminée, etc.) en suspension et de combustible solide.

La fluidisation n'est possible qu'avec des particules de petites tailles (2 à 5 mm), d'où la nécessité de recourir au broyage préalable. Dans le réacteur à lit fluidisé, les différents mécanismes de séchage, pyrolyse, oxydation homogène et hétérogène ont lieu dans le même réacteur.

Trois principaux types de lit fluidisé sont souvent utilisés :

lit fluidisé circulant (LFC) : La technologie des foyers à *lits fluidisés circulants* utilise le même principe que les technologies du lit fluidisé dense (LFD) à la différence près que la vitesse de fluidisation utilisée y est plus grande, de l'ordre de 4 à 8 m/s alors qu'elle est de l'ordre de 2 m/s en LFD. Contrairement aux LFD, la limite supérieure du lit pour les LFC n'est plus nette, et l'entraînement des particules au-dessus du lit est important, Antonini (2005).

Lit fluidisé dense (LFD): Un lit fluidisé dense est caractérisé par l'existence d'une interface nettement établie entre le lit lui-même et la phase gazeuse le surmontant, obtenue pour des vitesses d'air de fluidisation de l'ordre de 1 à 3 m/s, Antonini (2005). Le lit fluidisé circulant combine les caractéristiques de conception des deux premiers.

Les principales caractéristiques sont présentées dans le tableau 1-14, pour chaque type de technologie décrit précédemment. Cette liste n'est bien sûr pas exhaustive mais nous sommes attachés à ne sélectionner que les plus actifs. Le choix du type de gazogène et sa conception sera tributaire d'un certain nombre de facteurs, y compris les différents paramètres identifiés dans le tableau 1-14 : l'influence des propriétés de la matière première (à la fois chimique et physique), les caractéristiques du gaz produit et les différentes variables expérimentales concernées. La liste des critères clés cités ci-dessous permet de faire une bonne sélection du réacteur de pyro-gazéification de l'échantillon le plus adapté à nos attentes. La conception et le fonctionnement complexe du procédé à lit fluidisé implique une puissance supérieure à 5 MW pour une rentabilité acceptable ; l'exigence de la taille des particules de la charge de biomasse soit en taille très réduite comparée à celle exigée dans le réacteur à lit fixe ; par exemple la réduction de la taille des particules entraînera des soucis d'alimentation du réacteur ; le gaz produit a une haute teneur en goudron nécessite ainsi un nettoyage, nous donne la motivation d'effectuer nos essais dans le réacteur à lit fixe. Les réacteurs à lit fixe sont techniquement extrapolables à une puissance moyenne comprise entre 1 et 5 MW_{th} demeurent

plus adaptés aux besoins ciblés. Etant donné que les réacteurs à lit fluidisé ne sont pas rentables en dessous de 5 MW_{th}. Ainsi, les réacteurs à lit fixe pourraient être les mieux adaptés à nos besoins, car ils présentent une tolérance aux caractéristiques de l'échantillon de biomasse (taille, humidité). Cependant, ces derniers éprouvent encore des difficultés techniques de mise en œuvre pour des puissances supérieures à 1 MW_{th}.

Tableau 1-14 : Quelques propriétés des réacteurs de gazéification, Rampling (1993)

Procédés	Avantages	Inconvénients
Lit fixe co-courant	Simple, processus peu coûteux	Grande production de goudron
	Température du gaz à environ 250 °C	Faible capacité
	Fonctionne de manière satisfaisante sous pression	
	Haute efficacité de conversion du carbone	Echantillon de petite taille
	Les faibles niveaux de poussières dans le gaz	Potentiel de craquage
	Haute efficacité thermique	---
Lit fixe à contre-courant	Processus simple	Taille minimale d'alimentation
	des traces de goudron dans le gaz produit	Teneur en cendres limitée
	---	Permise dans les alimentations
	---	Limité en capacité
	Débit d'alimentation flexible	Possibilité de craquage
Lit fluidisé	Carburants à haute teneur en cendres acceptables	Température de fonctionnement limitée par craquage des cendres
	Haute production de CH ₄ dans les gaz	---
	Contrôle de la température facile	Haute teneur en goudrons dans le gaz
Lit fluidisé circulant	Processus flexible	Problèmes de corrosion et d'érosion
	Jusqu'à 850 °C de la température de fonctionnement	Mauvais contrôle opérationnel à partir de la biomasse
	L'oxygène n'est pas nécessaire	Plus de goudron en raison de la température du lit inférieur
Lit fluidisé dense	Haute production de CH ₄ en raison du faible lit	
	Haute température	Difficile d'opérer sous pression
	Limite de température dans le comburant	
Lit entraîné	Très faible teneur en goudrons et en CO ₂	Faible teneur en CH ₄
	Flexible de matières premières	Réduction de la taille de la matière première est nécessaire
	température de gaz de sortie	Contrôle opérationnel complexe

Compte-tenu des besoins et de la demande croissante, le changement d'échelle des réacteurs à lit fixe constitue un enjeu industriel considérable. En effet, ce changement d'échelle est à l'origine des problèmes techniques pour la bonne conduite du procédé (pertes de charge élevées et passage préférentielle des gaz). Il résulte le plus souvent de ces problèmes, une production de gaz de moins bonne qualité avec beaucoup d'impuretés. Plusieurs auteurs tels Stevens (2011), Antonini, (2005) et Ndiaye (2008) ont mis en évidence, que cette optimisation doit tenir compte des paramètres expérimentaux (température, temps de séjour, nature de matières premières, nature de l'agent de réactif, proportion du débit de réactif et de la nature de la biomasse).

Dans un **réacteur à lit fluidisé**, la fluidisation et la gazéification de l'échantillon sont assurées par un mélange gazeux air/vapeur d'eau qui est introduits dans le réacteur au moyen d'un distributeur de gaz spécial.

La gamme typique des températures de réaction varie de 800°C à 1050 °C, selon le type des matières introduites. La pression de gazéification doit être supérieure à 1,15 bar. Le gaz produit est refroidi, dépoussiéré et épuré selon les conditions de son utilisation (Ndiaye 2008). Après préchauffage du lit à l'aide d'un brûleur d'appoint (gaz ou fuel), le lit est alimenté en déchets broyés à une taille dépendante du type de fluidisation (<20-30 cm), généralement à l'intérieur ou à la surface du lit. La présence d'une fraction plus ou moins importante de particules fines dans l'alimentation peut avoir une influence défavorable, non seulement sur le rendement de combustion, celle-ci pouvant être soufflée hors du lit sans brûler, mais également doit être prise en compte dans la conception des équipements situés en aval, compte tenu des processus de dépôt/encrassement qu'elle peut entraîner (Antonini 2005). Le procédé est conçu pour générer des gaz combustibles à faible valeur calorifique, avec une valeur calorifique variant de 2 à 7 MJ/Nm³. Cette valeur de PCI de gaz peut augmenter jusqu'à une valeur maximale de 7 MJ/Nm³ quand le taux d'humidité est minimal (Antonini 2004).

1.5.3.4 Réacteur à lit entraîné

Dans le réacteur à lit entraîné, le temps de séjour du charbon, des gaz et des vapeurs est identique. Il n'en reste pas moins que l'hydrodynamique du réacteur est assez complexe. Ces installations offrent une capacité de traitements très importante et dont le schéma est représenté sur la figure 1-18.

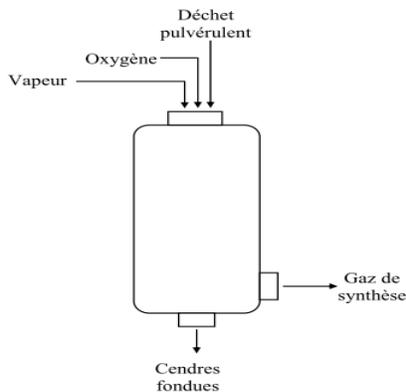


Figure 1-18 : Structure du four à lit entraîné (Antonini 2004)

Pour des applications biocarburants, le conditionnement est encore plus contraignant dans la mesure où les exigences en termes de granulométrie sont de l'ordre du millimètre. C'est dans ces cas-là que soient envisagées les étapes telles que la torréfaction et la pyrolyse flash, qui permettent le conditionnement de la biomasse en bois torréfié et en bio-huiles respectivement.

1.5.5 Paramètres influençant les produits de pyrolyse

Les produits de pyrolyse dépendent des caractéristiques physiques et chimiques de la biomasse et des paramètres expérimentaux tels que le taux de chauffage, la température de pyrolyse, le temps de séjour, la nature de la biomasse mais aussi du type d'appareil de pyrolyse utilisé. Dans le paragraphe suivant nous traiterons quelques effets de paramètre de pyrolyse sur les produits.

1.5.5.1 Effet de la composition de la biomasse

Comme mentionné précédemment, une biomasse lignocellulosique a trois principaux composants de polymères que sont la cellulose, l'hémicellulose, et la lignine. Ces constituants ont chacun une gamme de température de dégradation et de décomposition bien définie. Ce qui signifie que ces constituants ont un comportement thermique assez complexe durant la pyrolyse ; faisant ainsi apparaître différentes contributions aux rendements. Par exemple, la cellulose et l'hémicellulose sont les principales sources de matières volatiles de la biomasse lignocellulosique (Prabir, 2013a). La cellulose demeure ainsi la principale source de gaz condensables. L'hémicellulose d'autre part, produit favorablement des gaz incondensables et moins de liquide pyroligneux (goudron) que celui libéré par la cellulose (Reed 2002). En raison de sa teneur en aromatiques, la lignine se dégrade lentement, apportant ainsi une contribution majeure au rendement de char (Prabir 2013a).

Pour ce qui concerne l'intervalle de décomposition, la cellulose se décompose sur une gamme assez étroite de température comprise entre 300 et 400 °C ; les hémicelluloses quant à elles représentent les composants les moins stables du bois et se décomposent à un intervalle de 200 à 300 °C. En ce qui concerne l'hémicellulose, elle produit non seulement plus de gaz et moins de goudron et de char comparé aux fractions produites par la cellulose. Et contrairement à la cellulose, la lignine se décompose sur une large plage de températures de 280 à 500 °C, avec un taux de décomposition maximal du solide se produisant sur la gamme de température de 350 - 450 °C (Kudo *et al.* 1957). La lignine représente environ 40 % du poids en char pour une température de chauffage de 450 °C (Klass 1998). Il est toujours montré que ces trois composants de la biomasse se dégradent à des niveaux de température différents (Idriss 2007). Selon l'auteur, la cellulose se dégrade à une gamme de température entre 250- 400 °C ; l'hémicellulose entre 200- 350 °C et la lignine, elle se dégrade à une température de 200- 500 °C.

Idriss (2007) a également montré dans le même sens que Klass (1998) par une analyse thermogravimétrique, des constituants du bois, que la cellulose se décompose dans un domaine de température relativement étroit qui va de 294 °C à 400 °C. Le pic maximal pour la pyrolyse de la cellulose se trouve à la température de 345 °C. L'hémicellulose se pyrolyse dans un domaine de température compris entre 200 °C et 300 °C et demeure le constituant qui est consommé en premier. La lignine se dégrade dans un large domaine de température compris entre 167 °C et 500 °C. Cet état d'art du comportement de conversion de l'échantillon vis-à-vis de la température nous permet de fixer notre température de pyrolyse à 450 °C.

La dégradation de ces trois composants conduit à la formation de résidus de chars et de matières volatiles (gaz condensables et incondensables). Ainsi, selon Soltes *et al.* (1981), la pyrolyse de la lignine produit généralement environ 55 % de char, 15 % de goudron, 20 % de composants aqueux (acide pyroligneux) et environ 12 % de gaz.

L'état d'art de ces procédés est pris en compte pour effectuer le choix du réacteur utilisé dans ce travail de thèse même si la disponibilité du dispositif étant primordial.

1.5.5.2 Influence de la température

L'augmentation de la température entraîne une augmentation de la quantité des gaz formés. En effet, l'augmentation de température favorise le craquage des vapeurs condensables et donc la formation de gaz. Cette remarque a fait l'objet de plusieurs études de Demirbas *et al.* (2002) et Corella *et al.* (1988). Certains auteurs comme Prabir (2013b) et Janewit *et al.* (2011) ont montré que l'augmentation de la température provoque une diminution du taux des gaz condensables et

de la teneur en solide. Cette teneur en solides passe environ de 91,1 à 54,3 % lorsque la température augmente de 200 °C à 275 °C conduisant ainsi à une diminution de la quantité de gaz condensables formée.

Selon le type de pyrolyse (lente ou rapide), l'augmentation de la température conduit à une élévation de la vitesse de chauffage, Demirbas (2004). Ceci est ainsi pris en compte par la relation entre la température, la vitesse de chauffage et le temps de séjour des matériaux au sein du réacteur à travers la relation $dT = V_{ch} \times dt$ (où V_{ch} est la vitesse de chauffage des particules dans le four ; dt la variation du temps de séjour de la charge dans le four et dT la variation de la température). Ainsi, la quantité de char produit dépend de la température de pyrolyse. Les basses températures entraînent une production d'une plus grande quantité de char tandis que des températures élevées conduisent à moins de char et plus de gaz produits (Prabir 2013b).

1.5.5.3 Influence de la vitesse de chauffage

Nous avons évoqué précédemment que la vitesse de chauffage est une fonction fondamentale de la température. Par conséquent, la température conduit favorablement à une formation de gaz. Cette formation de gaz est mise en évidence dans les travaux de Li *et al.* (2004) donnant des explications précises sur ce phénomène. En effet, selon Li *et al.* (2004), les faibles rendements en char et gaz condensables, le rendement élevé en gaz riches en H₂, obtenus à haute température et à vitesse de chauffage élevée peuvent être dus à deux réactions : la sensibilité thermique de la structurale de l'échantillon et la production de vapeur d'eau des produits de pyrolyse. Ainsi, selon Zanzi *et al.* (2002), lorsque la vitesse de chauffage est très grande, le temps de séjour de la biomasse pour des températures inférieures à 573 K reste très faible.

1.5.5.4 Influence de la taille des particules

La composition, la taille, la forme et la structure physique de la biomasse peuvent exercer une certaine influence sur les produits de pyrolyse et ce à travers leur effet sur la vitesse de chauffage. Dans les ouvrages spécialisés, nous trouvons plusieurs travaux concernant l'influence de la taille des particules sur la formation des produits de pyrolyse. Les résultats du tableau 1-15 montrent que, plus la taille des particules est petite plus le rendement en gaz augmente, Siyi *et al.* (2010) et Zanzi *et al.* (2002). En effet, les gaz sont vite libérés pour une particule de petite taille et par conséquent, leur temps de séjour dans le réacteur devient plus court.

Tableau 1-15 : Composition de gaz de pyrolyse de différentes tailles de particules à T=900 °C, Siyi *et al.* (2010)

Taille de la particule (mm)	10 <d< 20	5 <d< 10	d< 5
H ₂	22,40	20,60	18,30
CO	26,50	24,70	22,00
CO ₂	34,20	37,10	43,20
CH ₄	10,10	12,60	11,50
C ₂ H ₄	5,30	3,30	4,30
C ₂ H ₆	1,50	1,70	0,70

Cependant, pour des particules de grande taille, la distribution de la température au sein de la particule est lente ; par conséquent, le temps de séjour des particules dans le four devient élevé. Nous pouvons dire de manière plus simple, que lorsque la taille augmente, la vitesse de chauffage

des particules diminue car la taille influe sur le taux de chauffage. Certaines réactions, comme le craquage des vapeurs condensables, sont favorisées au sein de la particule. Dans ce tableau, H₂ et CO augmentent de 18,30 % à 22,40 % et de 22,00 % à 26,50 %, respectivement quand la taille des particules passe de la valeur la plus grande (10 < d < 20) à celle plus petite (d < 5).

Des particules de biomasse plus fines offrent moins de résistance au transfert de chaleur ; ce qui se traduit par un rendement de production de liquide assez important. Ainsi, les particules plus grosses facilitent les réactions de craquage secondaires en raison de la résistance plus élevée qu'elles offrent à l'échappement du produit de pyrolyse primaire et favorisent la production de char. Pour cette raison, les anciennes méthodes de production de char de bois, utilisant des piles de grande taille de morceaux de bois constituent de bons exemples (Prabir 2013b).

1.5.7 Paramètres influençant la formation des produits de gazéification

Dans cette partie nous nous intéressons à l'étude théorique des paramètres opératoires (température, excès d'air, taille des particules) influençant le processus de gazéification des échantillons.

1.5.7.1 Influence de la température

La température de réaction est l'un des paramètres de fonctionnement les plus importants qui affecte la performance de la gazéification, en raison de l'équilibre endothermiques entre les différentes réactions impliquées, Feroso *et al.* (2009) et Zainal *et al.* (2010). Les auteurs comme Dong *et al.* (2010) observent dans l'étude de la gazéification du char sous CO₂, que les productions des composés principaux qui sont le CO, l'H₂ et le CH₄ augmentent avec la température. Ils avancent plusieurs explications telles que : les hautes températures entraînent un déplacement des équilibres des réactions hétérogènes solides-gaz (augmentation de la production de gaz au détriment du solide) et des réactions de gazéification (équilibre de Boudouard).

La température contribue principalement à s'affranchir de la première barrière que constitue l'énergie d'activation lors d'une réaction chimique. A cet effet, elle (température) agit directement sur les constantes de vitesse de réactions et influence fortement la réactivité. Mermoud *et al.* (2006) ont observé que la gazéification du coke de bois de hêtre à la vapeur d'eau était environ 6 fois plus rapide à 1 000 °C qu'à 800 °C. Ainsi, Thilakavathi *et al.* (2011) en travaillant sur la gazéification du char de biomasse sous une atmosphère de dioxyde de carbone, ont montré que la réactivité a donné une conversion de 50 % pour une température de 750 °C et une conversion complète à 900 °C pour une même durée de 45 min. De même plusieurs autres auteurs ont fait des constats similaires, Van de steene *et al.* (2011), Guizani *et al.* (2013) et Skodras *et al.* (2015). L'explication avancée dans la plupart des cas est que la température contribue à augmenter la destruction des goudrons générés, influençant ainsi le rendement de production et la composition des gaz, Liela *et al.* (2013). Dans le même ordre d'idées, d'autres auteurs estiment que l'augmentation de la production d'hydrogène observée avec l'augmentation de la température est due à la progression importante de la réaction de shift ; tandis que la hausse de la production du monoxyde de carbone obtenue en fonction de la température est due la réaction de Boudouard qui prédomine.

Les hautes températures entraînent une vitesse de chauffage plus importante et donc favorisent la formation de matières volatiles durant la gazéification. L'augmentation de la température de gazéification de l'échantillon dans le réacteur favorise les rendements en gaz.

1.5.7.2 Influence des réactifs

En technique de gazéification, l'air, la vapeur d'eau et le dioxyde de carbone sont utilisés pour oxyder certains composés carbonés et pour apporter ainsi l'énergie nécessaire aux réactions de vaporéformage des gaz (et des vapeurs condensables) et à la réaction de gazéification du char. Il existe cependant une valeur optimale pour les réactifs (notamment de l'air) pour laquelle, la quantité de gaz formée est maximale. Cette valeur dépend des différents paramètres opératoires selon García-Ibañez *et al.* (2004), qui ont étudiés l'influence de la quantité d'oxygène et ont montré que le rendement en gaz augmente lorsque l'excès d'air augmente. L'augmentation de l'excès d'air entraîne peu de changements au niveau des rendements en hydrocarbures mais a tendance à provoquer une diminution des rendements en CO et H₂ et une augmentation du rendement en CO₂. Ils ont montré aussi que lorsque l'excès d'air augmente le PCI (pouvoir Inférieur Calorifique) du gaz diminue.

Plusieurs études ont été effectuées sur l'effet simultané de la vapeur d'eau et du dioxyde de carbone sur la conversion de char, Van de steene *et al.* (2004), Raymond *et al.* (2006), Susanna *et al.* (2013), Chao *et al.* (2013), Satoshi *et al.* (2013), Scott *et al.* (2010) et Hui-ling *et al.* (2013). Les résultats expérimentaux décrits dans la littérature montrent que pour une température donnée, la réactivité du char à la vapeur d'H₂O est plus importante que celle au CO₂. L'effet de chacun de ces deux réactifs sur l'évolution de la cinétique de conversion du char n'est pas le même. Selon les résultats publiés par Raymond *et al.* (2006), il existe deux mécanismes de surface qui peuvent se produire lors de la gazéification au CO₂ et à la vapeur d'eau : réactions de char-vapeur et de char-CO₂ se produisant sur un site actif commun et les réactions de char-vapeur et de char-CO₂ se produisent sur les sites actifs séparés. Les deux réactions sont des réactions de surface contrôlées par une compétition des réactifs sur les sites actifs du char.

1.5.7.3 Effet des caractéristiques de la biomasse

Les caractéristiques du produit (char) qui affectent la vitesse de réaction sont essentiellement les propriétés structurales, notamment la zone de surface, la porosité et l'effet catalytique des constituants inorganiques, Burgert *et al.* (2011). Plusieurs modèles de structure du char en gazéification ont été développés pour intégrer les changements structurels qui surviennent lors de la réaction. Zhang *et al.* (2008) ont étudié la réactivité des chars d'origine végétale pendant la gazéification et montrent l'effet de la composition inorganique sur la réactivité de l'échantillon. Et Liang *et al.* (2014) lors de la co-gazéification du charbon et du char de biomasse, concluent que l'effet de la nature de la biomasse sur la conversion du char est principalement attribué à la teneur en potassium des cendres. Les différences de composition chimique et de structure de la cellulaire (cellulosique hémicelluloses et lignine) impliquent des variations au niveau des mécanismes de conversion de l'échantillon par pyrolyse et de gazéification des polymères. L'étude individuelle, pour chaque constituant majeur de la biomasse, des mécanismes de conversion est indispensable pour comprendre les étapes de la cinétique de conversion de la biomasse. Par la suite, l'étude de l'influence des interactions avec les matières minérales, et entre les constituants, a pour but une compréhension plus précise des mécanismes se déroulant au sein de la biomasse, au cours de la pyrolyse et de la gazéification.

1.5.7.4 Influence de la taille des particules

La taille des particules a un effet considérable sur la vitesse de chauffage de la particule car le transfert de chaleur au sein de la particule est limité par ce paramètre. Cependant, les particules de grosses tailles ont une vitesse de chauffage moins élevée que des particules de petites tailles, Lv *et al.* (2004). A haute température, les limitations par transfert thermique et le phénomène de diffusion ne sont pas négligeables. L'effet observé de la taille des particules sur la gazéification est moins important à plus basse température. En effet, les particules de petites tailles forment relativement peu de char et de goudrons lourds, cela qu'elle que soit la température de réaction. En plus nous notons avec les investigations de Siyi *et al.* (2010) que la taille des particules affecte la quantité de gaz produit. Ainsi, avec les particules de grande taille la composition du gaz est en majorité du CO₂ et avec des particules de petite taille la composition est en majorité constituée de H₂ et du CO (voir tableau 1-16).

Tableau 1- 16 : Composition des gaz issus de la gazéification à 900 °C selon la taille des particules, Siyi *et al.* (2010)

Taille de la particule (mm)	10 <d< 20	5 <d< 10	d< 5
H ₂	26,50	30,60	32,80
CO	23,30	25,70	31,10
CO ₂	42,80	34,50	22,50
CH ₄	4,60	5,60	8,70
C ₂ H ₄	2,20	2,60	3,70
C ₂ H ₆	0,60	1,00	1,20

Dans ce tableau 1-16, nous constatons une diminution de H₂ et CO de 32,8 % à 26,5 % et de 31,8 % à 23,3 %, respectivement quand la taille de la particule passe de la valeur la plus grande (10 <d< 20) à la plus petite taille (d< 5), tandis que la valeur de CO₂ croît (22,5 % à 42,8 %) dans le même sens avec la taille de la particule. Demirbas *et al.* (2002), indiquent également que ces résultats d'évolution (croissance et décroissance) des rendements de gaz (CO, CO₂ et H₂) en fonction de la taille des particules, sont dus au fait que les gaz sont liés entre eux par une réaction d'équilibre de CO-Shift et du gaz à l'eau dans les conditions d'essai. Par contre la légère augmentation du taux de CH₄ par rapport à la taille des particules n'est pas liée à la réaction d'équilibre du gaz à l'eau mais à celle de formation du méthane.

Les études de l'effet de la taille des particules sur la cinétique de conversion du char a conduit les auteurs sur un débat très divers : portants principalement sur l'existence d'une taille limite de particules au-delà de laquelle le phénomène de diffusion est dominant par rapport à la réaction chimique et ce sur le type de contrôle de la cinétique de réaction. Par exemple, Mermoud *et al.* (2006) travaillant sur la gazéification d'hêtre de taille comprise entre 10 et 30 mm montrent que la diffusion contrôle le procédé dans cette gamme de taille de particules. D'autres auteurs sont allés en deçà de cette gamme de taille de particule et ont fixé des limites de particules suivant lesquelles les phénomènes chimiques contrôlent le processus de la cinétique de réaction. Et, la valeur de 2 mm est souvent avancée comme valeur limite en deçà duquel seuls les phénomènes chimiques contrôlent le processus.

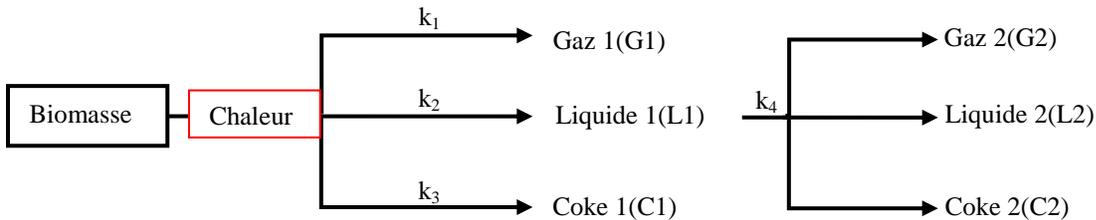
Il est important de mentionner que la taille des particules est une propriété caractéristique qui affecte de façon remarquable les transferts de chaleur et matière. Dans ce paragraphe, nous nous

proposons de travailler l'état d'art traitant des différents aspects de modèle liés à la cinétique de conversion de l'échantillon solide.

1.5.8 Modèle cinétique

1.5.8.1 Cinétique de la pyrolyse

De manière générale la pyrolyse de la biomasse peut être décrite par le modèle de Waterloo. Dans ce modèle, on distingue deux réactions : la première réaction partant de la biomasse brute, entraîne la production du char (C1), du gaz (G1) et du liquide (L1) ; la seconde réaction met en évidence la conversion du liquide en gaz (G2), en coke (C2) et en liquide (L2). La constante de la seconde réaction est nécessairement inférieure à celles de la première réaction. Ainsi, la seconde conversion du bio-liquide en coke (C2) est négligeable et peut être omise.



Les équations de la réaction de pyrolyse de la biomasse comme proposé par Waterloo peuvent être énoncées comme suit :

$$\frac{dm_B(t)}{dt} = -(k_1 + k_2 + k_3)m_B(t) = -km_B(t) \quad (1-25)$$

$$\frac{dm_G(t)}{dt} = k_1m_B(t) + k_4m_L(t) \quad (1-26)$$

$$\frac{dm_L(t)}{dt} = k_2m_B(t) - k_4m_L(t) \quad (1-27)$$

$$\frac{dm_C(t)}{dt} = k_3m_B(t) \quad (1-28)$$

avec m_B , m_G , m_L , et m_C , indiquent respectivement la masse de fraction de biomasse, de gaz, de liquide et de coke. Ainsi, k_1 , k_2 , k_3 , et k_4 sont des constantes cinétiques. Pour une réaction de premier ordre la constante cinétique est exprimée en s^{-1} ($k = k_1 + k_2 + k_3$) et (t) est le temps (durée de la réaction).

Ainsi, en appliquant les conditions aux limites que sont $t=0$, $m_B=1$; $m_G=0$; $m_L=0$ et $m_C=0$, nous pouvons intégrer ces réactions :

$$\frac{dm_B(t)}{dt} = -km_B(t) \Leftrightarrow \frac{dm_B(t)}{m_B} = -kt \quad (1-29)$$

$$m_B(t) = \exp(-kt) \quad (1-30)$$

$$m_G(t) = \frac{k - k_4}{k} \left[\begin{aligned} &kk_1 \exp(-kt) - k_1k_4 \exp(-kt) - k_2k_4 \exp(-kt) \dots \\ &+ kk_2 \exp(-k_4t) - kk_1 + k_1k_4 - kk_2 + k_2k_4 \end{aligned} \right] \quad (1-31)$$

$$m_B(t) = -\frac{k_2}{k - k_4} \exp(-k_4t) [\exp(-t(k - k_4)) - 1] \quad (1-32)$$

$$m_B(t) = \frac{k_3}{k} [1 - \exp(-kt)] \quad (1-33)$$

1.5.8.2 Cinétique de la gazéification

Dans la littérature, plusieurs schémas cinétiques ont été proposés. La plupart des schémas traitent généralement des mécanismes réactionnels de la composition chimique de la biomasse (cellulose, hémicellulose, lignine) en processus thermochimique. En effet, la cellulose est souvent admise comme la composante modèle (de base) de la biomasse. On postule dans ce modèle que la pyrolyse de biomasse peut se dérouler en une seule réaction qui transforme le solide en char et a pour finalité de connaître uniquement l'évolution de la masse de solide. Les mécanismes réactionnels présentés dans ce modèle en une seule étape sont du type dégradation ou dévolatilisation. L'équation classique 1-34 est fréquemment utilisée pour des interprétations de décomposition thermique de la biomasse :

$$\frac{d\rho}{dt} = -k \times \rho \quad (1-34)$$

Dans ce modèle, la porosité reste constante par contre la taille des particules diminue avec la conversion du coke :

$$\frac{dm_{bio}}{m_{bio}} = -k \times dt \quad (1-35)$$

Où m_{bio} correspond au pourcentage du poids de l'échantillon de la biomasse à un temps (t) donné. Ainsi, pour $m_{bio} = 1 - X$ alors $dm_{bio} = -dX$ et la relation 1-36 peut prendre la forme donnée par l'équation 1-35.

L'équation 1-36 devient :

$$\frac{dX}{1-X} = k \times dt \quad (1-36)$$

La constante de vitesse de réaction k est supposée s'écrire comme une loi de premier ordre de type Arrhenius. Afin d'exprimer la vitesse de réaction, l'option la plus simple consiste à définir des cinétiques dites d'ordre (n) par rapport à la condition expérimentale (particulièrement liée à la nature du réactif). La dépendance par rapport à la température est alors explicitement définie par une constante cinétique k s'exprimant en fonction de la température suivant la loi d'Arrhenius donné par :

$$k = A e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (1-37)$$

où k est la constante de l'équation donnée par l'Arrhenius; A est le facteur pré-exponentiel (en s^{-1}); E_a est l'énergie d'activation (en $J.mol^{-1}$) et R est la constante universelle des gaz parfaits ($R=8,314472 J.mol^{-1}.K^{-1}$).

Le mécanisme de la réaction de dévolatilisation est décrit par la cinétique de réaction définie par plusieurs formes dans la littérature. Plusieurs auteurs utilisent l'équation 1-38 pour définir l'évolution de la cinétique de gazéification du char:

$$r = -\frac{dm_{char}}{m_{char} \times dt} \quad (1-38)$$

Cette réaction est parfois définie par une équation de demi-conversion selon une relation définie par Takarada *et al.* (1985) et utilisée par plusieurs auteurs (Yonghui *et al.* 2014, et Chun-Zhu 2013).

$$R_{0,5} = \frac{0,5}{t_{0,5}} \quad (1-39)$$

La cinétique a fait l'objet d'un grand nombre d'études antérieures car elle est d'une importance cruciale pour la description de l'évolution de la conversion du char, Jia *et al.* (2015). La cinétique de gazéification du char demeure complexe dans la mesure où elle est liée à plusieurs paramètres définissant la structure et la composition du char ; par exemple la nature du char (granulométrie, porosité, compositions et dispersion des minéraux dans le char), Ljubisa *et al.* (1985). Cette complexité de la cinétique de gazéification du char est à l'origine des propriétés variantes du char et est également en fonction du processus utilisé pour la formation du char, Karl *et al.* (1985). Par conséquent, il est toujours difficile d'établir une expression mathématique universelle pour décrire la cinétique de gazéification du char. Les allures de quelques unes de ces fonctions présentent une très grande dispersion. De plus, les modèles validés pour la biomasse sont monotonement croissants tandis que ceux relatifs au charbon minéral sont parfois décroissants et très différents les uns par rapport aux autres. Ceci, selon Tagutchou (2008), va dans le sens des résultats des études qui concluent que la réactivité de la biomasse est croissante avec le taux de conversion contrairement à celle du charbon minéral.

Dans le tableau 1-20 sont dressés certains modèles connus et adaptés à la cinétique de gazéification du char. Ces modèles sont développés selon les progrès de la recherche, mais chaque modèle est valable, pratique au cas par cas, Jia *et al.* (2015).

Il a été décrit dans la littérature (Hyo *et al.* 2014, Feroso *et al.* 2010) que chaque modèle donne sa propre interprétation de la cinétique du char pendant la transformation thermochimique.

Tableau 1-17 : Modèles cinétiques utilisés dans la littérature

Fonction	Modèle	réaction	Température °C	Combustible	Source
VRM	Modèle de la réaction en volume	CO ₂	900- 1 100	Charbon/Coke de biomasse	Pooya <i>et al.</i> (2013), Hyo <i>et al.</i> (2014), et Van de steeneet <i>al.</i> (2011)
SCM	Modèle de cœur rétrécissant	CO ₂	900- 1 100	Charbon/Coke de biomasse	Pooya <i>et al.</i> (2013), Hyo <i>et al.</i> (2014), et Raymond <i>et al.</i> (2006)
RPM	Modèle à pores aléatoires	CO ₂	900-1 100	Charbon/Coke de biomasse	Pooya <i>et al.</i> (2013) et Hyo <i>et al.</i> (2014)
F(X) ₁	Fonction empirique	H ₂ O-O ₂	800-1 000	Lignite (charbon)	Shayan <i>et al.</i> (2013)
F(X) ₂	Fonction empirique	H ₂ O/CO ₂	800-900	Char	Susanna <i>et al.</i> (2012)

Dans ce tableau, F(X) correspond à une fonction empirique qui prend en compte toutes les évolutions structurales mises en jeu au cours de la conversion du carbone.

Il existe ainsi plusieurs modèles de gazéification de la particule. Nous envisageons dans ce qui suit de présenter les modèles en fonction des phénomènes pris en compte.

Les modèles empiriques sont des modèles simples qui se présentent en une équation, Susanna *et al.* (2012), et Susanna *et al.* (2013). Le but est d'exprimer la vitesse de réaction en fonction de la

température, de la taille des particules, du type de réactif et de l'échantillon en vue d'évaluer leur effet sur la cinétique de gazéification.

Le modèle homogène (Volumetric Reaction Model, VRM) défini par l'équation 1-40, les auteurs Hyo *et al.* (2014) et Li *et al.* (2004) supposent que la réaction est uniforme pour une taille de particule donnée. Ils ajoutent qu'avec ce modèle, la porosité des particules augment linéairement avec la conversion du coke. Ce modèle est principalement utilisé pour décrire l'évolution chimique de la conversion des particules de coke, Pooya *et al.* (2013).

$$\frac{dX}{dt} = k_{VM}(1 - X) \quad (1-40)$$

Le modèle à cœur rétrécissant (Shrinking Core Model, SCM), voir équation 1-41, consiste en une réaction qui se produit d'abord à la surface externe de la particule et se déplace progressivement à l'intérieur de la particule (Hyo *et al.* 2014 et Raymond *et al.* 2006). Dans ce modèle, la porosité de la particule reste constante et la taille de la particule diminue avec la conversion du coke.

$$\frac{dX}{dt} = k_{GM}(1 - X)^{2/3} \quad (1-41)$$

Le modèle à pore aléatoire (Random Pore Model, RPM) est donné par l'équation (1-42). Ce modèle considère un chevauchement des surfaces de pores réduisant ainsi la surface disponible pour la réaction.

$$\frac{dX}{dt} = k_{RPM}(1 - X)\sqrt{(1 - \psi \ln(1 - X))} \quad (1-42)$$

Le paramètre structurel ou facteur multiplicatif (ψ) est un facteur de forme, qui peut être déterminé par la connaissance de la longueur et de la surface des pores. Le facteur de forme ψ a soit un sens physique ou chimique (Micco *et al.* (2012) :

$$\psi = \frac{2}{2 \times \ln(1 - X_{\max}) + 1} \quad (1-43)$$

Où X_{\max} est la valeur du taux de conversion où la vitesse de réaction est maximale. Dans cette expression, le facteur multiplicatif a un sens chimique, Micco *et al.* (2012).

Le facteur de forme ψ peut être déterminé aussi à partir des caractéristiques géométriques du milieu poreux, selon la corrélation suivante :

$$\psi = \frac{4\pi L_0(1 - \varepsilon_0)}{S_0^2} \quad (1-44)$$

Dans cette relation, ce facteur de forme a un sens physique et se déduit de la connaissance de la longueur des pores (L_0), de la surface des pores (S_0) et de la porosité du solide (ε_0) toutes déterminées expérimentalement, Feroso *et al.* (2010). Par conséquent, ψ est utilisé en tant que paramètre d'ajustement (réglable), Idriss (2007).

Ces modèles permettent de prédire les valeurs maximales de la réactivité, car elles prennent simultanément en compte les effets de la croissance des pores pendant les étapes initiales de la gazéification et de destruction des pores, Pooya *et al.* (2013).

➤ Gazéification au dioxyde de carbone

La gazéification du char avec le CO_2 (équilibre de Boudouard) a fait l'objet de nombreuses études Pooya *et al.* (2013), Feroso *et al.* (2009), Dong *et al.* (2010), Leteng *et al.* (2011),

Leteng *et al.* (2013), et Ollero *et al.* (2003). Il ressort de ces travaux que le mécanisme de la réaction de char-CO₂ semble encore mal connu. A cet effet, des cinétiques d'ordre (n) ont été proposées par plusieurs auteurs pour la décrire. Ainsi, la plupart des mécanismes réactionnels utilisés sont d'ordre un (n=1) et sont écrits sous la forme d'une équation définie comme suit (Susanna *et al.* 2013) :

$$r_{C-CO_2} = k_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) P_{CO_2} F(X) \quad (1-45)$$

où k₀ est le facteur pré-exponentiel, F(X) est une fonction empirique définissant les évolutions structurales.

➤ **Gazéification à la vapeur d'eau**

La cinétique de gazéification du char de biomasse à la vapeur d'eau a fait l'objet de plusieurs études effectuées dans la littérature par Pooya *et al.* (2013), Leteng *et al.* (2013), Ollero *et al.* (2003), et Qixiang *et al.* (2011). Ces Auteurs ont étudié la réactivité de gazéification des échantillons en utilisant des modèles. Ainsi, la plupart des modèles proposés dans ces études pour la gazéification sont issus de celles portant sur le mécanisme réactionnel du char-H₂O. Certains auteurs ont développé des modèles spécifiques pour interpréter les données de la gazéification de la biomasse sous vapeur d'eau ; ces modèles sont amplement repris par Leteng *et al.* (2011).

Récapitulation

En résumé, un verrou important au développement de la gazéification est lié à l'approvisionnement des résidus de biomasse. Les scientifiques se penchent depuis plusieurs années sur cette problématique de l'approvisionnement pour des technologies ou applications qui nécessitent des quantités de productions importantes. Ces travaux font intervenir plusieurs disciplines puisque la question peut être abordée sous différents angles (technologique, chimique, économique, social, mécaniques, etc.). D'un point de vue technique, les difficultés sont principalement liées aux dispositifs expérimentaux et à la composition intrinsèque de la biomasse. Ainsi, le conditionnement de la biomasse est souvent une étape indispensable. Par exemple, l'humidité de la biomasse est souvent trop élevée pour une valorisation directe dans les réacteurs de gazéification ; un séchage est par conséquent, nécessaire ; ce qui engendre un coût énergétique significatif car ce type de résidus présente un faible pouvoir calorifique. Tous ces facteurs font qu'une énorme quantité de résidus et un réacteur fiable restent nécessaires pour une valorisation efficace via la gazéification. Par ailleurs, des exigences géométriques et granulométriques des particules en fonction des types de procédés considérés imposent souvent une étape de broyage. Pour des applications énergétiques, le conditionnement est encore plus contraignant dans la mesure où les exigences en termes de granulométrie sont de l'ordre du millimètre. Ces étapes de pré-conditionnement permettent une densification énergétique (volumique) in-situ de la biomasse afin de faciliter son transport et d'en réduire les coûts afférents.

1.6 Conclusion du chapitre

Les biomasses disponibles au Sénégal présentent une ressource non négligeable pour la valorisation énergétique. Les coques d'arachide, de cajou, de palme, et la bagasse de canne à sucre, bien présentes dans le pays, ne satisfont pas les besoins énergétiques annuels des usines (coques d'arachide pour la SUNEOR et la bagasse de canne à sucre pour la CSS) en combustibles et ce, pour des raisons liées aux exportations (coque d'arachide et noix de cajou), climatiques (selon les zones, principalement la canne à sucre) et de mauvaises stratégies incitatives. La composition physique de la biomasse est très variée et l'humidité reste le caractère le plus important à prendre en compte dans les techniques de combustion. La teneur en cendres reste néanmoins l'élément de contrôle pour tout type de four (effet de corrosion). Ainsi, dans le but d'optimiser les produits issus des techniques thermochimiques (pyrolyse et gazéification), la granulométrie constitue un facteur incontournable, car plus la taille des particules est grande plus le temps de traitement de la biomasse sera long et donc nécessitera des températures plus élevées. En outre, le choix des processus de conversion des résidus portant sur la gazéification et la pyrolyse est fonction des rejets occasionnés mais aussi sur le rejet des anciennes méthodes de conversion. Les processus de pyrolyse et de gazéification fournissent une solution prometteuse constituée de technologies complémentaires et non concurrentes, plus avantageuses que la technique d'incinération. Au regard des différentes technologies présentées, le choix d'un type de procédé est complexe. En effet, de nombreux aspects techniques et économiques doivent être considérés (puissance de l'installation, type et caractéristiques du combustible, énergie finale de la valorisation (chaleur, électricité, etc.) dans ce choix. Ainsi, le traitement thermochimique (pyrolyse, gazéification) réalisé dans les conditions de température et de vitesse de chauffage élevées s'accordent à la fourniture d'une importante quantité de gaz (syngas). Par ailleurs, il est à noter que selon les conditions opératoires, les types de biomasses, les produits obtenus à l'issue de la pyrolyse et de la gazéification sont sensiblement différents.

Ainsi, à travers ce chapitre, l'étude portée sur les neuf résidus agricoles rencontrés au Sénégal, nous permet de faire le choix de trois résidus à coques que sont cajou, arachide et palmiste, de par leur flexibilité vis-à-vis des propriétés physico-chimiques et par leur disponibilité, ont fait l'objet de notre choix d'études pour la suite des travaux.

Référence du chapitre 1

- Adrien B. Y., Sakariyou M., Koffi A., (2010), Identification des potentialités et modalités d'exploitation des sources d'énergies renouvelables sur l'ensemble du territoire national.
- Andrea C.J., Galip A., (2013), Effect of CaO on tar production and dew point depression during gasification of fuel cane bagasse in a novel downdraft gasifier, *Fuel Processing Technology*, Volume 106, pp. 654–660.
- association of energy engineers : aee -www.aee.gouv.qc.ca.
- AFP. (2011), «La demande mondiale de pétrole devrait encore augmenter en 2012». *L'express*, [En ligne]. http://www.lexpress.fr/actualites/l/economie/la-demande-mondiale-de-petrole-devrait-encore-augmenter-en-2012_1011802.html (page consultée le 10 janvier 2012).
- Allen S.J., Gan Q., Matthews R., Johnson P.A., (2005), Mass transfer processes in the adsorption of basic dyes by peanut hulls *Ind Eng Chem Res*, 44 pp. 1942–1949.
- Antonini G., (2004), PYROLYSE – GAZEIFICATION DE DECHETS SOLIDES, Partie 1 : Etat de l'art des procédés existants, Faisabilité de traitement d'un déchet par Pyrolyse ou Gazéification, ETUDE ADEME / PROCEDIS Version V.0.
- Antonini G. (2005) Traitements thermiques des déchets - Procédés et technologies associées Procédés d'incinération, *Techniques de l'Ingenieur*, G2051.
- Antonini G. (2012), Traitements thermiques des déchets -Procédés et technologies associées, dossier *Technologie de l'ingénieur*.
- Austin L.G., Shoji K., Hogg R., Carlson J., Flemmer R.L.C., (1978) Flow rates of dry powders in inclined rotating cylinders under open-ended discharge conditions, *Powder Technology* 20, 219–225.
- Banchordhevakul S., (2002), Effect of urea and urea gamma treatments on cellulose degradation of Thai rice straw and corn stalk *Rad Phys Chem*, 64, pp. 417–422.
- Blasi C.D., (2009), Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars *Progress in Energy and Combustion Science* 35, 121–140.
- Boateng A.A., (1996), PV Barr A thermal model of the rotary kiln heat transfer, including the Inside of the bed, *International Journal of heat transfer and mass* 39, pp. 2131-2147.
- Borde, V., 2011, «Plan de bataille mondial», [En ligne], [www.lactualite.com /environnement / plan-de-bataille-mondial](http://www.lactualite.com/environnement/plan-de-bataille-mondial) (Page consultée le 23 janvier 2012).
- Burgert B. Hattingh, Raymond C. Everson, Hein W.J.P. Neomagus, John R. Bunt, (2011) Assessing the catalytic effect of coal ash constituents on the CO₂ gasification rate of high ash, South African coal. *Fuel Process. Technol.*, vol. 92, 2048–2054.
- Bridgwater A. V., (2012), Review of pyrolysis of biomass and product upgrading *BIOMASS AND BIOENERGY* 38, 68-94.
- Channiwala S.A., Parikh P.P., (2002), A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. *Fuel* 81, 1051-1063.
- Cloé Gotteland Aibar, janvier 2013, La situation énergétique de l'Afrique, [http://climat -developpement.org/la-situation-energetique-de-lafrique](http://climat-developpement.org/la-situation-energetique-de-lafrique)
- Carole C. (2007), Pyrolyse flash à haute température de la biomasse ligno-cellulosique et de ses composés - production de gaz de synthèse, thèse en Energétique à EMP.
- Chao C., Jing W., Wei L., Sen Z., Jingshu Y., Guangqian L., Hong Y., (2013), Effect of pyrolysis conditions on the char gasification with mixtures of CO₂ and H₂O, *Proceedings of the Combustion Institute* 34, 2453–2460.
- Chun-Zhu L., (2013), Importance of volatile–char interactions during the pyrolysis and gasification of low-rank fuels – A review, *Fuel* 112, 609–623.

- Churchill TR., Thompson CJ. Determining the transport speed of the materials in a rotary kiln by kiln by radioactive tracers Alcan, 1968. Internal Report No. CPSR-176. Ottawa: Atomic Energy of Canada Limited.
- Corella J., Monzon A., et al., (1988), Ultra-fast Biomass Pyrolysis in a High- Temperature (2200°C), Fluid-Wall Reactor, *Journal of Solar Energy Engineering*, Vol 110, pp.10-13.
- Demirbas A., (2002), Gaseous products from biomass by pyrolysis and gasification : effects of catalyst on hydrogen yield, *Energy Conversion and Management*, 43, pp. 897-909.
- Demirbas A. (2004), Effect of initial moisture content on the yields of oily products from pyrolysis of biomass, *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, 71, pp. 803-815.
- Descoins N., (2004), Contribution à l'élaboration d'outils de simulation des fours tournants de dies pyrolyse de déchets: modélisation dynamique du couplage transport de la charge à la transferts de chaleur-réactions chimiques, thèse de l'Institut National Polytechnique de Toulouse.
- Descoins N., Dirion J.-L., Howes T., (2005), Sediment transport in a pyrolysis pilot-scale rotary kiln: Preliminary results on the stationary and dynamic results, *Pneumatic conveying and handling of particulate solids*. Volume 44, Number 2, Pages 315-321.
- Diebold, J.P., Bridgwater, A.V., Boocock D.G.B., (1997), Overview of fast pyrolysis of biomass for the production of liquid fuels. *Developments in Thermo-chemical Biomass Conversion*. Blackie Academic Professional, pp. 5-27.
- Ding Y.L, Forster R.N, Seville J.P.K, Parker DJ,(2002), Granular Motion in rotating drums: the Turnaround beds and rolling collapse transition, *Powder Technology*, 124, pp. 18-27.
- Dirion J.-L., (2012), Développement d'outils pour l'optimisation des procédés de valorisation thermique de la biomasse : de la conception d'expériences optimales en analyse thermique à la modélisation des fours tournants, Thèse de Doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, France.
- Dong K. S., Sun Ki L., Min Woong K., Jungho H., Tae-U. Y., (2010). Gasification reactivity of biomass chars with CO₂. *Biomass Bioenerg.*, vol. 34, 1946–1953.
- Dupont C., Boissonnet G, Seiler J.M., Gauthier P., Schweich D., (2007), Study about the kinetic processes of biomass steam gasification, *Fuel* 86, 32-40.
- Eckehard S., Yi-Chun S., Herrmann W., Joern K., Uwe S., (2010), Experimental investigation of solid bed depth at the discharge end of rotary kilns, *Powder Technology* 197, 17–24.
- faostat -<http://faostat.fao.org/site/567/DesktopDefault.aspx?PageID=567#ancor>.
- Fatou T. N., (2008), pyrolyse de la biomasse en réacteur cyclone-recherche des conditions optimales de fonctionnement, thèse en Génie des Procédés et des Produits.
- Fermoso J., Stevanov C., Moghtaderi B., Arias B., Pevida C., Plaza M.G., Rubiera F., Pis J.J., (2009), High-pressure gasification reactivity of biomass chars produced at different temperatures, *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 85, 287–293.
- Fermoso J., Gil M.V., Pevida C., Pis J.J., Rubiera F., (2010), Kinetic models comparison for non-isothermal steam gasification of coal–biomass blend chars, *Chemical Engineering Journal* 161, 276–284.
- Fil info énergies, (2011) <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-,-pedagogique/gazeification> dernière modification le 04 juillet 2011
- García-Pérez M., Chacomposition A., Roy C., (2002), Vacuum pyrolysis of sugar cane bagasse. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 65 111-136.
- García-Ibañez P., Cabanillas A., et al., (2004), Gasification of leached orujillo (olive oil waste) in a pilot plant circulating fluidised bed reactor. Preliminary results, *Biomass and Bioenergy*,

27, pp. 183- 194.

- Gaur S. and Reed TB; (2001), An Atlas of Thermal Data For Biomass and Other Fuels NREL/TP- 433-7965.
- Guizani C., Escudero S. F.J., Salvador S., (2013). The gasification reactivity of high-heating-rate chars in single and mixed atmospheres of H₂O and CO₂. Fuel, vol. 108, 812– 823.
- Gupta M., Yang J., Roy C., (2003). Specific heat and thermal conductivity of softwood bark and softwood char particles. Fuel 82, 919–927.
- Hanpin C., Bin L., Haiping Y., Guolai Y., Shihong Z., (2008), Experimental investigation of biomass gasification in a fluidized bed reactor Energy Volume, 22, pp. 3493–3498.
- Hanson S., Patrick J.W., Walker A., (2002), The effect of coal particle size on pyrolysis and steam gasification, Fuel 81 531-537.
- Hong L., Hongchao Y., Ming Z., Maozhao X., Xi X., (2016), Numerical simulation of particle motion and heat transfer in a rotary kiln, Volume 287, Pages 239–247.
- Hui-Ling T., Shiro K., Shu Z., Chun-Zhu L., (2013), Effects of gasifying agent on the evolution of char structure during the gasification of Victorian brown coal Fuel 103, 22–28.
- Hyo J. J., Sang S. P., Jungho H., (2014). Co-gasification of coal–biomass blended char with CO₂ at temperatures of 900–1100°C. Fuel, vol. 116, 465–470.
- Idriss A. H. Optimisation d'un procédé de pyrolyse en four tournant : application à la production de charbons actifs, Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse, 2007.
- Irfan M. F., Arash A.-N., Mohammed H. C., Wan M..A. W. D., Usman M. R.: (2012) Kinetics of gasification of coal, biomass and their blends in air (N₂/O₂) and different oxy- fuel (O₂/CO₂) atmospheres ; Volume 37, Issue 1, Pages 665-672.
- Janewit W., Bundit F., Nakorn W. (2011) : Effects of temperature and holding time during torrefaction on the pyrolysis behaviors of woody biomass, <http://dx.doi.org/10.1016/j.jaap>. How to Cite or Link Using DOI.
- Jeanmart H. et Tchouate P., (2006) Conversion de la biomasse, filières thermochimiques. www.bepita.net/materiels/biomasse/Conversion_thermochimique.pdf, (Page consultée le 21 novembre 2011).
- Jenkins, B.M., (1989). Physical properties of biomass. In: Kitani, O., Hall, C.W. (Eds.), Biomass, Handbook. Gordon & Breach Science Publishers, Amsterdam.
- Jia T., Xuantao W., Jie W. (2015) Kinetic study of steam gasification of two mineralogically different lignite chars: An active site/intermediate model, Volume 141, Pages 46–55.
- Jie Wang, Mingquan J., Yihong Y., Yanmei Z., Jianqin C., (2009). Steam gasification of coal char catalyzed by K₂CO₃ for enhanced production of hydrogen without formation of methane. Fuel, vol. 88, 1572–1579.
- Jiying Q., Leilei C., Qingjun Z., Daijie W., Wenliang W., Xin D., Xiaoyong L., Fangling D., (2012), Screening natural antioxidants in peanut shell using DPPH–HPLC–DAD–TOF/MS methods, Volume 135, Issue 4, 15, Pages 2366–2371.
- Karl H. V.H., Heinz-J.M. (1985) Aspects of coal properties and constitution important for gasification Fuel, Volume 64, Issue 10, Pages 1405–1414.
- Kathiravale, S., Yunus, M., Samsuddin, K. S. A., Rahman, R., (2003). Modeling the heating value of municipal solid waste. Fuel 82, 1119–1125.
- Klass D.L., (1998), Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals. Academic Press, pp. 30, 276-277.
- Kreith, F. et Goswami, D.W. (2007), Handbook of Energy Efficiency and Renewable Energy, publié par CRC, 1560 pages.

- Kudo K., Yoshida E., (1957), The decomposition process of wood constituents in the course of carbonization I: The decomposition of carbohydrate and lignin in Mizunara. *J. Jpn. Wood Res. Soc.* 3 (4), 125-127.
- Lee J. (2003), Biological conversion of lignocellulosic biomass to ethanol. *Journal of Biotechnology* 56-1, 1-24.
- Leemhuis R. J. and DE Jong R. M.: Biomassa: (1997), Biochemische samenstelling en conversiemethoden (confidential report, in Dutch), Petten, ECN, ECN 7.2072-GR 2, 16.
- Leila E. T., Muhammad F. I., Wan A. M. W. D., Mohammed H. C.; (2012), The effect of temperature on various parameters in coal, biomass and CO-gasification: A review ; and *Sustainable Energy Reviews* 16, 5584–5596.
- Leila E.-T., Muhammad F. I., Wan M. A. W. D., Mohammed H. C., (2013), Fuel blending effects on the co-gasification of coal and biomass e A review, *biomass and bioenergy* Volume 57, pp 249–263.
- Leteng L., Eva G., Michael S., (2011), Aerosol-based method for investigating at high temperatures, *Combustion and Flame* 158, 1426–1437.
- Leteng L., Michael S., (2013), Investigation of the intrinsic CO₂gasification kinetics of biomass char at medium to high temperatures, *Applied Energy* 109, 220–228
- Liang D., Yongqi Z., Zhiqing W., Jiejie H., Yitian F., (2014), Interaction and its induced inhibiting or synergistic effects during co-gasification of coal char and biomass char, *Bioresource Technology* 173, 11–20.
- Li S., Shaoping X., Liu S., Chen Y., Lu Q. (2004), Fast pyrolysis of biomass in free-fall reactor for hydrogen-rich gas, *Fuel Processing Technology*, 85, pp.1201-1211.
- Ljubisa R.R., Katarzyna S., Philip L.W.Jr., Robert G.J., (1985) Combined effects of inorganic constituents and pyrolysis conditions on the gasification reactivity of coal chars Volume 10, Issue 3, Pages 311–326.
- Lv P.M., Xiong Z.H., et al., (2004), An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed, *Bioresource Technology*, 95, pp. 95-101.
- Lu Y.J., Guo L.J., Ji C.M., Zhang X.M., Hao X.H., Yan Q.H., (2006), Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water: a parametric study. *Int J Hydrogen Energy* 31, 822-831.
- MacLean J.D., (1941), Thermal conductivity of wood. *Trans. Am. Soc. Heating Ventilating Eng.* 47, 323- 354.
- Martins A., Leandro S.O., Adriana S.F., (2001) Modeling and simulation of petroleum coke calcinations in rotary kilns, Volume 80, Issue 11, Pages 1611-1622.
- Melle- Françoise N., (2008), production de gaz de synthèse par interactions à haute température du gaz, des goudrons et du résidu carboné issus de la pyrolyse de biomasses, thèse, en Génie des Procédés et de l'Environnement.
- Mellmann, J. (2001), «The transverse motion of solids in rotating cylinders - forms of motion and transition behavior.» *Powder Technology*, 118, 251-270.
- Mermoud F., Golfier F., Salvador S., Van de Steene L. and Dirion J.L., (2006), "Experimental and numerical study of steam gasification of a single charcoal particle". *Combustion & Flame* 145(1-2) : p. 59-79.
- Micco D.G., Nasjleti A., Bohé A.E., (2012), Kinetics of the gasification of a Rio Turbiocoal under different pyrolysis temperatures, *Fuel* 95, 537–543.
- Ndiaye F. T.,(2008) : Pyrolyse de la biomasse en réacteur cyclone : Recherche des conditions optimales de fonctionnement Thèse de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, France.
- Ndiaye L. G.,(2009) : Modélisation de la combustion en fours rotatifs d'incinération de déchets,

- Thèse de l'Ecole des Mines de Douai, France.
- Ollero P., Serrera A., Arjona R., Alcantarilla S., (2003), The CO₂ gasification kinetics of olive residue, *Biomass and Bioenergy* 24, 151–161.
- Oumarou S. C. (1995), Utilisation des résidus de récolte et du fumier dans le Cercle de Koutiala : Bilan des éléments nutritifs et analyse économique Thèse pour obtenir le titre de Docteur de Spécialité, Option : Agro-Economie, Rapports PSS N°18 Wageningen.
- Perron J., Nguyen H. T., Bui R. T., Modelisation d'un four de calcination du coke de pétrole: I. Le modèle; Article first published online: 3 JAN 2009, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* Volume 70, Issue 6, pages 1108–1119, December 1992.
- Pooya L., Zainal A.Z., Abdul R.M., Maedeh M., (2013), Ash of palm empty fruit bunch as a natural catalyst for promoting the CO₂gasification reactivity of biomass char, *Bioresource Technology* 132, 351–355.
- Prabir B., (2010), Chapter 8 : Biomass Handling. *Biomass Gasification and Pyrolysis, Practical Design*, Pages 269–299
- Prabir B., (2013a) Chapter 3 – Biomass Characteristics, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition)*, Practical Design and Theory, Academic PRESS, Pages 47–86.
- Prabir B.,(2013b) Chapter 5 – Pyrolysis: Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition)*Practical Design and Theory*, Academic PRESS, Pages 147–176.
- Preto F.D.S., Anthony E.J., Friedrich F.D., (1987), Combustion trials of rice husk in a pilot scale combustor, *Proceedings of the 9th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, Boston, MA, pp. 1123–1127
- Qixiang X., Shusheng P., Tana L., (2011), Reaction kinetics and producer gas compositions of steam gasification of coal and biomass blend chars, part 1: Experimental investigation, *Chemical Engineering Science* 66, 2141–2148. 603–609.
- Queck,A., (2002).Investigation of the heat transfer gas-side wall and solids of rotary kilns. PhD Thesis, Department of Process and Systems Engineering, Otto-von-Guericke University of Magdeburg (German).
- Ragland K.W., Aerts D.J., Baker A.J., (1991), Properties of wood for combustion analysis. *Bioresource Technol.* 37, 161-168.
- Rampling T., (1993) Fundamental research on the thermal treatment of wastes and biomass: literature review of part research on thermal treatment of biomass and waste. ETSUB/T1/00208/Rep/1.
- Raymond C. E., Hein W.J.P.N., Henry K., Delani N., (2006), Reaction kinetics of pulverized coal-chars derived from inertinite-rich coal discards: Gasification with carbon dioxide and steam, *Fuel* 85, pp 1076–1082.
- Reed, T.B., (2002), Kinetics of char gasification reactions above 500 °C, *Encyclopedia of Biomass Thermal Conversion*, third ed. Biomass Energy Foundation Press (Chapter 7).
- Richard T., Trautmann N., (2002), Substrate Composition Table, Cornell University Ithaca, NY 14853., www.cfe.cornell.edu/compost Composition élémentaire de la coque d'arachide.
- Saeman W.C., (1951) Passage of solids through rotary kilns: factors affecting time of passage, *Chemical Engineering Progress* 47 (1951) 508–514.
- Safiétou T. F., Dominique F., Didier R., Hubert G. (1989) Institut Sénégalais de recherches Agricoles.
- Sansha C., Hein W.J.P.N., John R. B., Raymond C. E., (2013). Improved reactivity of large coal particles by K₂CO₃ addition during steam gasification, *Fuel Process. Technol*, 114, 75–80.

- Satoshi U., Shiro K., Saburo., (2013) Modeling of coal char gasification in coexistence of CO₂ and H₂O considering sharing of active sites, *Fuel* 103, 14–21.
- Scott H., Hanning L., Chunbao (Charles) X., (2010), Effects of impregnated metal ions on air/CO₂ gasification of woody biomass, *Bioresource Technology* 101, 9301–9307.
- Shayan K., Regan G., Rajender G., Raymond J. S., (2013) Study of factors affecting syngas quality and their interactions in fluidized bed gasification of lignite coal *Fuel* 103, 308–320.
- Shu-Lai M. and Antal M.J.: (1992), Uncatalyzed solvolysis of whole biomass hemicellulose by hot compressed liquid water. *Ind. Eng. Chem. Res.* 31 pp. 1157-1161.
- Simpson, W., Tenwolde, A., (1999). Physical properties and moisture relations of wood. In: *Wood Handbook: Wood as an Engineering Material*. Madison, WI: USDA Forest Service, Forest Products Laboratory, General technical report FPL, (Chapter 3), 3-17.
- SIE-Sénégal, Système d'Information Énergétique du Sénégal, Rapport 2007, Dakar, 56 p.
- Siyi L., Bo X., Xianjun G., Zhiquan H., Shiming L., Maoyun H., (2009), Hydrogenrich gas from catalytic steam gasification of biomass in a fixed bed reactor: Influence of particle size on gasification performance, *International Journal of Hydrogen Energy* Volume 34, Issue 3, Pages 1260–1264.
- Siyi L., Bo X., Zhiquan H., Shiming L., Yanwen G., Lei C., (2010), Influence of particle size on pyrolysis and gasification performance of municipal solid waste in a fixed bed reactor, *Bioresource Technology* 101, 6517-6520.
- Skodras G., G. Nenes, N. Zafeiriou, (2015), Low rank coal e CO₂ gasification: Experimental study, analysis of the kinetic parameters by Weibull distribution and compensation effect *Applied Thermal Engineering* Volume 74, 5, Pages 111–118.
- Soltes E.J., Elder T.J., (1981), Pyrolysis. In: Goldstein, I.S. (Ed.), *Organic Chemicals from Biomass*. CRC Press.
- Sommas K., Suneer at P., (2011), Gasification of high moisture rubber woodchip with rubber waste in a bubbling fluidized bed, *Fuel Processing Technology* 92, 671–677.
- Spurling, R.J., (2000), Granular flow in an inclined rotating cylinder: steady state and transients. Ph.D. Thesis, Department of Chemical Engineering, University of Cambridge.
- Squibin, Olivier. (2002). Presentation at Renewable Energies and Cogeneration (EREC) for Sustainable Development in Africa, Catholic University of Louvain-Biomass Energy Group (UCL-GEB), December.
- Stevens, D.J., (2001), Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems, National Renewable Energy Laboratory, <http://task33.vt.tuwien.ac.at/app/webroot/files/file/publications/HotGasConditioning.pdf>.
- Sudah O.S, Chester A.W., J.A. Kowalski J.A, J.W. Beeckman J.W., et Muzwio F.J., (2002) Quantitative characterization of mixing processes in rotary calciners. *Powder Technology*, 126 : 166–173.
- Supachita K., Chihiro F., Atsushi T., Prapan K. (2013), Synergetic effect during co- pyrolysis /gasification of biomass and sub-bituminous coal, *Fuel Processing Technology* 115, 11–18.
- Susanna N., Alberto G.-B., Pedro O. (2013) Gasification of char from dried sewage sludge in fluidized bed: Reaction rate in mixtures of CO₂ and H₂O, *Fuel* 105, pp 764–768.
- Susanna N., Alberto G.-B., Diego F. C., (2012). Gasification reactivity of char from dried sewage sludge in a fluidized bed. *Fuel*, vol. 92, 346–353.
- Sylvain F., (2007), Méthanisation des effluents industriels liquides *TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR* Référence J3943.

- Tagutchou J.-P., NAQUIN P., (2012) Caractérisation et traitement thermochimique des coques d'anacarde en vue de leur valorisation énergétique dans les procédés de transformation artisanale de noix de cajou Colloque Eau, Déchets et Développement Durable, 21 – 24, Agadir, Maroc.
- Tagutchou J.-P (2008), Gazeification du charbon de plaquettes forestières : particule isolée et lit fixe continu, (Centre de Recherches en génie des Procédés des Solides Divisés, de l'Energie et de l'Environnement, UMR CNRS 2392) thèse de l'École des Mines d'Albi- Carmaux - Campus Jarlard - 81013 Albi CT Cedex 09 – France.
- Tchouate H.; (1999), feasibility of biomass gasification for decentralised rural electrification and industry in remote areas in africa: funded by Institut de l'Énergie et de l' Environnement de la Francophonie (IEPF)), Université Catholique de Louvain Department of mechanical engineering, Groupe Energie Biomasse.
- Thiébout KELLER (2009) valorisation énergétique des déchets par incinération, Mémoire de fin d'études Majeure Finance, HEC.
- Thilakavathi M., Nader Mahinpey, Pulikesi Murugan, (2011). Reaction kinetics and mass transfer studies of biomass char gasification with CO₂. Chem. Eng. Sci., vol. 66, 36–41.
- Thunman H., Leckner B., (2002) Thermal conductivity of wood—Models for different stages of combustion. Biomass Bioenergy 23 (1), 47-54.
- Toshio N., Nobuhide A., Atsushi C., Masaaki Y., Seishu Tojo, (2014) Chapter 2 – Biomass as Local Resource, Research Approaches to Sustainable Biomass Systems, Pages 7–17.
- Van de steene L., Tagutchou J.P., Escudero Sanz F.J., Salvador S., (2011), Gasification of woodchip particles: Experimental and numerical study of char–H₂O, char–CO₂, and char–O₂ reactions, Chemical Engineering Science 66, 4499–4509.
- Vladimir I. K, Poramet A., (2013), Combustion of peanut and tamarind shells in a conical fluidized-bed combustor: A comparative study., Bioresource Technology, Volume 140, pp. 199–210.
- Wilk V., Hofbauer H., (2013), Influence of fuel particle size on gasification in a dual fluidized bed steam gasifier, Fuel Processing Technology 115, 139–151.
- Williams A., Jones J.M., Ma L., Pourkashanian M., (2011), Pollutants from the combustion of solid biomass fuels. Progress in Energy and Combustion Science 38: 113-137.
- Xiao Y.L., Eckehard S., Jochen M., (2005), Slumping–rolling transition of granular solids in rotary kilns, Volume 60, Issue 13, Pages 3629–3636.
- Zanzi R., Sjöström K., et al., (2002), Rapid pyrolysis of agricultural residues at high temperature, Biomass and Bioenergy, 23, pp. 357-366.
- Zainal A.B.Z.A., Pooya L., Maedeh M., Abdul R.M., (2010). Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. Renew Sust. Energ. Rev., vol. 14, 2852–2862.
- Zhang Y., Ashizawa M., Kajitani S., Miura K., (2008), Proposal of a semi-empirical kinetic model to reconcile with gasification reactivity profiles of biomass chars, Fuel Volume 87, Issues 4–5, April 2008, Pages 475–481.

Chapitre 2 : Matériels & méthodes

Ce chapitre est consacré à la présentation des produits (biomasses) ainsi que les dispositifs et les méthodes expérimentales, utilisés pour la réalisation de ce travail de recherche.

2.1 Présentation des biomasses utilisées

Le présent travail concerne la valorisation des résidus agricoles ou forestiers disponibles et collectés au niveau de la région de Ziguinchor, région située au Sud du Sénégal.

L'étude concernant la disponibilité des résidus agricoles dans la région de Ziguinchor et pouvant être valorisées par gazéification, pour l'alimentation d'un four de briqueterie nous a permis de sélectionner les trois biomasses suivantes : la coque d'arachide, de palme et de cajou (voir chap. 1). En effet, localement ces trois biomasses ne sont pas destinées à la consommation humaine ou animale et leurs caractéristiques physico-chimiques en font de bons combustibles pour la production d'énergie (électricité et/ou chaleur), comme nous pouvons le constater, à partir de l'analyse de leurs compositions immédiates et élémentaires consignées dans le tableau 2-1. Sur ce tableau nous pouvons constater des teneurs relativement élevées en carbone et plus faibles en oxygène dans la coque de cajou et d'arachide comparées à celle de la coque de palme. On peut également constater que la coque de palme contient plus de matière volatile comparé aux deux autres échantillons. Par rapport aux combustibles fossiles, ces biomasses contiennent beaucoup moins de carbone et beaucoup plus d'oxygène.

Tableau 2- 1 : Analyses élémentaires et immédiates des échantillons utilisés pour l'expérimentation

	Analyses immédiates (%)			Analyses élémentaires (%)					Source
	VM	FC	Cen	C	H	O	N	S	
C.Cajou	81,60	15,80	2,60	58,10	7,30	34,40	0,62	0,01	Tagutchou <i>et al.</i> (2012)
C.Arachide	65,42	23,79	5,74	56,49	6,62	35,38	1,51	---	Vladimir <i>et al.</i> (2013)
C.Palme	84,20	13,50	1,20	49,30	6,20	43,20	1,20	---	Pooya <i>et al.</i> (2013)

Ainsi, les essais présentés par la suite dans ce travail ont été réalisés sur ces biomasses de natures assez diverses que sont les coques d'arachide (qui seront notées dans la suite par C.Arachide ou C.ara), les coques de palme (C.Palme ou C.pal), et les coques de cajou (C.Cajou ou C.caj), possédant chacune des propriétés spécifiques (intrinsèques) (cf. tableau 2-1). Cependant, tous ces matériaux ont des caractéristiques communes en ce qui concerne leur structure et leur composition chimique.

- *Coque de palme* :

Les coques de palme sont les enveloppes des noix de palmistes. Elles proviennent du concassage de noix de palmistes végétales. Elles sont présentes pendant toute l'année en Casamance et majoritairement durant la période de Janvier à Août. Les coques de palme utilisées (voir tableau 2-2) dans cette étude, ont été obtenues suite à l'extraction du palmiste utilisée dans la fabrication du savon par la société Guirassy Savonnerie basée à Ziguinchor (Sénégal). Cette dernière utilise seulement le noyau des noix de palmiste à des fins alimentaires et commerciales. Ce déchet de granulométrie 1-12 mm a été prétraité pour réduire les impuretés inorganiques (composants du sol par exemple). Ces résidus particulièrement non exploités par la société Guirassy Savonnerie sont déchargés sur les bords du fleuve Soungrougrou et brûlés à l'aire libre, constituant ainsi un risque environnemental avec des répercussions au niveau social et écologique. Par ailleurs, il faut noter que ces coques sont considérées comme une menace écologique et environnementale par la

population. Étant donné qu'elles présentent une bonne quantité exploitable et un bon pouvoir calorifique, ces résidus constituent donc un enjeu énergétique intéressant pour le Sénégal.

Tableau 2- 2 : Présentation des coques de palme et de leurs chars

Biomasse	Échantillons à l'état brut	Échantillons de coques séchés à 105 °C	Échantillons de coques après pyrolyse à 450 °C
C.Palme			

Suite au processus de prétraitement (case une et deux du tableau) les coques de palme ont été pyrolysées (troisième case du tableau 2-2) dans un four à moufle. Les résidus solides (char) ont été utilisés pour effectuer les tests de gazéification.

- **Coques de cajou :**

La coque de cajou est un résidu (tableau 2-3) issu du décorticage artisanal et semi-industriel des noix de cajou de la région de Ziguinchor. La coque de cajou est constituée d'une fine coquille lisse d'environ 1/8 de l'épaisseur de la coque, d'une structure interne en nid d'abeille doux contenant un liquide visqueux brun foncé. Ce liquide, communément appelé baume (CNSL, Cashew Nut Shell Liquid en anglais), se libère facilement lors du séchage à 105 °C et de la pyrolyse à 450 °C. Selon le procédé d'extraction utilisé, la composition obtenue du baume de la coque de cajou est différente : il est naturellement constitué de 70 à 90 % d'acide anacardique, de 10 à 18 % de cardol et d'environ 5 % de cardanol, taux qui augmente avec la température d'extraction, ainsi l'acide anacardique se décarboxyle en cardanol (Das *et al.* 2004, Patel *et al.* 2006, Kumar *et al.* 2009). Ce liquide pyrolygneux et ses composés présentent de nombreuses applications industrielles : freins et garnitures d'embrayages, tensio-actifs, caoutchouc, adhésifs, vernis, peintures, colles, agents antioxydant, matériaux isolants, pesticides, insecticides, résines, synthèse de polymères, protection du bois, produits chimiques de fonderie,... (Kumar *et al.* 2009 et Patel *et al.* 2011). Ces coques de granulométrie d'environ 20-30 mm, sont rejetées dans la nature par les commerçants artisanaux après avoir récupéré l'amande qui se trouve à l'intérieur de la noix de cajou. Pendant la carbonisation traditionnelle des noix de cajou pour en extraire l'amande, il arrive souvent des accidents d'incendie ou feux de brousse car les opérateurs n'arrivent pas à maîtriser les flammes qui s'intensifient avec la libération du baume (puissant carburant). À la fin de l'opération de production des amandes de cajou, les résidus (coques) sont brûlés à l'air libre sans aucune valorisation ; cette pratique est à l'origine de plusieurs problèmes socio-environnementaux.

Pour nos essais, la coque de cajou brute a été séchée à 105 °C dans une étuve puis a subi une pyrolyse à 450 °C dans un four à moufle, comme nous pouvons voir la nature de la coque après pratique sur les images listées dans le tableau 2.3.

Tableau 2- 3 : Présentation des coques de cajou et de leurs chars

Biomasse	Échantillons à l'état brut	Échantillons de coques séchés à 105 °C	Échantillons de coques après pyrolyse à 450 °C
C.Cajou			

- **Coques d'arachide :**

Industriellement, les résidus de coques issus du décorticage de l'arachide lors de l'extraction de l'huile sont utilisés comme combustible, principalement par la société Suneor, pour sa fourniture en électricité. Par ailleurs, on rencontre de petites unités qui se limitent à l'extraction de l'huile, générant ainsi des coques qui sont utilisés dans l'amendement des sols par les femmes qui s'activent dans le maraîchage. Les coques d'arachide utilisées dans cette étude ont été fournies par des paysans et par la Sunéor. Ces coques sont souvent rencontrées lors de la saison sèche (correspondant à la période de récolte), principalement durant la période de Novembre à Mai, elle a une granulométrie de 10-20 mm.

La coque d'arachide a été choisie pour cette étude à cause de sa disponibilité et sa non exploitation au Sénégal d'une part et pour son haut bon pouvoir calorifique d'autre part.

Les photos des coques d'arachide utilisées dans la suite de ce travail sont listées dans le tableau 2-4. Ce tableau présente les photos de chaque échantillon brut, séché à 105 °C et de leur char obtenu après pyrolyse à 450 °C.

Tableau 2- 4 : Présentation des coques d'arachide et de leurs chars

Biomasse	Échantillons à l'état brut	Échantillons de coques séchés à 105 °C	Échantillons de coques après pyrolyse à 450 °C
C.Arachide			

Ces échantillons bruts n'ont pas subi de traitements mécaniques avant leur utilisation (séchage et pyrolyse). Cependant, pour des raisons expérimentales, les échantillons de char obtenus après pyrolyse ont été broyés en trois tailles différentes (0,63 mm, 3 mm et 3 cm). Exceptionnellement pour la coque d'arachide deux tailles sont utilisées (0,63 mm, 3 mm). Ces trois échantillons bruts ont d'abord été séchés afin de déterminer leur taux d'humidité.

Afin d'étudier les conditions de valorisation énergétique de ces biomasses. Nous avons d'abord réalisé des essais hydrodynamiques (d'écoulement) dans un tambour tournant (simulant un four rotatif) et les essais de gazéification dans une installation équipée d'un réacteur à lit fixe.

2.2 Présentation des dispositifs expérimentaux

2.2.1 Présentation du montage du tambour tournant

Le banc hydrodynamique (voir figure 2-1), utilisé pour caractériser la rhéologie des différents échantillons utilisés, est constituée d'un tambour en acier qui repose sur quatre roues en caoutchouc fixées sur un support rectangulaire de 3034,49 mm de long, 1000 mm de largeur et situé à 353,12 mm du sol. Les roues peuvent être déplacées, ce qui permet l'utilisation des tambours de différents diamètre et longueur du tambour. A l'une des extrémités du tambour, une plaque circulaire et transparente contenant une ouverture circulaire de 10,5 cm de diamètre est fixée afin de pouvoir alimenter et observer le mouvement des coques à l'intérieur du tambour. A l'autre extrémité du tambour, un moteur électrique de 0,25 kW équipé d'un variateur de vitesse permettant d'avoir des vitesses de rotation pouvant aller jusqu'à 1 380 tr/min à la fréquence de 50 Hz et dont le facteur de réduction moteur/tambour est 71 au moyen d'un arbre de transmission.

Le moteur est alimenté avec une tension de 220 V et permet d'entraîner le tambour avec des vitesses de rotation maximales de 19,44 tr/min. Le tambour peut être incliné avec des angles variant de 0° à 3°. Cette variation de l'angle d'inclinaison est réglable à l'aide de la manivelle située derrière le moteur électrique (voir figures 2-1 et 2-2). Le tambour est alors rempli à un certain niveau et le moteur l'entraîne à une certaine vitesse de rotation définie au préalable, par le variateur de fréquence du moteur.

A l'aide d'une caméra numérique le résidu à l'intérieur du tambour est visualisé à travers la plaque transparente. Les images prises par cette caméra sont numérisées image par image à l'aide d'un logiciel de traitement d'image pour en déduire la caractéristique dynamique du lit de résidus en rotation. Les figures 2-1 et 2-2 résument le schéma de principe du banc expérimental. A l'une des extrémités du tube cylindrique, une plaque circulaire faite de verre transparente a été soigneusement placée de façon à pouvoir observer le mouvement transversal de l'échantillon. La plaque peut être enlevée et remise à volonté. Ainsi, lors de la mesure de la hauteur du lit à la sortie du cylindre, la plaque doit être enlevée. La mesure de l'épaisseur et de la longueur du lit à la sortie du tambour est rendue possible grâce à une règle graduée en mm. Le tambour tournant sur lequel a été effectué les essais, permet d'évaluer les paramètres affectant le fonctionnement du tambour à froid. Le dispositif expérimental utilisé est partiellement rempli (10 % à 25 %) d'échantillons (coques de palme ou de cajou ou d'arachide). La charge est entraînée par une vitesse de rotation combinée à l'angle d'inclinaison.

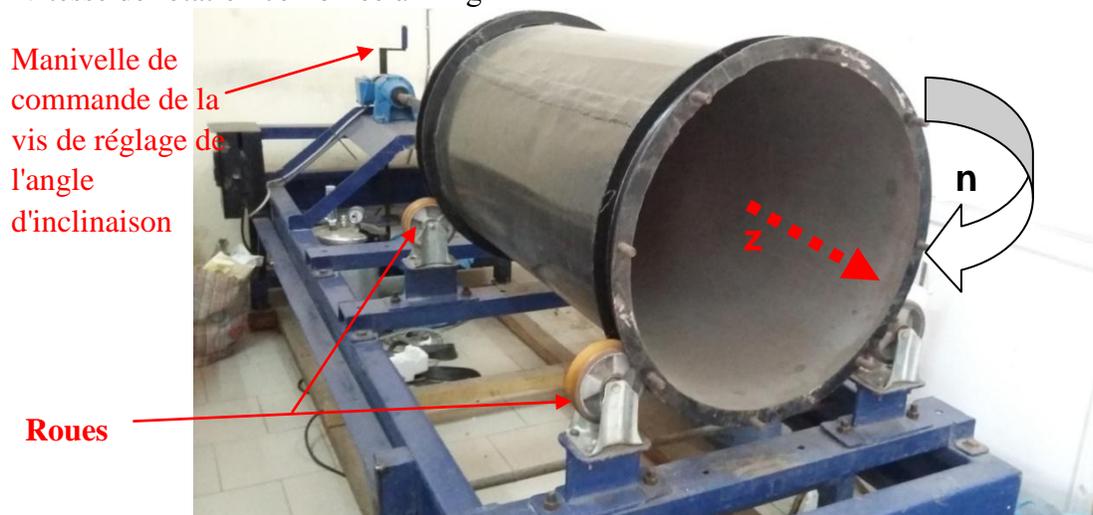


Figure 2- 1 : Photo de montage expérimental du tambour tournant

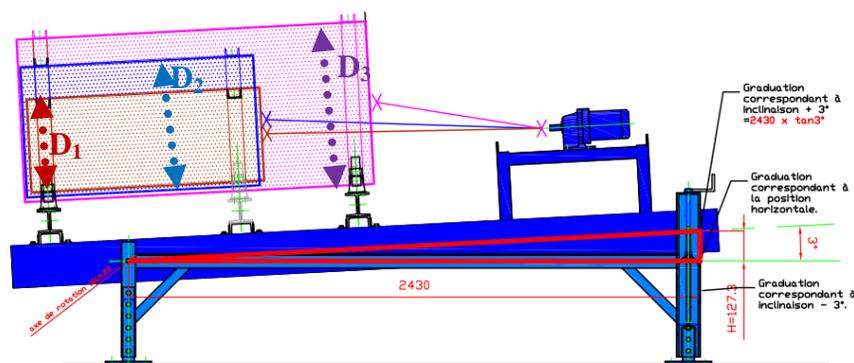


Figure 2- 2 : Représentation simplifiée de montage expérimental du tambour tournant

Dans le cadre de la mise en œuvre de nos essais hydrodynamiques, nous disposons de trois tambours cylindriques (D₁ tambour de petit diamètre, D₂ tambour de diamètre moyen et D₃ tambour de grand diamètre voir tableau 2-5).

Tableau 2- 5 : Dimension des tambours

Tambours	D₁	D₂	D₃
Longueur (m)	1,00	1,00	1,50
Diamètre (m)	0,40	0,56	0,70
Volume (m ³)	0,13	0,25	0,58

Dans ce qui suit, nous nous intéresserons à la détermination de la masse volumique apparente car nous aurons à caractériser un ensemble de particules, d'où la nécessité de déterminer la densité en bloc afin de pouvoir en déduire le taux de remplissage.

La masse volumique apparente ρ (exprimée en g/cm³ ou en kg/m³) d'un matériau est la masse volumique d'une unité de volume du matériau pris en tas, y compris à la fois des vides perméables et imperméables de la particule ainsi que les vides entre particules. La détermination de cette dernière s'est faite comme suit : détermination du volume apparent au moyen d'un box (boîte) de dimensions 42,5 cm x 30,5 cm x 15,8 cm.

Nous avons utilisé le protocole suivant pour déterminer la masse volumique des échantillons :

m_0 , masse à vide du box notée,

m_1 masse du box rempli de l'échantillon.

Ainsi, la masse volumique s'établit alors comme suit :

$$\rho = \frac{m_1 - m_0}{V} \quad (2- 1)$$

avec m_1 : masse box + échantillon ; $m_0 = 402$ g : masse de la boîte à vide et $V = 42,5 \times 30,5 \times 15,8 = 20480,75$ cm³ est le volume apparent de la boîte.

L'utilisation de la formule 2-1 conduit aux valeurs consignées dans le tableau 2-6.

Tableau 2- 6 : Masse volumique apparente des résidus

Déchets	Coques d'arachide	Coques d'anacarde	Coques de palme
$m_1 - m_0$ (g)	2 098	7 098	12 098
ρ (g/cm ³)	0,102	0,346	0,591
Masse D ₁ (kg)	13,00	41,00	74,00
Masse D ₂ (kg)	25,00	80,00	145,00
Masse D ₃ (kg)	59,00	188,00	341,00

Le tableau 2-6 montre que les coques de palme présentent la plus grande masse volumique apparente. En effet l'agencement assez compact des noix de palme ainsi que leur petite taille (taille moyenne de 2-12 mm) expliquent bien leur densité assez élevée comparée aux autres échantillons (coque de cajou et d'arachide). Ces résultats confrontés à ceux de Sanger *et al.* (2011) et Okoroigwe *et al.* (2014) qui trouvent des densités apparentes de 481,83 kg/m³ pour la coque de cajou et 650 kg/m³ pour la coque de palme corroborent bien nos valeurs. Afin de déterminer le taux de remplissage il est nécessaire de connaître la masse totale de l'échantillon nécessaire que peut contenir un tambour donné.

Le taux de remplissage ou degré de chargement des différents tambours (D₁, D₂ et D₃) a été déterminé via l'équation (2-1), connaissant les caractéristiques géométriques de chaque tambour, et la masse volumique des différents échantillons (coques de palme, de cajou et de d'arachide).

En effet, la détermination de la hauteur de charge à la sortie du tambour est nécessaire dans le but d'évaluer l'écoulement du lit le long du dispositif expérimental. Ainsi, dans ce paragraphe suivant est présentée la méthode de détermination de la hauteur du lit à la sortie du tambour.

2.2.1.1 Méthodes expérimentales de la détermination de la hauteur du lit à la sortie du tambour

Trois tambours de différents diamètres et de différentes longueurs ont été utilisés pour effectuer les essais d'écoulement de la décharge du lit à froid. Les essais hydrodynamiques ont donc été effectués en faisant varier la vitesse de rotation et l'angle d'inclinaison du tambour.

A la vue de la taille du tambour, la hauteur du lit en fin de décharge est si petite que des mesures précises et directes étaient trop difficiles à réaliser. Ainsi, un moyen facile et relativement précis était de mesurer la largeur (corde) de la surface du lit (L_0) qui pourrait être fait avec des outils de mesures normaux. Une photo de la zone de mesure à l'extrémité du tambour est représentée sur la figure 2-3. L'équation 2-2 ci-dessous liant la hauteur à la corde du lit permet donc d'évaluer la hauteur du lit de décharge au sein du tambour.

$$h_0 = R - \sqrt{R^2 - \left(\frac{L_0}{2}\right)^2} \quad (2-2)$$

Afin, d'examiner l'écoulement pratique, les mesures ont été effectuées en conditions dynamiques. La largeur de la surface du lit à la fin de la décharge a été mesurée en continu, lors de la rotation du tambour.

En raison de la fluctuation sensible des valeurs expérimentales de L_0 , les mesures ont été effectuées 4 à 5 fois. La valeur moyenne a ainsi été utilisée pour dresser les différents profils expérimentaux.



Figure 2- 3 : Photo illustrant la largeur, corde du lit

La mesure de la hauteur du lit en fin de décharge du tambour a été effectuée expérimentalement par utilisation de différentes conditions (taux de chargement, vitesse de rotation, angle d'inclinaison, type d'échantillon et taille de particule) et ce à l'aide de trois tambours de diamètre et de longueur différents.

2.2.1.2 Protocole expérimental pour la détermination de l'angle de repos dynamique

La figure 2-4 illustre le dispositif complet de mesure de l'angle de repos dynamique de l'échantillon à partir d'une image prise par une caméra. La technique utilisée est le traitement d'images photographiques de l'évolution de la charge dans le tambour.

Ce tambour est partiellement rempli de matériaux granulaires et est mis en rotation à une vitesse donnée, à l'aide du moteur. Une caméra digitale installée perpendiculairement au plan de la plaque est reliée à un ordinateur afin de visualiser le mouvement du matériau granulaire.

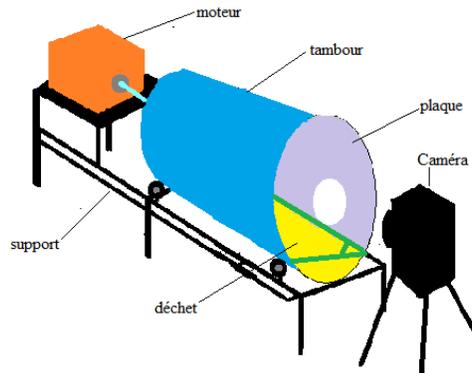


Figure 2- 4 : Mesure expérimentale et numérique de l'angle de repos dynamique

Les images prises par la caméra sont numérisées image par image via un logiciel de traitement d'image (Grabber), et permettent de remonter à l'angle de repos dynamique de nos échantillons en écoulement.

La figure correspondante, donnant un aperçu de la fenêtre principale du logiciel d'exploitation (Virtualdub) des vidéos enregistrées ainsi que les détails de mise en œuvre d'exploitation des images numérisées sont présentés en annexe 1.

Une fois la présentation de la biomasse ainsi que de ses caractéristiques intrinsèques faites (dispositifs donnant les caractéristiques physiques et dynamiques), nous présentons dans ce qui suit les dispositifs thermiques que sont le four à moufle permettant la pyrolyse de nos échantillons ainsi que l'installation utilisée pour l'étude de la gazéification des différents chars obtenus lors de la pyrolyse.

2.2.2 Dispositifs de traitement thermique et thermochimique des biomasses

2.2.2.1 Séchage des résidus de biomasse

Dans la mesure où la conversion thermochimique des résidus de biomasse nécessite l'utilisation d'un échantillon relativement sec, la matière première doit être séchée avant la pyrolyse. Ainsi, nous avons adopté l'utilisation des normes NF EN 14349 (Méthodes A et B) pour la détermination de l'humidité d'un échantillon solide, pour ce faire nous nous sommes servis d'une étuve ventilée modèle VENTI-line. Cette étuve permet le séchage à convection forcée et est conçue pour des applications de chauffage et de séchage à hautes performances de matières humides. Elle est équipée d'une aération ajustable à l'aide d'un clapet de ventilation. La température est contrôlée à l'aide d'un contrôleur à microprocesseur précis, il est muni d'une fonction de minuteur pour activer/désactiver l'étuve.

Les différents résidus ont été séchés à l'étuve pendant 24 h à une température de 105 °C pour déterminer leurs teneur en humidité, selon la norme NFISO 1928. Afin de vérifier la reproductivité des résultats, nous avons effectué deux essais de séchage sur chaque échantillon, les résultats obtenus, donnant l'humidité moyenne, montrent que le taux d'humidité de la coque de palme est de 8,92 %, il est 12,51 % pour la coque d'arachide et de 13,21 % pour la coque de cajou.

Lors des essais de séchage, une présence de goudron (baume) est noté dans le cas de la coque de cajou : le baume n'apparaît qu'après une durée de 3 h 20 min et continue à augmenter durant le reste du séchage. Cette présence du baume dans le cas de la coque de cajou conduit à une forte perte de masse. Ce liquide est très sensible à la chaleur et sa teneur est donc fonction de la méthode, de la durée et de la température de traitement conduisant à l'extraction de l'amande et au lieu de provenance de l'espèce végétale. Ainsi, il est montré par Das *et al.* (2003) que le taux du baume est de 15-20 % de la masse de la coque de cajou en Afrique, 25-30 % en Inde et 25 % pour l'ensemble. Dans le but d'étudier l'effet de la température sur le rendement de la production du baume de pyrolyse de la coque de cajou, Das *et al.* (2003) ont détaillé plusieurs méthodes d'extraction du liquide de coque de cajou. Afin qu'on a présenté les échantillons, nous allons dans la suite présenter le dispositif de pyrolyse utilisé pour la réalisation des tests de gazéification.

2.2.2.2 Dispositif de pyrolyse

Les essais de pyrolyse ont été effectués au Laboratoire LCPM de l'Université Assane Seck de Ziguinchor et ensuite transportées lors des séjours scientifiques au TMIR de l'Université de technologie de Compiègne (UTC) pour les essais de gazeification.

Les différents échantillons ont été pyrolysés dans un four à moufle, de la marque Nabertherm. Il s'agit d'un four composés de matériaux isolants (céramique), résistant à l'abrasion, de forme rectangulaire dont la température des parois extérieures est inférieure à 60 °C est muni d'un afficheur numérique permettant de définir la température de consigne, la vitesse de chauffage et la durée du traitement. La température maximale du four est de l'ordre de 1100 °C. Afin d'assurer la sécurité de l'opérateur et de faciliter les opérations de chargement et de déchargement des produits, ce four à moufle dispose d'une porte basculante pouvant également servir de support d'échantillon.

2.2.2.2.1 Protocole expérimental de la pyrolyse

Les études de la littérature ont montré que la quantité et la qualité du char produit dépendent des conditions de pyrolyse (temps de séjour, vitesse de chauffe, la température...). Ainsi, les essais de pyrolyse des coques de palme, d'arachide et de cajou ont été opérés avec le protocole suivant :

- ✓ D'abord, les échantillons ont été pesés (environ 100 g pour chaque test) afin de connaître sa masse initiale, ceci pour déterminer à la fin de l'opération le rendement du char.
- ✓ Les échantillons ont été ensuite enveloppés dans du papier aluminium avant d'être introduit dans le four afin de minimiser les risques d'oxydation.
- ✓ Le four est d'abord chauffé jusqu'à la température désirée (450 °C), ensuite l'échantillon est introduit dans le four pendant 12 à 20 minutes en fonction du type d'échantillon (par exemple une durée de 12 min suffit pour pyrolyser la coque d'arachide et 20 min pour la coque de palme).

A noter que la température de 450 °C ($450\text{ °C} < 800\text{ °C}$) est suffisamment faible pour éviter qu'il y ait désactivation thermique. Ce phénomène de désactivation thermique est marqué par une dégradation de la structure cristalline et morphologique du char (Tagutchou 2008).

La montée en température est fixée environ à 10 °C/min.

- ✓ À la fin de la pyrolyse, le produit est retiré et enveloppé une seconde fois avec du papier aluminium, pour plus de précautions, afin d'éviter tout risque d'oxydation.
- ✓ Enfin, l'échantillon est refroidi rapidement à température ambiante puis pesé pour en déduire le rendement de char obtenu.

Une fois refroidi, le solide (char) obtenu, est pesé pour déterminer le rendement de pyrolyse. Les rendements en cokes de pyrolyse (chars) obtenus, sont regroupés dans le tableau 2-7 donnant les temps de pyrolyse ainsi que le rendement de production de chars, pour chaque biomasse. Elles sont des valeurs moyennes proches de 40 %.

Tableau 2- 7 : Conditions expérimentales utilisées pour les essais de pyrolyse

	Coque d'arachide	Coque de palme	Coque de cajou
Masse initiale (g)	100,00	100,00	100,00
Durée de pyrolyse (min)	12,00	20,00	16,00
Atmosphère	Sans oxydant	Sans oxydant	Sans oxydant
Rendement de chars (%)	36,44	39,97	37,28

Les analyses immédiates et élémentaires des cokes de pyrolyse obtenus sont regroupées dans le tableau 2-8. L'analyse élémentaire révèle que les matières ligno-cellulosiques contiennent environ 70-84 % de carbone, 8-11 % d'oxygène et 3-4 % d'hydrogène. Un des principaux enjeux, pour la substitution des ressources fossiles par la biomasse, consiste à développer des technologies efficaces avec des conditions expérimentales améliorées pour densifier le contenu énergétique de ces échantillons.

Tableau 2- 8 : Analyses élémentaire et immédiate des chars obtenus

Chars	Analyse immédiate (%)			Analyse élémentaire (%)			
	VM	FC	Cendre	C	H	O	N
Coke C.Cajou	27,00	69,40	3,50	85,40	4,97	8,60	0,96
Coke C.Arachide	14,82	74,76	10,40	81,22	3,42	14,24	1,02
Coke C.Palme	21,81	71,57	6,41	86,50	5,10	7,50	0,50

2.2.3 Dispositif de gazéification (réacteur à lit fixe)

Afin de réaliser la gazéification des différents chars obtenus, nous avons utilisé une installation de gazéification du Laboratoire (TMIR) de l'UTC (figure 2-5). Il s'agit d'une installation instrumentée et équipée d'un réacteur à lit fixe multifonctionnel capable de réaliser des opérations de pyrolyse, de gazéification et de combustion selon le type d'atmosphère et selon les besoins. Cependant la variation des conditions expérimentales en fonction des produits de pyrolyse des échantillons bruts n'a pas été mise à contribution à cause d'une part de la difficulté technique d'acheminer en France et d'autre part de la disponibilité du four à moufle sur place (Université Assane Seck de Ziguinchor). Le réacteur à lit fixe est un procédé à multiple avantage largement décrit dans la littérature sous différentes techniques de conversion thermochimique de la biomasse ; Francisco *et al.* (2008) et Van de steene *et al.* (2010).



Figure 2- 5 : Photo du système du réacteur à lit fixe (UTC)

L'étude de la réaction de gazéification des échantillons de chars obtenus, a été effectuée à l'aide du dispositif présenté sur la figure 2-6 et dont le principe est de suivre la variation du taux de

conversion du carbone contenu dans le char de pyrolyse, au cours de sa réaction avec le CO₂ ou la vapeur d'eau, par l'analyse en ligne des produits issus de la réaction de gazéification.

Pour ces essais de gazéification, afin d'éviter les passages préférentiels du gaz et d'assurer une température homogène dans le lit réactif, le char est mélangé avec une quantité de sable (80 % massique) de diamètre médian égal à 300 µm. L'ensemble est placé dans un porte-échantillon cylindrique, muni d'un fritté en acier réfractaire au niveau de son extrémité inférieure. Le porte-échantillon s'insère dans un réacteur tubulaire vertical, muni d'un élément chauffant permettant d'assurer une température au sein du réacteur, pouvant atteindre 1050 °C. Un contrôleur de température muni d'un thermocouple, dont le capteur est placé au milieu du lit de l'échantillon, permet de mesurer et réguler la température du réacteur. Ce dernier est surmonté d'un circuit d'alimentation de gaz. Les débits de gaz tels que N₂ ou CO₂ injectés dans le réacteur, sont contrôlés par un régulateur de débit massique (Brooks 5850S). L'alimentation en eau est assurée et régulée à l'aide d'une pompe doseuse Waters 510, qui transfère l'eau sous forme liquide jusqu'à une zone de préchauffage des gaz, où elle est immédiatement vaporisée. Les gaz (N₂ ou CO₂ ou vapeur d'eau) qui alimentent le système traversent une zone de préchauffage, dont la température est fixée à 450 °C, avant d'atteindre le lit fixe du mélange réactif (char/sable) dans le réacteur. Le préchauffage du lit réactif est réalisé sous atmosphère inerte, assurée par un balayage de N₂, jusqu'à la température de gazéification désirée avant alimentation du réacteur avec les débits des gaz réactifs pour la gazéification. Les produits issus de la réaction traversent un système de condensation de l'eau et des goudrons, constitué de deux bulleurs placés dans un bain d'eau à -10 °C. Le premier bulleur est rempli de billes de verre et le second de silicagel. A la sortie de ce système de piégeage, un débitmètre à bille (Brooks R2-25-C avec bille en saphir) permet de mesurer le débit de gaz incondensable. Enfin, les gaz sont acheminés vers un analyseur Micro-GC Agilent 3000 (décrit au paragraphe ci-dessous), qui permet de suivre, en ligne, la composition des produits issus de la gazéification du char. Au cours de la réaction de gazéification, un débit de N₂ alimentant le réacteur est maintenu. Ce gaz inerte sert de traceur pour calculer les débits des gaz produits par gazéification, en temps réel (voir paragraphe B.1 de l'annexe 3).

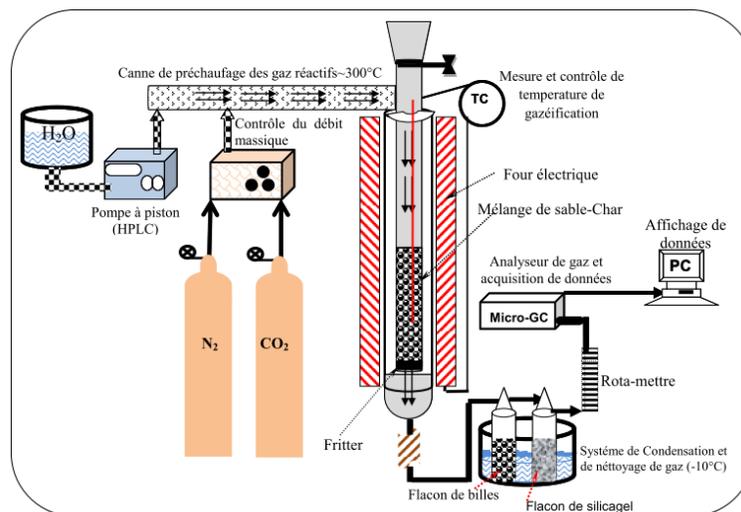


Figure 2- 6 : Représentation simplifiée du système du réacteur à lit fixe

L'analyseur (Micro-GC), directement connecté à un ordinateur fixe par le biais d'un logiciel (SOPRANE), est représenté sur la figure 2-7.

La Micro-GC Agilent 3000 utilisée est pilotée par le logiciel Soprane et est également équipée de deux modules analytiques, contenant chacune un injecteur, une colonne de chromatographie, un four et un détecteur à conductibilité thermique (TCD). Le premier module, constituée d'une colonne Molecular Sieve 5A, chauffée à 100 °C et balayée avec de l'argon (280 kPa), permet de quantifier les molécules H₂, O₂, N₂, CH₄ et CO. La seconde voie, qui fonctionne avec une colonne Plot U, chauffée à 85 °C et balayée avec de l'hélium (280 kPa), permet de quantifier le CO₂.

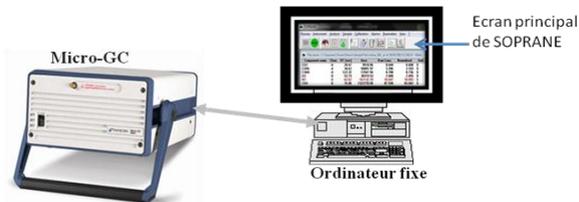


Figure 2- 7 : Schéma simplifié du système d'analyse des gaz

2.2.3.1 Protocole expérimental de la gazéification

Une masse de 20 g de char, préparée suivant le protocole décrit au paragraphe précédent et mélangée avec 100 g de sable ($d_{50} = 300 \mu\text{m}$). Le mélange obtenu est placé dans le réacteur, à l'intérieur du porte-échantillon. Lorsque le montage est complet, la température du contrôleur de la zone de préchauffage des gaz est fixée à 450 °C, celle du contrôleur du réacteur à la température de gazéification (entre 950 et 1050 °C en fonction des cas) et la séquence d'analyse de la Micro-GC est démarrée. La montée en température du réacteur, d'environ 10 °C/min, se déroule sous atmosphère inerte, assurée par un balayage d'azote (Air Liquide, qualité U, > 99,99 %) de 50 NL/h. Le contrôle du débit, par lecture sur le débitmètre à bille, permet de s'assurer qu'il n'y a pas de fuite dans le système. Les chars ayant été préparés à une température de 450 °C (1^{ère} pyrolyse), lorsque la température du réacteur dépasse cette température, la dévolatilisation de l'échantillon se poursuit (2^{ème} pyrolyse). Pour des températures supérieures à 450 °C, les matières volatiles dégagées sont majoritairement des gaz incondensables. La perte de masse due à leur dégagement peut être estimée par le calcul, à partir des résultats des analyses de gaz réalisées avec la Micro-GC. Lorsque les températures des contrôleurs ont atteint la valeur de consigne, la réaction de gazéification peut être démarrée. Le débit d'azote est abaissé à 10 NL/h. Dans le cas d'une gazéification au CO₂ (Air Liquide, qualité 4,00 > 99,99 %), le débit de CO₂ est fixé à 90 NL/h. Dans le cas d'une gazéification à la vapeur d'eau, la pompe est réglée pour assurer un débit d'eau liquide déminéralisée donnant un débit de vapeur de 90 NI/h. Le débit mesuré par le débitmètre est relevé toutes les 15 min. Les analyses Micro-GC permettent de suivre, en direct, l'évolution de la conversion du char. Lorsque les analyses montrent que, dans la fraction gazeuse, la concentration des gaz carbonés, produits par réaction de gazéification, est très faible (< 3 %), l'expérience est arrêtée.

Les fichiers de données des fractions de gaz sont nommés et regroupés par condition expérimentale, afin de réaliser les études de paramètres cinétique de gazéification. Dans toutes nos expériences de conversion thermochimique du char, l'azote est utilisé comme gaz vecteur. En effet, l'azote est un gaz inerte et donc ne participe pas à la réaction et peut donc servir de

référence pour quantifier les débits des différents produits issus de la gazéification, par simple analyse des gaz.

Pour s'assurer de la répétabilité des résultats de gazéification, tous les essais ont été réalisés deux à quatre fois, dans les mêmes conditions opératoires. Et les écarts-types, sur les résultats des rendements des principales fractions de gaz produits, ont été calculés pour chaque échantillon de biomasse et les valeurs moyennes sont présentées.

Afin d'étudier les différents paramètres pouvant influencer le processus de gazéification, nous avons varié : la taille des particules, la température, la nature de la biomasse ainsi que la nature des gaz réactifs.

- la taille des particules : les tests ont été réalisés sur des particules de tailles variables. Pour ce faire, les cokes ont été broyés et tamisés à deux granulométries moyennes de 0,63 mm et 3 mm. En plus de ces deux tailles, le char de la coque de cajou était testé avec sa taille d'origine (2-3 cm) et celui de la coque de palme avec une taille de 12 mm. La température de gazéification : durant tous les essais, nous avons travaillé avec des températures isothermes de 950 °C, 1 000 °C et 1 050 °C.
- L'atmosphère de réaction : les essais de gazéification des chars ont été effectués sous trois atmosphères différentes (voir tableau 2-9) constitués de vapeur d'eau (H₂O), de dioxyde de carbone (CO₂) et du mélange des deux (H₂O+CO₂). Ces différentes atmosphères de réaction ont été diluées dans un flux d'azote. Ainsi, le tableau 2-9 donne un récapitulatif des conditions expérimentales utilisées lors des essais de gazéification.

Lorsque l'agent oxydant est le CO₂, la principale réaction de conversion du char entraîne une formation de deux molécules de CO. Par contre lorsque l'agent oxydant de la réaction de conversion du char est la vapeur d'eau, les molécules de gaz carboné produites sont CO, CO₂, et CH₄.

Tableau 2- 9 : Condition expérimentale utilisée pour les essais de gazéification

Agent de gazéification (NI/h)	Débit de H ₂ O et /ou de CO ₂ +(10 NI/h de N ₂)
Dioxyde de carbone (NI/h)	90
Vapeur d'eau (NI/h)	90
	25/65
Mélange de H ₂ O/CO ₂ (NI/h)	45/45
	65/25

Le détail des calculs de la perte de masse, traduisant la conversion du carbone, en fonction du temps par le biais de la fraction volumiques des gaz recueillis au niveau de la μ GC sont présentés en annexe (B.1). Les données de la masse instantanée ainsi calculées permettent de déterminer le taux de conversion du char (X) en fonction du temps suivant l'expression de l'équation :

$$X_{(t)} = \frac{m_{\text{initiale}} - m_t}{m_{\text{initiale}} - m_{\text{cendres}}} \quad (2- 3)$$

avec m_{initiale} la masse initiale, avant gazéification et m_{cendre} la masse des cendres résiduelles à la fin de la réaction.

L'outil MatLab a été utilisé pour le traitement des données numériques obtenues et ce eut égards à la facilité de développement des applications dans un tel langage qui fait de MatLab un outil standard et de haute performance dans les domaines de la programmation, du calcul et de visualisation des données.

Les différents dispositifs et méthodes présentés dans ce chapitre permettront dans ce qui suit : la présentation des résultats des propriétés rhéologiques et de détermination de la hauteur à la sortie de nos échantillons bruts (chapitre 3) et de la cinétique de conversion de gazéification des chars obtenus par pyrolyse à 450 °C de ces échantillons bruts provenant de la région de Ziguinchor (chapitre 4).

Référence du chapitre 2

- Das P., and Ganesh, A. (2003). Bio-oil from pyrolysis of cashew nut shell : a near fuel. *Biomass and Bioenergy*, 25(1), 113-117.
- Das P., Sreelatha, T., and Ganesh, A. (2004). Bio-oil from pyrolysis of cashew nut shell-characterisation and related properties. *Biomass and Bioenergy*, 27(3), 265-275.
- Francisco V. T., Andrés M., Juan F. P., Alfonso H., (2008), Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study, *FUEL PROCESSING TECHNOLOGY* 89 1076–1089.
- Kumar, G., Panda, A. K., and Singh, R. K., (2009). Optimization of process for the production of bio-oil from eucalyptus wood *Journal of Fuel Chemistry and Technology*. Volume 38, Issue 2, April 2010, Pages 162–167.
- Okoroigwe, E. C. et al. (2014). Characterization of palm kernel shell for materials reinforcement and water treatment, *Journal of Chemical Engineering and materials Sciences*, 5 (1), 1-6.
- Patel, R. N., Bandyopadhyay, S., and Ganesh, A. (2006). Extraction of cashew (*Anacardium occidentale*) nut shell liquid using supercritical carbon dioxide. *Bioresource Technology*, 97(6), 847-853.
- Pooya L., Zainal A.Z., Abdul R.M., Maedeh M., (2013), Ash of palm empty fruit bunch as a natural catalyst for promoting the CO₂ gasification reactivity of biomass char, *Bioresource Technology* 132, 351–355.
- Sanger, S. H. et al. (2011). Study of carbonization for cashew nut shell, *Research Journal of Chemical Sciences*, 1 (2), 43-55.
- Tagutchou J.P., Naquin P., (2012), Caractérisation et traitement thermochimique des coques d'anacarde en vue de leur valorisation énergétique dans les procédés de transformation artisanale de noix de cajou. *Colloque Eau, Déchets et Développement Durable*, 21 – 24 mars, Agadir, Maroc.
- Tagutchou J.-P (2008), Gazeification du charbon de plaquettes forestieres : particule isolée et lit fixe continu, (Centre de Recherches en génie des Procédés des Solides Divisés, de l'Energie et de l'Environnement, UMR CNRS 2392) thèse de l'Ecole des Mines d'Albi-Carmaux ; Campus Jarlard - 81013 Albi CT Cedex 09 – France.
- Vladimir I. K, Poramet A., (2013), Combustion of peanut and tamarind shells in a conical fluidized-bed combustor: A comparative study., *Bioresource Technology*, Volume 140, pp. 199–210.
- Van de steene L., Tagutchou J.P., Mermoud F., Martin E., Salvador S., (2010), A new experimental Continuous Fixed Bed Reactor to characterise wood char gasification *Fuel* 89 3320–3329.

Chapitre 3 : Résultats & discussions des essais hydrodynamiques des échantillons solides

Ce chapitre présente les résultats et discussions des essais hydrodynamiques des coques présentées dans le chapitre 2. Le matériau à traiter est supposé introduit en continu dans l'extrémité supérieur du cylindre et transporté vers l'extrémité de décharge du fait de l'inclinaison et de la rotation du cylindre. Le but du présent travail (hydrodynamique) est de caractériser expérimentalement l'écoulement d'un lit de coques de palme, de cajou et d'arachide sur un banc simulant le four rotatif. Cette étude vise à corréliser rigoureusement les propriétés de l'échantillon en fonction des conditions expérimentales et des dimensions du tambour. Pour réaliser ces objectifs, un montage expérimental constitué de tambours cylindriques horizontal a été mis en place. En effet, c'est dans l'atteinte des objectifs généraux de la thèse qu'avant d'effectuer les expériences thermochimiques, et ce comme pour tout nouveau produit, que des essais à froid ont été réalisés afin de déterminer le comportement coulant des différents échantillons de coques pendant leur mouvement.

En outre, l'étude des processus de transfert de chaleur dans de tels dispositifs nécessite la connaissance de la hauteur du lit dans la direction axiale du tambour. En effet, le profil du lit permet d'étudier l'influence des phénomènes de diffusivité thermique à travers la charge en contact avec la paroi interne et le gaz chaud s'écoulant à la surface du lit lors des procédés thermochimiques. En effet, l'optimisation du profil de températures à travers de tels procédés est nécessaire pour l'amélioration des transferts de chaleur le long de ces derniers (four tambour). La détermination de ces paramètres, en particulier lors des procédés thermiques, permet une meilleure optimisation des procédés mais aussi un meilleur dimensionnement des fours. Nous commençons ce travail par une simulation sur MatLab des paramètres sensibles aux mouvements du solide le long du four et finir la partie hydrodynamiques par une campagne d'essai sur tous nos échantillons sélectionnés.

3.1 Etude des paramètres de contrôle de l'écoulement de la charge

La simulation de l'écoulement de la charge le long du tambour, nécessite la connaissance des conditions géométriques et opératoires (rayon, inclinaison, vitesse de rotation, débit d'alimentation du four tournant), des paramètres rhéologiques de l'échantillon (angle de repos dynamique) et de la connaissance des conditions aux limites (hauteur à la sortie du four tournant). Et c'est dans cette optique qu'une étude de sensibilité a été menée en fonction de certains paramètres :

- la vitesse de rotation comprise entre 0,4 et 2 révolutions par minute (rev/mn) ;
- l'angle d'inclinaison du tambour entre 0,4 et 3° ;
- le débit volumique compris entre $0,4 \cdot 10^{-04}$ et $2 \cdot 10^{-04} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$;

Ces différents paramètres combinés à la définition des conditions aux limites permettent d'étudier l'évolution de la hauteur locale du lit solide.

La résolution de l'équation différentielle (3-1) sous MatLab donnant l'évolution de la hauteur locale du lit le long du tambour a nécessité deux conditions aux limites :

- la hauteur de sortie du cylindre ($z=L$) qui sera supposée égale au diamètre de la particule (une donnée de la littérature) noté $H(z=L) = H^s$;
- la continuité entre le dispositif d'alimentation ou encore l'entrée du four ($z=0$) et la sortie ($z=L$).

$$\left. \frac{\partial H}{\partial z} \right|_{z=L} = \frac{3Q_v}{2\pi m R^3} \tan(\beta) \left(\frac{2H(z=L,t)}{R} - \left(\frac{H(z=L,t)}{R} \right)^2 \right)^{-3/2} - \frac{\tan(\theta)}{\cos(\beta)} \quad (3-1)$$

Dans la résolution, la matière solide est considérée comme un pseudo-fluide de l'écoulement. La hauteur est définie comme une fonction du débit volumique (ou taux de remplissage), de la vitesse de rotation, de l'angle de repos, du diamètre du tambour, et de l'angle d'inclinaison.

$$H(z,t) = f(Q(z,t), n, \beta, R, d_p, \theta) \quad (3-2)$$

La résolution numérique sur MatLab, de l'équation différentielle (équation 3-1), permet de représenter le profil de la hauteur de charge locale du four, $H(z,t)$ en fonction de la position z . Dans le but de faciliter la résolution de l'équation 3-1 sous MatLab, nous avons posé :

$$F(H) = \left(\frac{2H(z,t)}{R} - \left(\frac{H(z,t)}{R} \right)^2 \right)^{-3/2} \quad (3-3)$$

$$K_1 = \frac{3Q_v}{2\pi n R^3} \tan(\beta) \quad (3-4)$$

$$K_2 = \frac{\tan(\theta)}{\cos(\beta)} \quad (3-5)$$

K_1 et K_2 sont des fonctions dépendant des paramètres rhéologiques et des conditions expérimentales. Et, $F(H)$ dépend uniquement de la variation de la hauteur du lit et du rayon R du dispositif. Ces équations (3-3, 3-4 et 3-5) sont très intéressantes parce qu'elles permettent d'expliquer les causes du mouvement de la charge solide le long du four. L'effet de la vitesse de rotation sur la hauteur locale du solide peut être expliqué à travers K_1 , et l'influence de l'inclinaison sur l'écoulement du lit peut être exprimée par l'équation 3-5.

L'équation 3-1 devient une équation 3-6 sous la forme discrétisée :

$$H(z,t) = H(z-1,t) + \Delta z \times (K_1 F(H) - K_2) \quad (3-6)$$

L'équation précédente (3-6), estimant la hauteur locale de la charge a été ainsi simulée sous MatLab et analysée en fonction des paramètres que sont l'angle de repos de l'échantillon solide, le débit volumique de la charge, la vitesse de rotation et de l'angle d'inclinaison du four tournant. Les résultats tirés de la littérature et principalement basés sur ceux des auteurs Descoins *et al.* (2005), Descoins (2004), et Ndiaye (2009) ont été mis à contribution lors de la modélisation des dites équations.

3.1.1 Influence des conditions expérimentales et rhéologiques sur la hauteur locale du lit

a- Variation de la vitesse de rotation

Pour simuler l'équation 3-6 illustrant la variation de la hauteur locale de chargement le long du four et ce vis-à-vis de la variation de la vitesse de rotation, nous avons gardé constants l'angle d'inclinaison, le débit volumique, l'angle de repos dynamique du solide, la longueur et le diamètre du four (voir tableau 3-1). Sur la base des données listées dans le tableau 3-1, les résultats obtenus de la simulation du profil de la hauteur locale de chargement sont représentés sur la figure 3-1.

La figure 3-1 montre qu'avec une vitesse de rotation de 0,45 rev/min, on obtient de plus grandes variations de la hauteur locale du lit comparées à celles obtenues pour des vitesses de rotation variant entre 0,9 rev/min à 2,25 rev/min.

Tableau 3- 1 : Caractéristiques de mesure de l'influence de la vitesse de rotation

Paramètres	Valeurs
θ (°)	1,00
β (°)	35,00
Q_V (m ³ .s ⁻¹)	2,00.10 ⁻⁴
R (m)	0,11
L (m)	4,00
n (rev/mn)	0,45 à 2,25

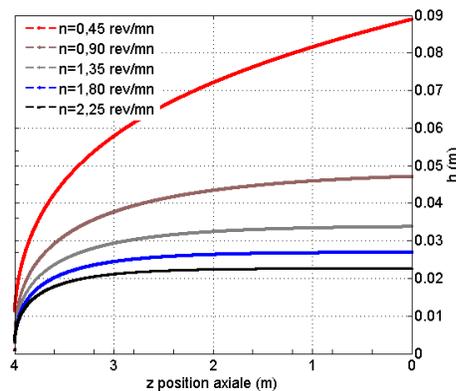


Figure 3- 1 : Influence de la vitesse de rotation sur le profil de chargement

La vitesse de rotation du cylindre a une influence remarquable sur le profil de la hauteur locale de chargement. En effet, plus la vitesse de rotation est grande, plus petite sera la tendance de la hauteur locale de chargement (Figure 3-1). Cette remarque s'explique comme suit : si on accroît la vitesse de rotation, la fréquence de passage des particules dans la zone active devient plus importante entraînant un élargissement de la couche de particules donc une diminution de la hauteur.

La hauteur locale à la sortie du four est de l'ordre d'une grandeur égale au diamètre de la particule ou le double du diamètre de la particule selon Spurling (2000), et Eckehard *et al.* (2010). Ainsi, dans cette simulation, la hauteur à la sortie du dispositif varie entre 4 à 7 mm. Dans notre cas d'étude, nous espérons tester expérimentalement la variation de la hauteur à la sortie du tambour, en utilisant la méthode de mesure de la corde du lit. Cette hauteur ne sera pas une valeur prise par hypothèse comme l'a fait Spurling (2000).

b- Variation de l'angle de repos dynamique

La connaissance de l'angle de repos dynamique β du solide est nécessaire pour décrire l'effet de sa rhéologie sur la hauteur locale du lit. Etant une propriété intrinsèque de la matière solide, l'angle de repos dynamique de l'échantillon donne des informations sur l'influence du type de matière solide sur la hauteur locale. Les résultats regroupés sur la figure 3-2 ci-dessous sont issus de la simulation basés sur les données expérimentales du tableau 3-2, et illustrent l'influence de l'angle de repos de l'échantillon sur l'évolution de la hauteur locale du lit le long du four. On peut constater sur cette figure que ce paramètre agit de manière conséquente sur le profil de la hauteur locale de chargement. Notons que plus l'angle de repos dynamique de l'échantillon est petit, moins sera la hauteur locale de chargement. Par conséquent, sa connaissance est nécessaire

pour la prédiction des profils de chargement. Car, selon Dirion (2012) la variation de la hauteur locale de la charge dans le four tournant est fonction de manière relativement importante par la réaction chimique à travers la variation de l'angle de repos de l'échantillon.

Tableau 3- 2 : Caractéristiques de mesure de l'influence de l'angle de repos dynamique

Paramètres	Valeurs
θ (°)	1,00
n (rev/min)	0,20
Q_V ($m^3 \cdot s^{-1}$)	$2,00 \cdot 10^{-4}$
R (m)	0,11
L (m)	4,00
β (°)	16,00 à 80,00

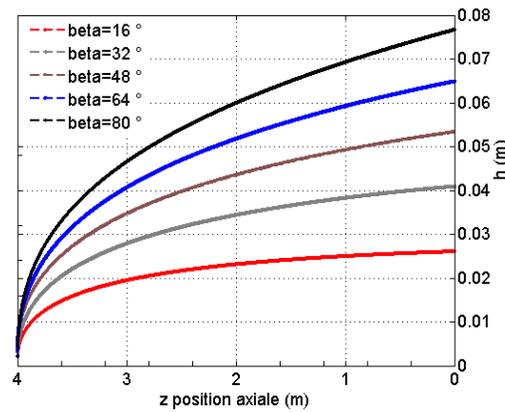


Figure 3- 2 : Influence de l'angle de repos dynamique sur le profil de chargement

c-Variation du débit volumique du solide

Les paramètres utilisés pour identifier l'influence du débit volumique du solide sur le profil de la hauteur de charge sont présentés dans le tableau 3-3. L'inclinaison du four rotatif, la vitesse de rotation, les dimensions du four et la propriété de l'échantillon ont été gardés constants par contre le débit volumique varie entre $0,4 \cdot 10^{-4}$ à $2 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot s^{-1}$ (tableau 3-3). Les résultats obtenus de la résolution de l'équation 3-6, utilisant les données du tableau 3-3, sont regroupés dans la figure 3-3. La figure 3-3 montre bien que le débit volumique du solide délivré par le système d'alimentation a une influence sur le profil de la hauteur locale de chargement. Plus le débit volumique du solide est grand, plus croissant est le profil la hauteur locale de la charge (figure 3-3). Car, l'augmentation du débit volumique de $0,4 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot s^{-1}$ à $2,0 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot s^{-1}$ implique une augmentation de la hauteur locale de la charge dans le four.

Tableau 3- 3 : Caractéristiques de mesure de l'influence du débit volumique

Paramètres	Valeurs
θ (°)	1,00
n (rev/min)	0,20
Q_V ($m^3 \cdot s^{-1}$)	$0,40 \cdot 10^{-4}$ à $2,00 \cdot 10^{-4}$
R (m)	0,11
L (m)	4,00
β (°)	35,00

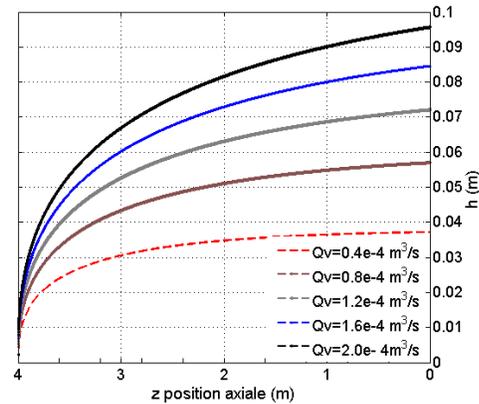


Figure 3- 3 : Influence du débit volumique du solide sur le profil de chargement

d-Variation de l'angle d'inclinaison

Le tableau 3-4 donne un aperçu des paramètres utilisés pour mesurer la sensibilité de la hauteur du lit par rapport à l'inclinaison du tambour. Ainsi, la variation de la hauteur locale sous l'influence de l'inclinaison est représentée sur la figure 3-4. Les profils de la hauteur locale du solide dans les fours sont sensibles à une inclinaison de 1 à 3° (voir figure 3-4).

Tableau 3- 4 : Caractéristiques de mesure de l'influence de l'angle d'inclinaison du four

Paramètres	Valeurs
θ (°)	0,50 à 3,00
n (rev/min)	0,20
Q_v ($m^3 \cdot s^{-1}$)	$2,00 \cdot 10^{-4}$
R (m)	0,11
L (m)	4,00
β (°)	35,00

Sur cette figure 3-4, on note l'effet marqué de l'angle d'inclinaison sur le profil de la hauteur de chargement le long du four. En effet lorsque l'angle d'inclinaison augmente, le profil de la hauteur du lit diminue. Cet effet peut être expliqué par le terme K_2 de l'équation 3-5.

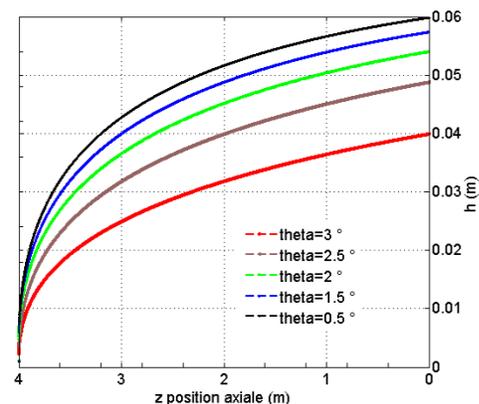


Figure 3- 4 : Influence de l'angle d'inclinaison sur le profil de charge

Le but de l'étude de sensibilité des paramètres influençant le profil de la hauteur locale de la charge du solide est de nous permettre de bien préparer la campagne expérimentale et de nous

assurer de la reproductibilité des essais à mener afin de valider le modèle de l'écoulement de la charge de résidus de coques choisis dans la présente thèse. Nous allons sans tarder évaluer expérimentalement l'angle de repos dynamique de nos différents échantillons. En effet, ce dernier représentant une caractéristique intrinsèque de l'échantillon, se doit d'être bien quantifié et ce, dans l'objectif de simuler le profil de chargement de l'échantillon à étudier. Des mesures ont également été effectuées sur la hauteur du lit à la sortie du dispositif.

Ainsi, en se basant sur la conclusion d'Eckehard *et al.* (2010) décrite au chapitre 1 et sur la méthode de mesure de la corde du lit à la sortie du tambour, nous effectuerons dans ce qui suit, les essais dynamiques des différents échantillons de coques de cajou, d'arachide et de palme afin de déterminer les variations du profil de la hauteur à la sortie du tambour ainsi que le temps de séjour de nos différents échantillons.

3.2 Etude expérimentale de la dynamique d'écoulement des différents résidus

Partant, de l'étude menée précédemment nous avons compris que la hauteur locale de la charge dans un four tournant dépend de la géométrie du four (diamètre, longueur,...) et des conditions opératoires (débit volumique, vitesse de rotation, présence ou non de diaphragme). Pour mieux cerner cette étude nous avons pris comme base, le modèle de Saeman (1951) décrit par plusieurs chercheurs spécialisés dans ce domaine. En effet, le traitement thermochimique (pyrolyse) réalisé dans des conditions de température et de taille de particules accorde de l'importance à la formation des gaz qui est fonction de la vitesse de transfert de chaleur. Ce transfert de chaleur sur le lit le long du four dépend de la hauteur locale de la charge. Nous chercherons dans la suite à évaluer l'effet des différents paramètres en régime de roulement, pour ce faire, la détermination du coefficient de friction est nécessaire.

3.2.1 Détermination du coefficient de friction

Afin de caractériser le régime de roulement, il est important comme nous le verrons par la suite, de mesurer le coefficient de friction des différents échantillons utilisés, en tenant compte de la constante de Froude en mouvement de roulement et du degré de chargement $f > 0,1$ selon Descoins (2004). Ainsi, le degré de chargement est défini par l'équation suivant :

$$f = \frac{2\alpha - \sin(2\alpha)}{2\pi} \quad (3-7)$$

où α est l'angle de chargement du lit.

Il se révèle difficile de mesurer cette valeur directement sur la paroi du tambour; elle a donc été mesurée sur une plaque plane de même rugosité que la paroi interne du cylindre (tambour). Le protocole utilisé est similaire à celui décrit par Li *et al.* (2002) et Descoins (2004). Il consiste à déposer une couche de particules sur la plaque plane (définie précédemment), à incliner la plaque et à mesurer l'angle β_{gl} (angle correspondant au moment de glissement des particules) lorsque les particules commencent à glisser. Le coefficient de frottement, μ est alors égal à la tangente de cet angle (voir équation 3-8).

$$\mu = \tan(\beta_{gl}) \quad (3-8)$$

Les mesures obtenues sur les différents échantillons de coques sont listées dans le tableau 3-5. Pour ce faire, nous avons effectué trois mesures du coefficient de frottement et ce sur une masse de 20 g de coques d'arachide et de cajou et sur une masse de 50 g de coques de palme. Les raisons que nous pouvons donner à la différence de masse d'échantillon (20 g et 50 g), sont dues à la différence de la surface spécifique et à la taille de particules notées sur les échantillons.

Tableau 3- 5 : Mesure du coefficient de frottement des échantillons

Angle β_{gl} (°)	Coefficient de frottement (μ)
Coque d'arachide	
37,00	0,75
36,00	0,73
34,00	0,67
Moyenne	0,72
Coque de cajou	
38,00	0,78
39,00	0,81
41,00	0,87
Moyenne	0,82
Coque de palme	
41,00	0,87
42,00	0,90
40,00	0,84
Moyenne	0,87

Par ailleurs, pour la mesure des différents états de transition entre les régimes (glissement, avalanche, et cataracte) de fonctionnement du four, on fait appel au coefficient de friction critique des parois. Par exemple dans le cas de la transition entre les régimes, une équation du coefficient de friction critique est donnée par Descoins (2004) est illustrée par :

$$\mu_c = \frac{2 \sin^3(\alpha) \sin(\beta)}{3\pi f (1 + Fr)} \quad (3-9)$$

Avec α angle de chargement, f degré de chargement, et Fr nombre de Froude.

Tableau 3- 6 : Coefficients de friction critiques des échantillons

Taux de remplissage	Angle β (°)	Coefficient de friction critique (μ_c)	Observations	
Coque d'arachide				
0,15	40,00	0,58	μ > μ _c	
	38,50	0,56		
0,25	39,00	0,38		
	37,50	0,37		
Coque de cajou				
0,15	41,00	0,59		μ > μ _c
	39,00	0,57		
0,25	40,00	0,39		
	38,00	0,37		
Coque de palme				
0,15	43,00	0,61	μ > μ _c	
	40,00	0,58		
0,25	42,00	0,40		
	39,00	0,38		

Le type d'écoulement fréquemment rencontré dans les installations d'incinération est le mouvement de roulement granulaire (rolling en anglais), il est souvent couplé à d'autres types d'écoulement selon Mellmann (2001). Le mode de roulement permet d'obtenir de bonnes

conditions de transfert de chaleur pour des températures quelconques et d'atteindre une haute qualité de produits. Selon Descoins (2004), ce mode d'écoulement est défini par un taux de chargement supérieur à 10 %. Ainsi, pour tous les angles de repos de nos échantillons obtenus (37° et 43°), les valeurs des coefficients de friction critiques calculées sont listées dans le tableau 3-6 ci-dessus. On note sur ce tableau, la gamme du taux de chargement (15 % et 25 %) utilisée est supérieure ou égale à 0,1 (valeur seuil). Les résultats du coefficient de friction obtenus (voir les données du tableau 3-5) sont supérieurs aux valeurs du coefficient critique (données du tableau 3-6) préconisé pour un tel mode d'écoulement (mode de roulement).

Les propriétés physiques nécessaires dans la description du modèle de Saeman sont la masse volumique et l'angle de repos du lit (Descoins 2004). Ainsi, la masse volumique des échantillons est mesurée à l'aide d'un pycnomètre à eau et l'angle de repos à l'aide d'un banc expérimental que nous allons illustrer dans les paragraphes suivants. Parmi les investigations faites sur l'étude de l'angle de repos dynamique des échantillons, il n'y a pratiquement pas de recherche expérimentale obtenue sur ceux concernant les échantillons (coques de palme, d'arachide et de cajou) utilisés dans la présente étude. Ainsi, notre objectif, basé sur la sensibilité de l'angle de repos sur la hauteur de charge du lit solide, est de chercher les éléments de réponse à la détermination à froid de ce paramètre. Pour ce faire, les mesures ont été effectuées sur différentes conditions expérimentales, par variation des paramètres géométriques du tambour et sur les trois échantillons concernés.

3.3 Détermination de l'angle de repos dynamique

L'épaisseur de la couche active peut être définie comme une zone clé où le mélange, le transfert de chaleur ou d'autres phénomènes se produisent principalement. Beaucoup de corrélations sur cette zone peuvent être trouvées dans la littérature ; corrélations basées soit sur le point de retournement ou sur la ligne limite des deux couches (couche active et couche passive). Ces corrélations font souvent recours à des paramètres qui sont difficiles à mesurer expérimentalement (par exemple l'angle entre la limite de la couche active et la surface du lit, les conditions aux limites de fonctionnement, les propriétés des matériaux, les caractéristiques géométriques du cylindre rotatif en mouvement, ou la combinaison avec un de ces paramètres). Dans cette section, certaines de ces corrélations sont comparées pour évaluer la performance de la prédiction du mécanisme hydrodynamique de la matière solide.

Pour rappel, l'angle de repos dynamique du matériau granulaire représente l'angle formé par la surface de la couche en cascade avec l'horizontal, lors de la rotation du système (tambour ou cylindre...).

Pour évaluer l'angle de repos plusieurs essais ont été effectués sur les coques de palme, d'arachide et de cajou et ce, dans trois tambours de différentes dimensions. Les essais ont été réalisés avec divers paramètres listés dans le tableau 3-7.

Tableau 3- 7 : Paramètres expérimentaux de la détermination de β

Paramètres	Valeurs
f (%)	10,00 et 25,00
θ (°)	0,50 à 3,00
n (tr/min)	0 à 11,64
Diamètre du tambour (mm)	$D_1= 400,00$; $D_2= 560,00$; et $D_3= 700,00$
L (mm)	1000,00 et 1500,00

Les données de l'angle de repos des échantillons ont été obtenues par une série de traitements de vidéos prises par une caméra à l'aide du logiciel d'acquisition de données, "Grabber". Les figures

3-5, 3-7 et 3-9 présentent les résultats des données obtenues. Les filtres ont été rajoutés dans le programme de mesure de l'angle de repos afin d'éliminer le bruit.

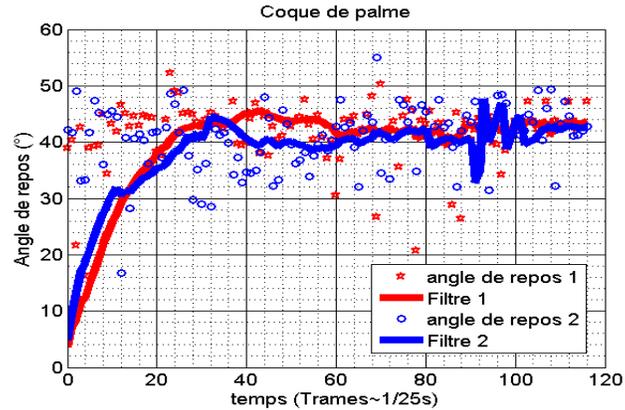


Figure 3- 5 : Résultats de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque de palme

Les résultats de la figure 3-5 montrent une variation de l'angle de repos moyenne de 40-43°. La figure montre une fluctuation en dents de scie de l'angle de repos dynamique ; ce qui pourrait être dû à des erreurs d'identification du mouvement de la charge (vidéo) au sein du programme "Grabber". En effet, la couleur grisée de la coque de palme ainsi que sa faible granulométrie (présence de poussières) affectent la coloration de la plaque, rendant ainsi difficile la détection du mouvement des particules par le logiciel (voir figure 3-6).



Figure 3- 6 : Charge de coques de palme en mouvement (faible visibilité)

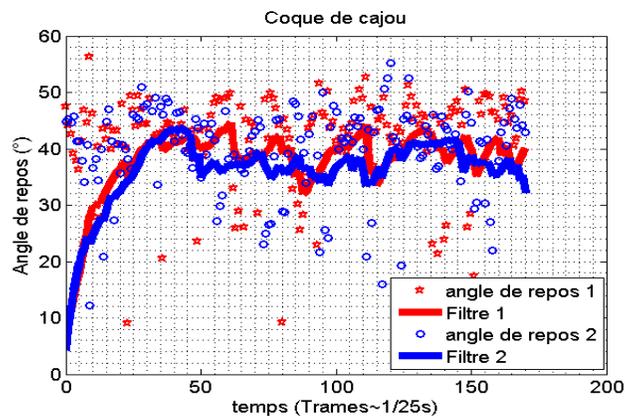


Figure 3- 7 : Données de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou

La figure 3-7 représente les données de l'angle de repos et de leurs filtres en fonction du temps. Nous pouvons noter que les valeurs se stabilisent autour de la gamme 38-41°. Il est également noté une présence sur les filtres des fluctuations en dents de scie ; ceci pourrait être due à la taille, à la forme et à la couleur grise de la coque de cajou.



Figure 3- 8 : Charge de coques de cajou en mouvement

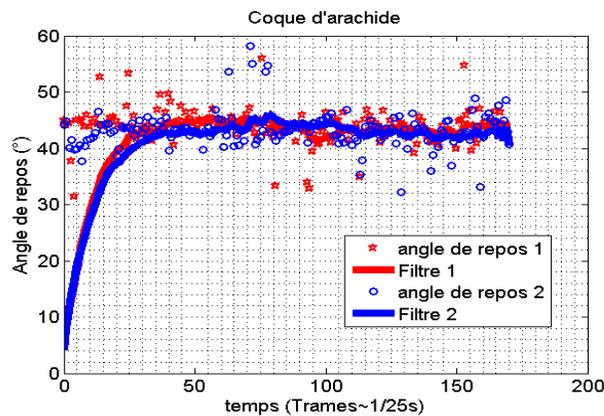


Figure 3- 9 : Données de mesure de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide



Figure 3- 10 : Charge de coques d'arachide en mouvement

D'après la figure 3-9, les nuages de points de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide se regroupent autour des valeurs moyennes de 37-41°. Contrairement aux figures (3-5 et 3-7) nous pouvons, constater sur la figure 3-10 une nette visibilité de la coque d'arachide à travers le couvercle en plexiglas (vitre du tambour), expliquant ainsi la stabilité notée au niveau du filtre de mesures. Globalement, pour avoir une bonne estimation de l'angle de repos des échantillons, les mesures ont été répétées sur trois vidéos avec différents paramètres expérimentaux. Le profil de ces figures (3-5, 3-7 et 3-9) montre déjà une variation de l'angle de repos dynamique suivant l'échantillon utilisé.

3.4 Paramètres affectant l'angle de repos dynamique

Dans cette partie, nous aborderons, l'effet de la vitesse de rotation et de l'inclinaison sur la variation de l'angle de repos dynamique.

3.4.1 Influence de la vitesse de rotation

a-Coque de palme

Afin de déterminer l'angle de repos dynamique, les essais ont été effectués à plusieurs vitesses de rotation, pour une inclinaison de 0° et pour deux taux de remplissage (10 % et 25 %) du tambour (D₁). Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 3-11. En ce qui concerne les études faites sur les deux autres tambours de diamètre moyen (D₂) et de grand diamètre (D₃) ; les résultats correspondants sont présentés en annexe 1.

La figure 3-11 montre l'évolution des moyennes en fonction de la vitesse de rotation ainsi que la droite de régression de la moyenne du nuage de points (l'équation de la moyenne du nuage de points est déterminée à partir de MatLab via la commande (polyfit(.)).

Sur cette figure, nous remarquons une décroissance linéaire de l'évolution de l'angle de repos dynamique en fonction de l'augmentation de la vitesse de rotation. Ainsi, les valeurs moyennes trouvées, pour une charge de coques de palme de 10 % du volume du tambour D₁, sont d'environ 40° à 43° et pour un degré de remplissage du même tambour égal à 25 % on obtient des valeurs autour de 39,3° à 41,1°. Pour ces deux degrés de remplissage, une comparaison des deux droites de régression (moyenne de nuage de points) permet de remarquer l'influence du taux de chargement sur l'angle de repos dynamique des coques de palme. Il est clair que l'augmentation du taux de remplissage entraîne une diminution de l'angle de repos dynamique (voir figure 3-11).

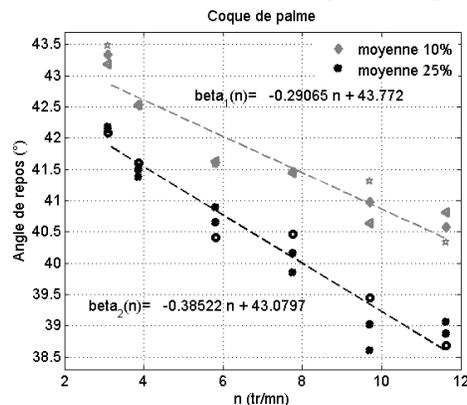


Figure 3- 11 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D₁

b-coque de cajou

Les essais de détermination de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou ont été effectués dans les trois tambours, avec deux degrés de remplissages (10 % et 25 %) tout en faisant varier la vitesse de rotation. Les résultats obtenus sont reportés sur la figure 3-12.

Nous notons une forte dispersion pour des vitesses de rotation supérieures à 2 tr/min et pour un chargement de 10 %. Une décroissance linéaire est également notée sur l'évolution de l'angle de repos de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation. Comme dans le cas de la coque de palme, nous notons également une dépendance accrue de l'angle de repos dynamique des coques de cajou vis-à-vis du taux de remplissage et ceux pour des taux de remplissage de 10 % et 25 %.

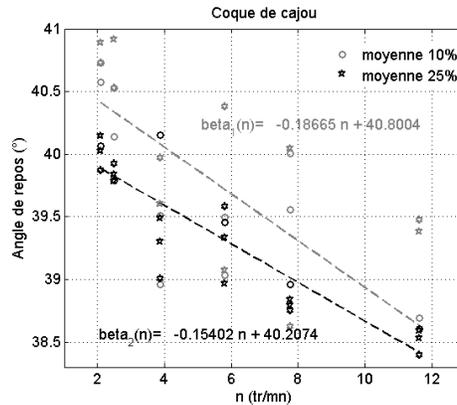


Figure 3- 12 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D₁

c-Coque d'arachide

Afin de tester l'influence de la vitesse de rotation sur l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide, des tests identiques aux précédents ont été menés dans les trois tambours. La figure 3-13 indique l'évolution de l'angle de repos dynamique en fonction de la vitesse de rotation. Nous notons une décroissance linéaire de l'angle de repos de la coque d'arachide. La valeur de ce paramètre passe environ de 41,7° à 37,8° pour un taux de chargement de 10 % correspondant respectivement à des vitesses de rotation de 2,1 tr/min et 11,64 tr/min.

L'angle de repos dynamique de la coque d'arachide diminue avec le taux de chargement : les plus grands angles correspondent au plus faible chargement (10 %) voir figure 3-13 ; par conséquent, d'une manière général, plus un tambour est rempli moins sera la valeur de l'angle de repos dynamique des échantillons. En effet, plus le chargement d'un tambour est grand, plus la vitesse axiale des particules devient faible conduisant ainsi à un faible temps de séjour des résidus au sein du tambour.

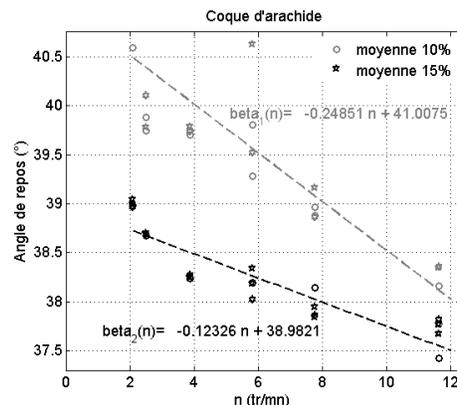


Figure 3- 13 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du tambour D₁

Nous avons remarqué qu'avec tous les échantillons utilisés, l'évolution de l'angle de repos décroît linéairement avec l'augmentation de la vitesse de rotation. Cette évolution de l'angle de repos des échantillons a été également remarquée dans les résultats obtenus au niveau des tambours D₂ et D₃ (voir annexe 1). Ainsi, on remarque aisément que les grandes valeurs de l'angle de repos dynamique sont obtenues avec les plus petites vitesses de rotation (2,1-3,88 tr/min). Cet effet de la vitesse de rotation sur l'angle de repos de l'échantillon pourrait être dû au phénomène

d'élargissement du lit. Par ailleurs, plus la vitesse de rotation du dispositif est élevée plus les résidus deviennent coulant. Pour ce qui est de l'influence du taux de remplissage, elle peut être expliquée par un phénomène de collision accentué (plus important) lorsque le chargement du tambour est élevé.

Ainsi, pour des raisons d'efficacité de procédé, il serait alors plus judicieux de travailler avec de faibles vitesses de rotation, et avec un faible taux de chargement afin d'obtenir une meilleure durée de séjour (voir paragraphe 3.4.1) et ainsi faciliter les transferts de masse et de chaleur lors d'une opération thermique.

Ainsi, dans la suite de l'étude, nous travaillerons avec de petites vitesses de rotation et avec un taux de remplissage inférieur à 25 %. En effet, plus β (angle de repos dynamique) d'un matériau est petit, plus le solide devient coulant ; entraînant ainsi une augmentation de la vitesse axiale (Echehard *et al.* 2010), et une diminution du temps de séjour et du taux de remplissage, Descoins (2004). Le tableau 3-8 ci-dessous résume les résultats de la variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation.

Tableau 3- 8 : Angles de repos des différents échantillons en fonction de la vitesse de rotation et du degré de remplissage

Echantillons	Vitesse de rotation (tr/min)	Angle de repos (°) à 10%	Angle de repos (°) à 25%
Coque de palme	2,10	43,00	42,00
	11,64	40,00	39,00
Coque de cajou	2,10	41,00	40,00
	11,64	39,00	38,00
Coque d'arachide	2,10	39,80	39,00
	11,64	38,50	37,00

3.4.2 Effet du type d'échantillon sur l'angle de repos

Dans ce qui suit, nous avons initié des essais afin de déterminer l'effet du type de matière première sur la valeur de l'angle de repos dynamique. Ainsi, à la lecture de ce tableau 3-9 on voit bien que chaque résidu de coque a un angle de repos qui lui est propre ; ce qui montre bien le caractère intrinsèque de ce paramètre. Une analyse de l'effet de la masse volumique des trois échantillons montre que l'angle de repos dynamique suit les mêmes tendances que la densité des échantillons ($\rho_{pal} > \rho_{caj} > \rho_{ara}$). De tels résultats sont bien en accord avec la corrélation décrite par Descoins (2004), Ndiaye (2009) et par Dirion (2012). En plus, Xiao *et al.* (2005) dans l'étude expérimentale des angles de repos inférieur et supérieur de la matière solide tel le calcaire de tailles 0,58 mm et 1,5 mm, de diamètres respectifs de 1490 kg/m³ et 1520 kg/m³, conduisent à des angles de repos respectifs de 34,9° et 36°. Par ailleurs, selon Liao *et al.* (2015), les matériaux granulaires en mouvement dynamique se distinguent sur la base de leur masse volumique, de leur taille de particules, de leur forme et de leur rugosité surfacique ; causant ainsi des problèmes d'opérations dans les industries.

Ainsi, nos échantillons, différents de par leur forme géométrique, leur masse volumique et leur rugosité expliquent bien la différence notée dans le comportement hydrodynamique de ces derniers.

Globalement, nous constatons dans ce qui précède que l'angle de repos dynamique de nos trois échantillons suit la tendance de l'évolution de la densité. L'angle de repos dynamique de l'échantillon augmente avec la valeur de la masse volumique. En ce qui concerne la taille de ces échantillons, nous avons constaté que les valeurs de l'angle de la coque de palme (taille de 2-12 mm) sont au-dessus de celles de la coque d'arachide (10-20 mm) et de la coque de cajou (10-30 mm). Cependant, en ce qui concerne la comparaison entre la coque d'arachide et de cajou, les

effets de la taille sur l'évolution de l'angle de repos peuvent être quantifiés car ces derniers ont des tailles assez différentes ; mais d'une façon générale, les valeurs de l'angle de repos de la coque d'arachide (de taille moyenne) sont en-dessous de celles de la coque de cajou (de plus grande taille).

Par ailleurs, au-delà de l'effet de la taille sur la variation de l'angle de repos dynamique, la nature de la surface de l'échantillon pourrait être aussi à l'origine de cette différence notée sur les valeurs de l'angle de repos dynamique. Par exemple, dans le cas de la coque de cajou, une absence de rugosité est notée sur ses deux faces ; et est plus lisses que la face extérieure de la coque d'arachide.

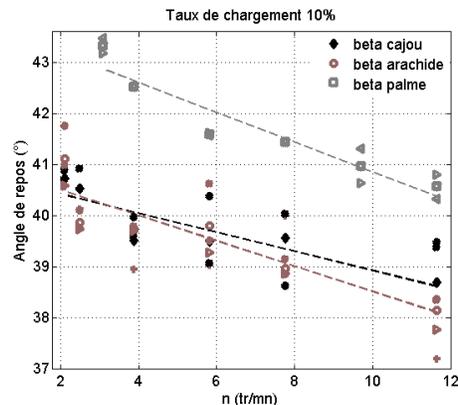


Figure 3- 14 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation des trois échantillons (à 10 % du chargement)

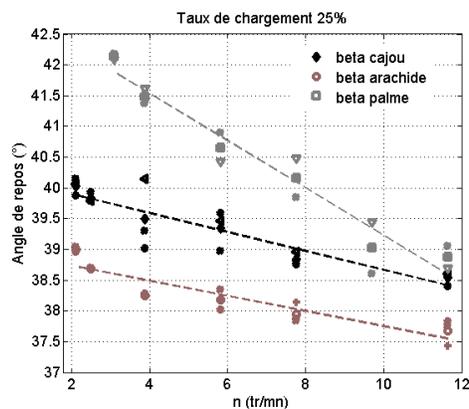


Figure 3- 15 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation des trois échantillons (à 25 % du chargement)

En se basant sur les résultats précédents montrant la dépendance de l'angle de repos vis à vis des paramètres opératoires (n , taux de chargement et θ), géométriques et (diamètre du tambour, forme et dimension de la particule) mêmes caractéristiques de l'échantillon (nature), nous avons mis en œuvre des corrélations mathématiques décrites dans le tableau 3-9. Ainsi, ces équations peuvent être écrites par les relations 3-10 à 3-12 ci-dessous.

Les indices (A10) ou (A25), (P10) ou (P25) et (C10) ou (C25) permettent d'identifier les chargements pour les échantillons de coque d'arachide (A), de palme (P) et de cajou (C), respectivement pour des taux de 10 % et de 25 %.

Tableau 3- 9 : Paramètres de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation

Chargement (%)	C. Arachide	C. Cajou	C. Palme
10	$\beta_{D1}^{A10} = -0,25 \times n + 41,01$	$\beta_{D1}^{C10} = -0,19 \times n + 40,80$	$\beta_{D1}^{P10} = -0,29 \times n + 43,77$
	$\beta_{D2}^{A10} = -0,149 \times n + 39,46$	$\beta_{D2}^{C10} = -0,31 \times n + 40,94$	$\beta_{D2}^{P10} = -0,25 \times n + 43,23$
	$\beta_{D3}^{A10} = -0,26 \times n + 39,63$	$\beta_{D3}^{C10} = -0,26 \times n + 39,46$	$\beta_{D3}^{P10} = -0,31 \times n + 41,08$
25	$\beta_{D1}^{A25} = -0,12 \times n + 38,98$	$\beta_{D1}^{C25} = -0,15 \times n + 40,21$	$\beta_{D1}^{P25} = -0,38 \times n + 43,08$
	$\beta_{D2}^{A25} = -0,20 \times n + 39,26$	$\beta_{D2}^{C25} = -0,37 \times n + 40,51$	$\beta_{D2}^{P25} = -0,20 \times n + 41,55$
	$\beta_{D3}^{A25} = -0,29 \times n + 39,20$	$\beta_{D3}^{C25} = -0,23 \times n + 38,70$	$\beta_{D3}^{P25} = -0,27 \times n + 39,95$

L'exploitation des données listées dans ce tableau nous permet d'écrire une relation littérale simple entre l'angle de repos dynamique et la vitesse de rotation du tambour pour nos trois échantillons :

$$\beta_A(n, D, \sigma) = \gamma_A \times n + \beta_{0(A)} \quad (3-10)$$

$$\beta_C(n, D, \sigma) = \gamma_C \times n + \beta_{0(C)} \quad (3-11)$$

$$\beta_P(n, D, \sigma) = \gamma_P \times n + \beta_{0(P)} \quad (3-12)$$

$\gamma_{(A, \text{ ou } P, \text{ ou } C)}$ représente le coefficient directeur de la fonction (β) d'un échantillon donné. En effet, ce coefficient directeur dépend de la vitesse de rotation, du taux de chargement (σ) et du diamètre du cylindre (D) suivant l'échantillon considéré (voir tableau 3-9). Il est également la pente d'une droite qui permet de décrire à la fois le sens de l'inclinaison de la droite (droite croissante : la pente de la droite est positive, droite décroissante : le coefficient directeur a un nombre négatif) et la force de celle-ci (plus la valeur absolue du coefficient directeur est grande en valeur, plus forte est la pente). La perception sur les graphiques pourra conduire à la formulation des propriétés du coefficient directeur ici pour un taux de chargement donné. Sur les figures (3-14 et 3-15), connaissant deux points distincts de la droite de l'angle de repos $\mathbf{M}(n_1, \beta_{E_j}^{D_i}(n_1))$ et $\mathbf{N}(n_2, \beta_{E_j}^{D_i}(n_2))$, le coefficient directeur de cette droite défini par l'équation 3-13 :

$$\gamma_{E_j} = \frac{\beta_{E_j}^{D_i}(n_2) - \beta_{E_j}^{D_i}(n_1)}{n_2 - n_1} \quad (3-13)$$

Ici (i) prendra les valeurs des diamètres (400, 560, et 700 mm), E est une notation pour désigner l'échantillon et (j) défini le type d'échantillon (A, C, et P).

$\beta_{0(A, \text{ ou } P, \text{ ou } C)}$ est l'angle de repos de l'échantillon pour une vitesse de rotation de 0 tr/min (ordonnée à l'origine de la variation de l'angle de repos dynamique). Ce dernier dépend également de n, de σ et de D (voir tableau 3-9) pour l'échantillon considéré.

3.4.3 Influence de l'inclinaison sur l'angle de repos dynamique

Pour étudier l'effet de l'angle d'inclinaison sur l'angle de repos dynamique, nous avons fait varier l'angle d'inclinaison (θ) de 0 à 5° avec un pas 0,5, pour une vitesse de rotation de 2,10 tr/min et pour deux taux de remplissage (10 % et 15 %). Par ailleurs, le degré de chargement initialement à 25 % a été réduit à 15 % à cause de l'effet combiné de l'inclinaison et de la densité de l'échantillon occasionnant des problèmes opératoires surtout dans le cas de la coque de palme

ayant une plus grande masse volumique. Aussi le chargement à 25 % occasionne des pertes de matières (surtout pour la coque de palme) au niveau du trou d'alimentation lors de la rotation du tambour qui s'effectue ainsi très difficilement.

a-Coque de palme

La figure 3-16 illustre le profil de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de l'inclinaison du tambour.

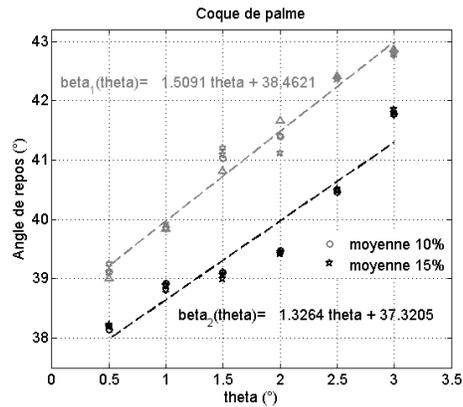


Figure 3- 16 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D_1

Sur cette figure, les valeurs de l'angle de repos dynamique augmentent avec l'inclinaison passant ainsi de 39° à $42,9^\circ$ lorsque l'inclinaison passe de $0,5^\circ$ à 3° pour un chargement de 10 % du tambour. Et pour un chargement à 15 %, ces valeurs valent environ 38° à $41,8^\circ$ pour des inclinaisons de $0,5^\circ$ et 3° .

b- Coque de cajou

L'évolution de l'angle de repos de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison est représentée sur la figure 3-17. Pour un taux de remplissage de 10 %, nous remarquons une augmentation de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison ; il en est de même pour le remplissage à 15 %. Les valeurs d'angle de repos correspondants valent respectivement $35,4^\circ$ et $40,3^\circ$ pour des inclinaisons de $0,5^\circ$ et 3° .

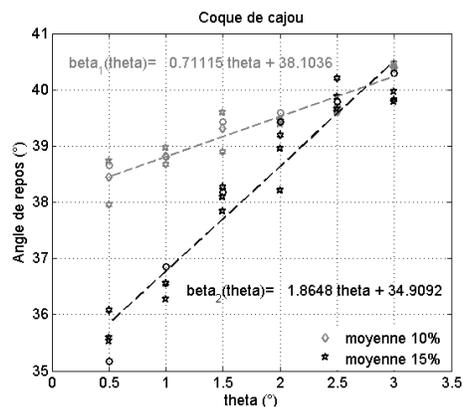


Figure 3- 17 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D_1

c-Coque d'arachide

Dans le cas de la coque d'arachide, l'étude de l'influence de l'angle d'inclinaison du tambour sur l'angle de repos de la coque d'arachide a été aussi étudiée pour des inclinaisons comprises entre

0,5° et 3° et ce pour une vitesse de rotation de 2,10 tr/min et pour les mêmes taux de chargement que précédemment. Les résultats obtenus sont représentés sur la figure 3-18. Sur les graphes de cette figure, on note une augmentation de la valeur de l'angle de repos dynamique moyen en fonction de l'inclinaison. Par exemple lorsque l'angle d'inclinaison passe de 0,5° à 3°, les valeurs de l'angle de repos correspondants augmentent passant ainsi de 38,5° à 41,7° pour un remplissage de 10 % et de 37,7° à 40,2° pour un remplissage à 15 % du tambour D₁.

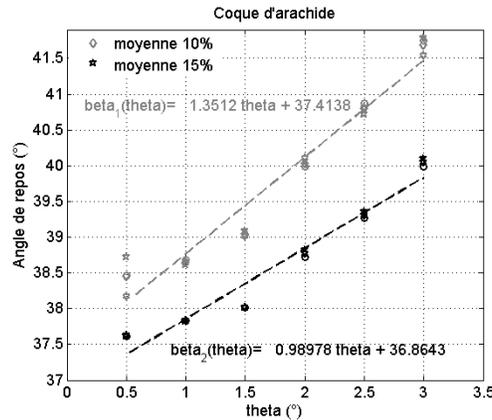


Figure 3- 18 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement du tambour D₁

En résumé, pour les trois échantillons considérés, nous remarquons que l'angle de repos dynamique est fortement influencé par l'inclinaison du tambour. Plus l'inclinaison du tambour est grand plus l'angle de repos dynamique correspondant est élevé. Cependant, pour des raisons de procédés industriels, la valeur de 1° est souvent celle rencontrée dans la littérature (Eckehard *et al.* 2010). Dans le même ordre d'idée, il serait alors plus intéressant lors des applications industrielles utilisant le four rotation, pour la valorisation thermochimique, de travailler avec de faibles angles d'inclinaison car plus ce dernier est petit, plus le temps de séjour des particules augmente (vitesse axiale faible) et meilleurs seront les transferts de chaleur. Et, il est souligné par plusieurs auteurs dans la littérature (Descoins 2004 et Eckehard *et al.* 2010) qu'en pratique industrielle l'inclinaison est souvent fixée égale à 1°.

En se basant sur les résultats précédents montrant la dépendance de l'angle de repos dynamique vis à vis de l'angle d'inclinaison du tambour et des caractéristiques de l'échantillon, nous avons mis en œuvre une corrélation mathématique consignée dans le tableau 3-10 et illustrée par les relations 3-14 à 3-16 ci-dessous. Cependant, cette corrélation ne s'applique qu'aux petit et moyen tambours ; le tambour de plus grand diamètre n'ayant pas pu être utilisé pour des raisons techniques, opératoires.

Tableau 3- 10 : Paramètres de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison

Chargement (%)	C. Arachide	C. Cajou	C. Palme
10	$\beta_{D1}^{A10} = 0,61 \times \theta + 38,48$	$\beta_{D1}^{C10} = 0,71 \times \theta + 38,50$	$\beta_{D1}^{P10} = 1,21 \times \theta + 38,51$
	$\beta_{D2}^{A10} = 0,47 \times \theta + 37,97$	$\beta_{D2}^{C10} = 0,66 \times \theta + 38,05$	$\beta_{D2}^{P10} = 0,83 \times \theta + 38,57$
15	$\beta_{D1}^{A25} = 0,33 \times \theta + 37,32$	$\beta_{D1}^{C25} = 0,97 \times \theta + 37,91$	$\beta_{D1}^{P25} = 0,99 \times \theta + 37,96$
	$\beta_{D2}^{A25} = 0,85 \times \theta + 37,68$	$\beta_{D2}^{C25} = 0,94 \times \theta + 37,80$	$\beta_{D2}^{P25} = 1,08 \times \theta + 37,79$

Ainsi, en partant des considérations mathématiques du tableau 3-10, nous avons élaboré les relations littérales ci-contre donnant l'angle de repos en fonction de l'inclinaison du tambour et ce pour les trois échantillons de coques :

$$\beta_A(\theta, D, \sigma) = \delta_A \times \theta + \beta_{0(A)} \quad (3-14)$$

$$\beta_C(\theta, D, \sigma) = \delta_C \times \theta + \beta_{0(C)} \quad (3-15)$$

$$\beta_P(\theta, D, \sigma) = \delta_P \times \theta + \beta_{0(P)} \quad (3-16)$$

où $\delta_{(A, \text{ ou } P, \text{ ou } C)}$ défini le coefficient directeur de la variation de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison, il dépend du taux de chargement, de la nature de l'échantillon, du diamètre et de la longueur du cylindre ; elle est une donnée finie propre à chaque échantillon étudié. L'analyse des valeurs de ce tableau (3-10) montre qu'en comparant les rapports $\delta_{(A)}/\delta_{(C)}=0,91$; $\delta_{(C)}/\delta_{(P)}=0,87$; $\delta_{(A)}/\delta_{(P)}=0,79$ pour un taux de remplissage de 15 % et dans le tambour D₂. C'est pour dire que ce coefficient directeur de la variation de l'angle de repos dynamique est fonction de l'échantillon. Nous trouvons une grande variation du rapport quand nous utilisons le rapport de $\delta_{(A-15\%)} / \delta_{(A-10\%)}$ pour un tambour donné de différent taux de chargement. Ainsi, l'ordre de grandeur des ratios est fortement dépendant du taux de remplissage du tambour. $\delta_{(A, \text{ ou } P, \text{ ou } C)}$ peut être défini, en connaissant deux points distincts de la droite de l'angle de repos $\mathbf{U} (\theta_1, \beta_{E_j}^{D_i}(\theta_1))$ et $\mathbf{V} (\theta_2, \beta_{E_j}^{D_i}(\theta_2))$, le coefficient directeur de cette droite défini par l'équation 3-17 :

$$\delta_{E_j} = \frac{\beta_{E_j}^{D_i}(\theta_2) - \beta_{E_j}^{D_i}(\theta_1)}{\theta_2 - \theta_1} \quad (3-17)$$

Et $\beta_{0(A, \text{ ou } P, \text{ ou } C)}$ est l'angle de repos correspondant à une inclinaison du tambour de 0° ; il dépend aussi de la nature de l'échantillon, du taux de remplissage et des dimensions du cylindre.

3.4.4 Effet du diamètre du tambour sur l'angle de repos

La connaissance de l'influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos d'un échantillon donné est d'une importance capitale dans la conception d'une unité de pyrolyse. Par exemple elle participe au contrôle, à la définition de la qualité du transfert de chaleur par convection (Chaudhuri *et al.* 2006, et Dirion 2012), la diffusion et la conduction entre paroi-solide, gaz-solide et vice-versa.

Dans le but d'illustrer l'influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos dynamique, les conditions opératoires décrites ci-dessous dans le tableau 3-11 vont être mises en œuvre.

Tableau 3- 11 : Paramètres d'études de l'influence du diamètre du tambour sur β

Paramètres	Valeurs
Vitesse de rotation (tr/min)	2,10 à 11,64
Angle d'inclinaison (°)	1,00
Taux de remplissage (%)	10,00
Diamètres du tambour (mm)	D ₁ =400,00 ; D ₂ =560,00 et D ₃ =700,00
Longueur du tambour (mm)	L ₁ =L ₂ =1000,00 et L ₃ =1500,00

Les résultats illustrant l'effet du diamètre du tambour sur l'angle de repos pour les trois échantillons étudiés sont présentés sur les figures (3-19, 3-20 et 3-21).

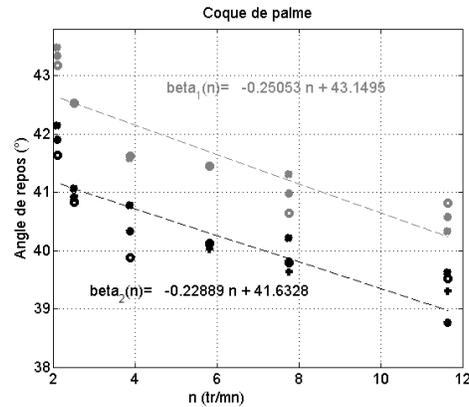


Figure 3- 19 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque de palme

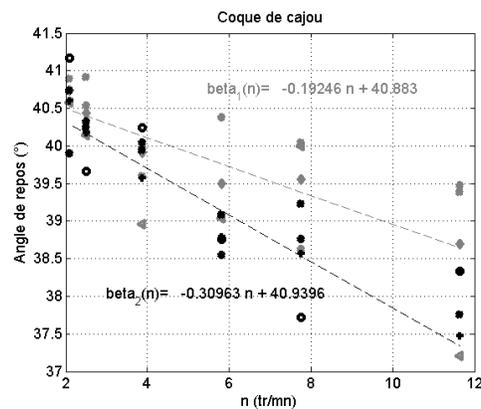


Figure 3- 20 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque de cajou

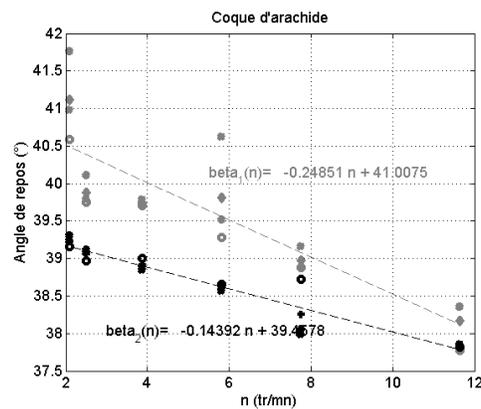


Figure 3- 21 : Influence du diamètre du tambour sur l'angle de repos de la coque d'arachide

Sur ces graphes on remarque que les angles de repos des différents échantillons diminuent quand le diamètre du tambour augmente ; les plus grandes valeurs de l'angle de repos dynamique sont ainsi obtenues sur le tambour de plus petit diamètre. En effet, certains auteurs tels Xiao *et al.* (2005) montrent que le diamètre du tambour a plus d'influence sur l'angle de repos que le taux de remplissage. On comprend aisément qu'à travers cette étude à froid que les unités de traitement thermique possédant de grands diamètres garantiront de biens meilleurs transferts de chaleur au sein des parois internes des dites unités.

Afin de mesurer l'effet de la longueur du tambour combiné à celui de la variation de la vitesse de rotation sur la mesure de l'angle de repos du solide, nous avons réalisé des essais sur tous les tambours, ce pour un taux de remplissage de 10 % et pour des vitesses de rotation du tambour comprises entre 2 tr/min et 11,66 tr/min. Les figures 3-22, 3-23 et 3-24 mettent en évidence l'effet combiné de la longueur et du diamètre sur la mesure de l'angle de repos dynamique.

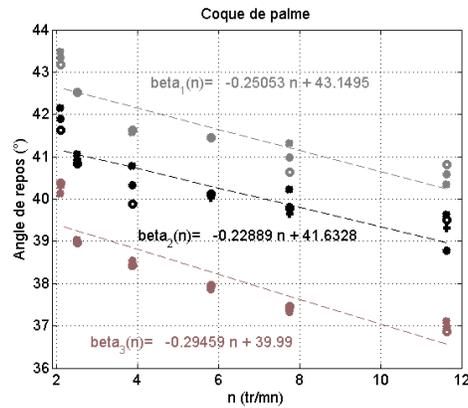


Figure 3- 22 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β_P

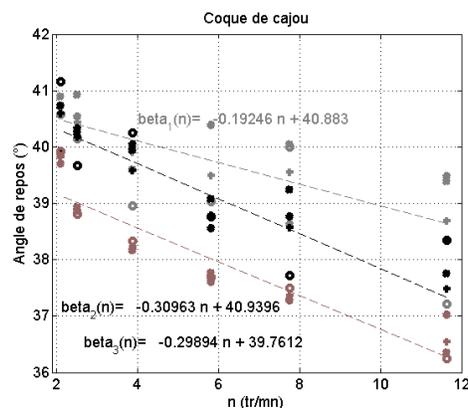


Figure 3- 23 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β_C

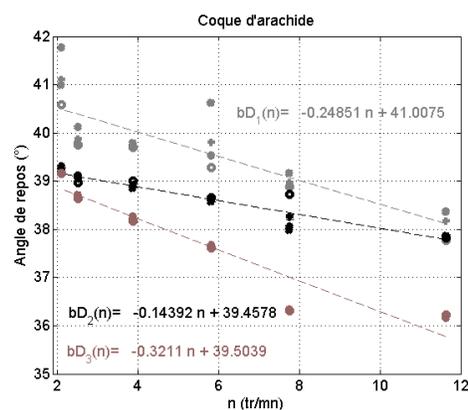


Figure 3- 24 : Effet combiné de la longueur et du diamètre du tambour sur β_A

Ces graphes montrent bien que dans le cas du tambour de plus petit diamètre on obtient des angles de repos plus grands que ceux obtenus pour un tambour de plus grand diamètre (D_3). Aussi en comparant les résultats obtenus dans le tambour de diamètre moyen, on note des angles

de repos plus grands que dans le cas du tambour de plus grand diamètre. Cet effet pourrait être dû au phénomène d'augmentation de la surface d'écoulement de la charge causée par l'augmentation des dimensions du tambour. Les finalités d'un bon dimensionnement des fours rotatifs reposent sur la qualité du produit solide cuit, sur la détermination des paramètres optimaux servant à la modélisation mathématique ; tout ceci fait que nous sommes contraints d'évaluer l'effet des dimensions (diamètre) du tambour sur la variation de l'écoulement de nos échantillons. Ainsi, l'influence du diamètre du tambour et de celle de la variation de la vitesse de rotation, sont illustrées graphiquement sur les figures 3-25, 3-26, et 3-27.

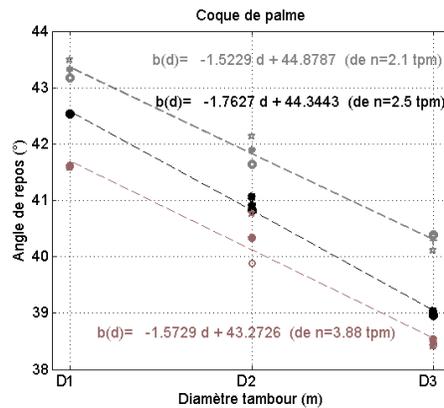


Figure 3- 25 : Effet du diamètre du tambour sur β_P pour différentes vitesses de rotation

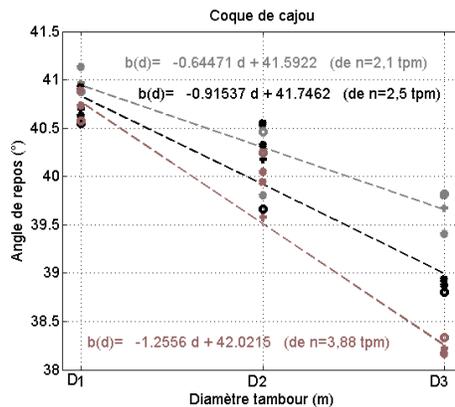


Figure 3- 26 : Effet du diamètre du tambour sur β_C pour différentes vitesses de rotation

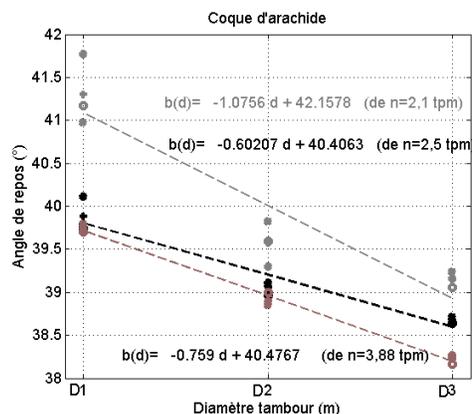


Figure 3- 27 : Effet du diamètre du tambour sur β_A pour différentes vitesses de rotation

Nous pouvons voir que le diamètre du tambour exerce une grande influence sur l'angle de repos des échantillons. Ce dernier décroît avec l'augmentation du diamètre du dispositif. Ceci est en accord avec les observations expérimentales de Xiao *et al.* (2005). Cette influence du diamètre peut ainsi être assimilée à un fait plus réel : l'augmentation du diamètre entraînant une augmentation de la surface active de l'échantillon ; engendrant donc une diminution de la hauteur locale du lit de solide (voir figure 3-28).

Le principe de l'effet du diamètre du tambour sur l'angle de repos, peut être à l'origine de l'augmentation de la surface d'écoulement de l'échantillon. Cette augmentation de la surface d'écoulement entraîne une diminution de la hauteur locale de la charge le long du tambour. Pour illustrer ce fait, nous avons dressé une simulation sur Matlab de la hauteur du lit en fonction du diamètre du tambour pour trois tambours ($D=400, 560$ et 700 mm) ayant la même longueur (figure 3-28). Cette simulation se justifie par le fait que les trois tambours utilisés pour les tests expérimentaux sont de longueurs différentes et par conséquent il serait difficile de se prononcer sur l'effet du diamètre. Nous pouvons constater sur cette simulation que l'augmentation du diamètre entraîne une diminution de la hauteur locale du lit.

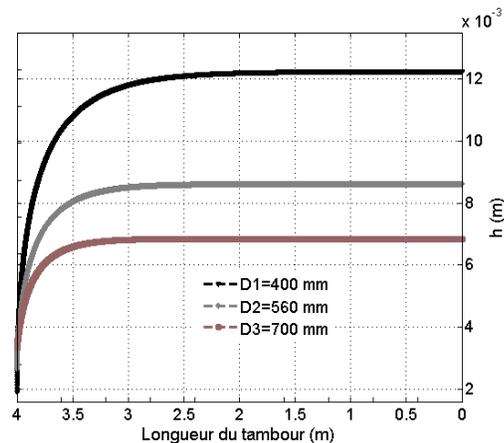


Figure 3- 28 : Influence de l'angle de repos dynamique sur le profil de chargement

Cette étude laisse bien présager que la longueur du tambour exerce une influence sur la mesure de l'angle de repos des échantillons et que pour corroborer cette assertion, un quatrième tambour de même diamètre que D_1 ou D_2 avec une longueur différente serait nécessaire afin de confirmer l'effet de la longueur du tambour sur la valeur de l'angle de repos dynamique.

3.5 Evolution de la hauteur de la charge à la sortie du tambour

La hauteur du lit dans le tambour demeure le paramètre le plus important à déterminer afin de quantifier l'efficacité du procédé de transformation thermochimique d'un échantillon donné au sein d'un four rotatif industriel. Elle permet d'avoir un contrôle sur les mécanismes de transfert de chaleur : gaz-échantillon et/ou parois-échantillon.

Par ailleurs, les contraintes techniques (alimentation du tambour n'est pas faite en continu et se fait au niveau de la sortie du tambour, absence de système de mesure de la hauteur tout au long du lit) font que dans ce qui suit, les mesures de la hauteur de charge sont faites à la sortie (notées, h_{0i}) du tambour et à $z=4$ m. Selon, Eckehard *et al.* (2010) cette hauteur du lit à la sortie du four rotatif n'est pas une variable fixe c'est-à-dire égale d_p ; ils expliquent qu'il est fonction de la géométrie de l'échantillon et des paramètres expérimentaux. Nous nous sommes intéressés à la détermination de cette hauteur de la charge à la sortie du tambour.

Ainsi, pour la mesure de la hauteur du lit en sortie du tambour, nous avons d'abord évalué la longueur de la corde de la charge (Cf. chapitre 1) et ensuite nous en avons déduit par calcul, en se basant sur l'équation (2-2), la hauteur locale correspondante. Expérimentalement, afin d'évaluer cette dernière, nous avons utilisé la coque de palme de tailles 0,2 cm et 0,4 cm dans un tambour chargé à 10 % et avec des vitesses de rotation comprises entre 0,8 tr/min et 1,6 tr/min. Par ailleurs, pour mieux étudier la variation de la hauteur du lit en sortie pour différentes conditions expérimentales, nous avons aussi utilisé l'échantillon de coque de cajou pour des taux de remplissage compris entre 5 et 10 %.

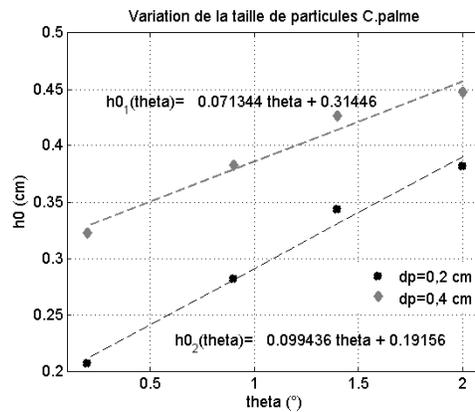


Figure 3- 29 : Influence de la taille des particules sur la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour

Les figures 3-29 et 3-30 présentent la variation de la hauteur en fonction de l'inclinaison pour différentes tailles de particules et pour différentes vitesses de rotation. Les résultats illustrent bien la dépendance de la hauteur du lit en fonction de la taille des particules ; cette dépendance de la hauteur du lit à la sortie du tambour vis-à-vis de la taille des particules peut être expliquée par le fait que la hauteur à la sortie du tambour est sensiblement égale au diamètre et/ou au double du diamètre de la particule suivant l'inclinaison du tambour (Spurling 2000, et Eckehard *et al.* 2010).

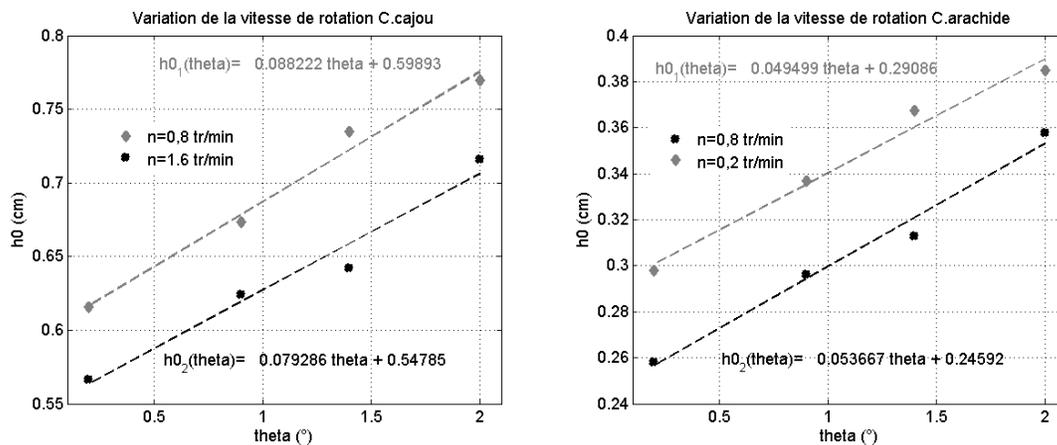


Figure 3- 30 : Evolution de la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour en fonction de l'angle d'inclinaison pour deux vitesses de rotation

Les valeurs de la hauteur moyenne obtenues sont sensiblement égales au diamètre de la particule ou à deux fois ce diamètre de la particule (d_p). En effet, les inclinaisons de 0,2° et 0,9° donnent une hauteur du lit à la sortie du tambour sensiblement égale à la taille des particules (0,2 cm)

alors que les inclinaisons de $0,9^\circ$ et 2° donnent une hauteur de sortie du tambour sensiblement égale à deux fois le diamètre de la particule. Ainsi, cette première approximation donnant la hauteur du lit à la sortie du tambour semble être concluante à la vue des résultats théoriques et pratiques.

La figure 3-30 illustre l'évolution de la hauteur du lit à la sortie du tambour en fonction de l'angle d'inclinaison ($0,2^\circ$; $0,9^\circ$; $1,4^\circ$ et 2°) et pour deux vitesses de rotation ($0,8$ tr/min et $1,6$ tr/min) pour l'échantillon de coque de cajou et dans le cas de la coque d'arachide, les vitesses de $0,2$ tr/min et $0,8$ tr/min.

Nous constatons que la hauteur de la charge pour une inclinaison de $0,2^\circ$ et $0,9^\circ$ est sensiblement égale à l'épaisseur de la coque de cajou. Avec une épaisseur de $0,12$ cm de la coque d'arachide nous avons trouvé une hauteur de sortie sensiblement égale à deux fois l'épaisseur pour une vitesse de rotation de $0,2$ tr/min et des valeurs d'inclinaison allant de $0,2$ à $1,4^\circ$. Nous pouvons également remarquer à travers l'analyse de ces nuages de points, que l'augmentation de la vitesse de rotation entraîne une diminution de la hauteur de la charge à la sortie du dispositif. Cet effet peut être expliqué par le fait que l'augmentation de la vitesse de rotation combinée à l'inclinaison entraîne une augmentation de la largeur du lit équivalent ainsi à la diminution de la hauteur. Ainsi, cette évolution de la largeur dans le sens de l'augmentation de la vitesse de rotation entraîne une diminution de la hauteur de la charge.

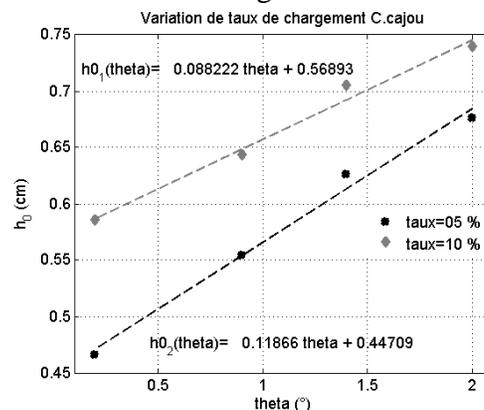


Figure 3- 31 : Evolution de la hauteur moyenne du lit à la sortie du tambour en fonction de l'angle d'inclinaison pour deux vitesses de rotation

La figure 3-31 illustre l'évolution de la hauteur du lit à la sortie du tambour en fonction de l'inclinaison pour deux taux de chargement de la coque de cajou. Nous pouvons remarquer qu'en plus de l'influence de l'inclinaison sur la hauteur à la sortie du tambour, nous avons également remarqué une influence du taux de remplissage sur h_{0i} ; car en effet, la variation de la hauteur de sortie augmente avec l'accroissement du taux de chargement. Ainsi, nous pouvons confirmer avec certitude que la hauteur à la sortie du tambour encore appelée hauteur limite (en simulation) n'est pas un paramètre fixe comme il a été interprété par Austin *et al.* (1978), Spurling (2000) Descoins *et al.* (2005), et Saeman (1951), mais une variable qui est fonction des paramètres expérimentaux ce qui est bien en accord avec les déductions de Eckehard *et al.* (2010).

3.6 Simulation du profil de la hauteur locale sur un tambour de 4 m de long

En partant des résultats précédemment obtenus (angle de repos de l'échantillon et détermination des conditions aux limites) dans un tambour, en se basant sur l'étude de Colin 2015 (vitesse de

rotation est comprise entre 1 à 5 tr/min) et d'Eckehard *et al.* 2010 (inclinaison est souvent fixée égale à 1°), nous essayerons dans ce qui suit évaluer la hauteur locale du lit. En effet, cette analyse s'explique par le fait que nous n'avons pas pu étudier l'écoulement de nos échantillons à chaud. Le tableau 3-12 donne ainsi les données expérimentales utilisées pour effectuer la simulation de l'évolution de la hauteur locale le long du four de 4 m, 0,4 m diamètre, sous la base des conditions opératoires du banc et des caractéristiques physiques de nos trois échantillons.

Tableau 3- 12 : Paramètres utilisés pour la simulation de variation de la hauteur de la charge

Echantillon	n(tr/min)	$\beta(^{\circ})$	$\theta(^{\circ})$	Débit (m^3/s)	L(m)	R(m)	h_{0i} (cm)	$\rho(kg/m^3)$
C. palme	3,27	42,00-43,00	1	$0,01 \cdot 10^{-3}$	4,00	0,20	0,004-0,008	591,00
C. cajou	3,88	39,50-40,00	1	$0,12 \cdot 10^{-3}$	4,00	0,20	0,006-0,0086	326,00
C. arachide	5,40	38,50-39,00	1	$2,80 \cdot 10^{-3}$	4,00	0,20	0,005-0,0085	102,00

Les paramètres optimaux (la moyenne de l'angle de repos des coques, et de la hauteur à la sortie du tambour) obtenus précédemment nous ont permis de regrouper les résultats sur la figure 3-36 donnant le profil de la hauteur du lit tout au long du four, par simulation de l'équation 3-1 du modèle de Saeman. La différence notée dans les débits est d'une part due à la densité des échantillons. Ce modèle est simulé sous la base des résultats expérimentaux obtenus de la coque de cajou, de palme et d'arachide. Un autre aspect qui doit être examiné, est la comparaison de nos résultats de prédiction du profil de la hauteur locale avec ceux obtenu par Saeman (1951) et Colin *et al.* (2015). Les barres d'erreur associées à des mesures expérimentales sont de l'ordre de $\pm 0,6$ % et sont liées à la détermination de l'angle β de l'échantillon et de la hauteur h_0 à la sortie du tambour. Avec nos données expérimentales, les écarts entre nos résultats et ceux de Saeman (1951) et Colin *et al.* (2015) sont dues à des incertitudes expérimentales (type de dispositif, conditions expérimentales...), à la différence d'échantillon et sur la taille de particule utilisées. Ce ne fut pas le cas pour le modèle proposé initialement par Saeman (1951) et Colin *et al.* (2015). L'amélioration apportée ici réside sur la détermination de l'angle de repos de la matière première et de la hauteur de sortie (qui est une donnée fixée comme conditions aux limites dans l'étude de Saeman). Dans la zone définie par $\{z=2,8 - 4 \text{ m}\}$ (voir figure 3-32), les modèles prédisent une brusque diminution de la hauteur du lit différente de celle rencontrée dans la réalité expérimentale.

Enfin, le fait d'avoir introduits de faibles coefficients correctifs des effets des paramètres (β et h_{0i}), montre bien la sensibilité du modèle de Saeman et la nécessité de le validé au préalable pour mener des simulations beaucoup plus avancées. Ces améliorations apportées dans la présente étude permettent une prédiction plus précise à court terme de l'écoulement de la coque de palme, d'arachide et de cajou dans un tambour rotatif et à long terme une meilleure maîtrise de la thermochimie lors des procédés thermiques. En effet, pour une meilleure connaissance de la contribution de l'ensemble des mécanismes de transfert de chaleur au chauffage de la charge lors de tels procédés, la connaissance du profil de la hauteur locale du lit le long du tambour est donc essentielle. Et c'est dans cette optique s'inscrit la première étape de Détermination de l'angle de repos, qui à travers ses variations influe fortement sur les réactions chimiques (Descoins, 2004). Donnée permettant ainsi de prédire le profil du lit et par conséquent d'avoir une idée du transfert de chaleur et de masse lors des opérations thermochimiques.

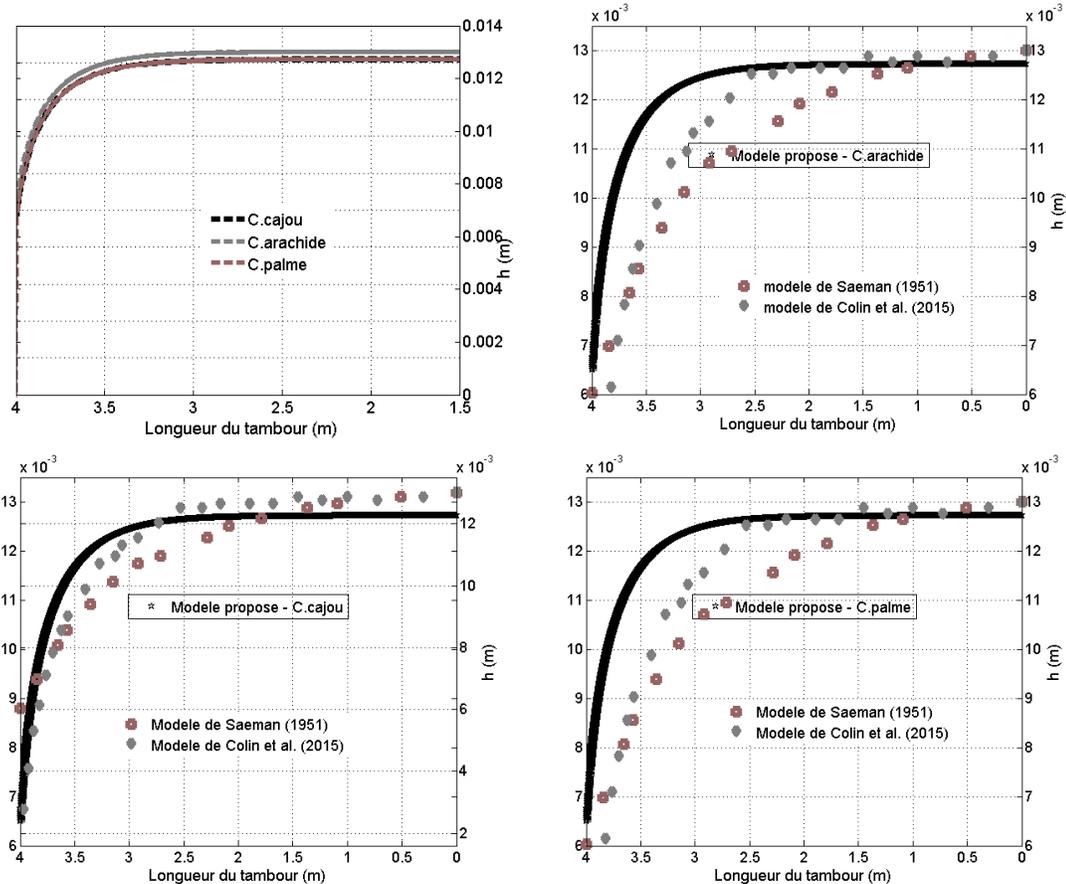


Figure 3- 32 : Variation de la hauteur locale de chargement en fonction de la longueur du tambour

Cette étude mesure ainsi l'importance de toute étude expérimentale et numérique, à l'échelle pilote et semi-industrielle, pour une meilleure conception, dimensionnement des équipements de traitement de matériaux granulaires, de biomasse solide. Elle permet aussi l'amélioration des performances de transport de ces produits passant par une modélisation mathématique de leurs mouvements en tambour tournant. Il a été conclu Ndiaye (2009) et Dirion (2012) que les parois d'un four tournant jouent un rôle majeur sur la qualité du transfert de chaleur à l'intérieur du four. Dans le but de dimensionner notre unité de pyrolyse de la coque de palme, d'arachide et de cajou, dans le paragraphe suivant nous allons prédire le temps de séjour de ces échantillons.

3.7 Prédiction du temps de séjour de la matière première

Plusieurs auteurs, à travers la littérature, montrent que le temps de séjour moyen des matériaux solides dans un four rotatif demeure l'un des paramètres les plus importants ; en effet, il influence directement le transfert de chaleur, mais détermine également le degré de réactivité (réaction chimique) des gaz avec le matériau considéré (Li S.Q *et al.* 2002). La charge du tambour se déplace vers la sortie en mode spirale (Mohammad *et al.* 2012), sur la base de la géométrie et du mécanisme impliqué sur l'écoulement de cette charge font que les propriétés dynamiques de l'échantillon le long du tambour se doivent d'être examinées pour connaître leur temps de parcours. Ainsi, pour optimiser la conception et le fonctionnement du four rotatif, il est également nécessaire de développer des expressions empiriques simplifiées visant à une bonne prédiction de

l'écoulement de la charge solide. A l'origine, Sullivan *et al.* (1927), dans leurs études expérimentales sur la détermination des temps de séjour de matières solides en four cylindrique rotatif, ont mis en évidence une équation empirique (3-19) corrélant diverses variables expérimentales et géométriques. Les relations permettant d'estimer le temps de séjour moyen dans un cylindre sont nombreuses ; en effet la diversité des travaux pour sa détermination a fait que le nombre de relations existant et mettant en évidence le temps de séjour moyen axial pose parfois le problème de leur validité et de leur utilisation quand on change de support d'étude ou d'échantillon. Une liste non exhaustive d'équation de temps de séjour d'écoulement est récapitulée dans la suite.

Des auteurs eux se sont attachés à proposer des relations du temps de séjour de l'échantillon dans le four prenant en compte certains paramètres. C'est notamment le cas de Chattrjee *et al.* (1983), qui considèrent que le débit volumique du solide a une influence sur ce temps (équation 3-18).

$$\tau = 0,1026 \frac{L^3}{Q_v} \left(\frac{\beta}{\theta} \right)^{1,054} \left(\frac{Q_v}{nL^3} \right)^{0,981} \left(\frac{L}{2R} \right)^{1,1} \quad (3-18)$$

Ne travaillant pas avec un débit volumique du solide cette relation 3-18 est éliminée du choix d'investigation du temps de séjour.

A partir de ces travaux, Ang *et al.* (1998), proposent une relation 3-19 synthétique qui peut être résolue numériquement et pour laquelle ils suggèrent une condition limite (hauteur du lit à la sortie du four) adaptée au four et au produit considéré.

$$\tau = 21,5L(H^D)^{0,2} n^{-0,98} \theta^{0,16} \dot{m}_s (2R)^{-1} \quad (3-19)$$

Dans cette partie nous sommes aux tests expérimentaux du temps de séjour donc la résolution numérique est aussi éliminée dans ce paragraphe.

Dans la présente étude, l'équation de Sullivan *et al.* (1927) a été mise à contribution afin de mesurer le temps de séjour de nos échantillons:

$$\tau = \frac{1,77L \times \beta^{0,5}}{2Rn\theta} \quad (3-20)$$

En s'inspirant de la relation proposée par Sullivan *et al.* (1927), les résultats obtenus sont regroupés sur les figures 3-29, 3-30 et 3-31.

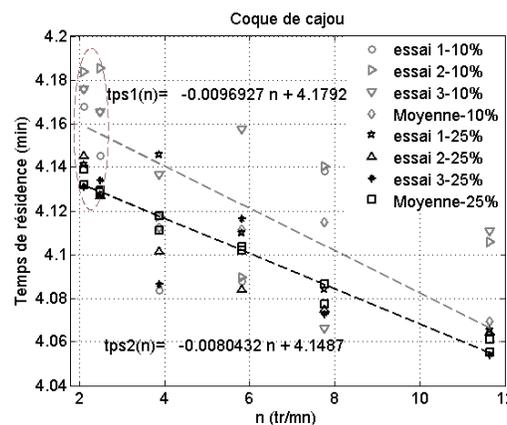


Figure 3- 33 : Temps de séjour de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation (tambour D₁)

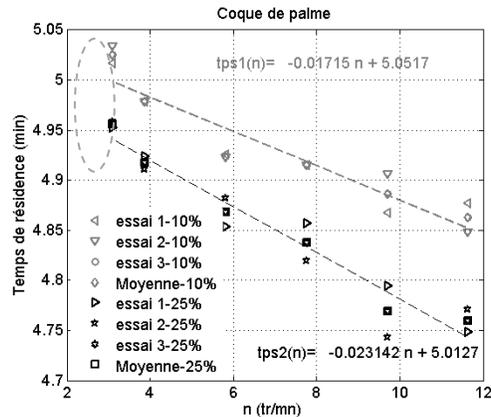


Figure 3- 34 : Temps de séjour de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation (tambour D₁)

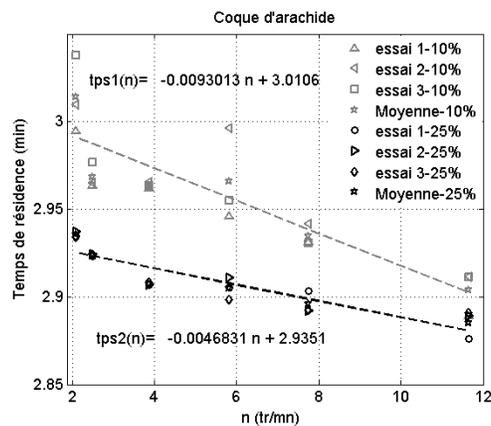


Figure 3- 35 : Temps de séjour de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation (tambour D₁)

Sur ces graphes, on remarque que le temps de séjour décroît avec l'augmentation de la vitesse de rotation. De telles remarques ont été faites par Li S.-Q *et al.* (2002) et Wen *et al.* (2009) lors de l'étude du temps de résidence de matières solides. Selon, Wen *et al.* (2009), la diminution du temps de séjour en fonction de l'augmentation de la vitesse de rotation, peut être expliquée par le fait que le transport axial des particules se produit principalement dans la couche active de la surface du lit, tandis que les particules de la zone d'écoulement sont transportées vers le haut par rotation.

Décrit dans la littérature comme un paramètre important affectant la morphologie du char lors de la pyrolyse, le temps de séjour reste donc un paramètre important à déterminer au préalable. Sur toutes les conditions expérimentales, la corrélation 3-19, peut être réécrite dans notre cas par les équations ci-dessous :

➤ pour la coque de cajou :

$$\tau_{c.cajou} = 1,49 \frac{L \times \beta_{c.cajou}^{0,5}}{2Rn\theta} \quad (3-21)$$

➤ pour le cas de la coque de palme :

$$\tau_{c.palme} = 1,80 \frac{L \times \beta_{c.palme}^{0,5}}{2Rn\theta} \quad (3-22)$$

➤ et dans le cas de la coque d'arachide :

$$\tau_{c.arachide} = 1,07 \frac{L \times \beta_{c.arachide}^{0,5}}{2Rn\theta} \quad (3-23)$$

$\beta_{c.cajou}$ est l'angle de repos de la coque de cajou, $\beta_{c.palme}$ défini l'angle de repos dynamique de la coque de palme et $\beta_{c.arachide}$ est de la coque d'arachide.

En se basant sur les considérations précédentes (la vitesse de rotation, l'inclinaison, l'angle de repos de l'échantillon), nous cherchons à connaître comment évolué le rapport L/D d'un tambour en fonction du temps. Ce rapport est une variable géométrique sans dimension, qui peut être utilisé pour estimer les dimensions du tambour. L/D peut être également utilisé pour décrire le mouvement de l'échantillon dans le dispositif tournant. Les résultats obtenus de l'évolution du rapport L/D sont regroupés sur la figure 3-32. Cette figure montre la dépendance du temps de résidence sur le rapport L/D. Nous pouvons noter pour chaque échantillon, que le résultat obtenu de ce rapport augmente avec le temps de résidence. Par conséquent, la différence entre les tendances des échantillons augmente avec le temps.

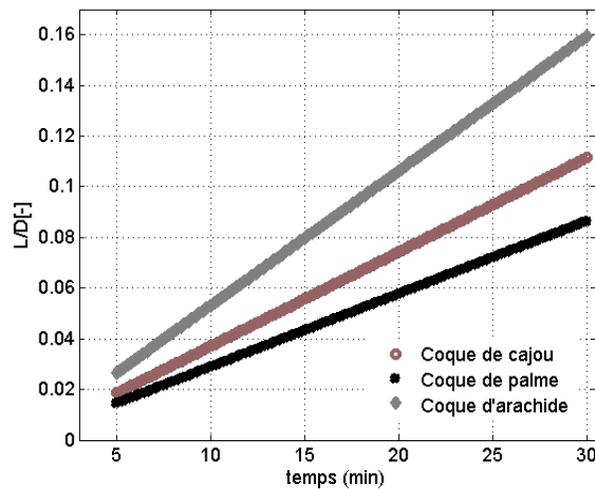


Figure 3- 36 : Variation du rapport de dimensionnement du tambour en fonction du temps de séjour

Tableau 3- 13 : Résumé des paramètres de dimensionnement du tambour

Echantillon	K°	$\beta(^{\circ})$	$n(\text{tr}/\text{mn})$	$\theta(^{\circ})$	Remplissage(%)	$\rho (\text{kg}/\text{m}^3)$
C. palme	1,80	42,50	2,10	1,00	10,00	591,00
C. cajou	1,49	39,75	2,10	1,00	10,00	326,00
C. arachide	1,07	38,75	2,10	1,00	10,00	102,00

3.8 Récapitulation des résultats de caractérisation dynamique des échantillons

Avec la simulation nous avons effectué l'étude des paramètres influençant l'évolution du profil de la hauteur locale de la charge le long du tambour. Cette étude montre que Q_v (débit volumique), θ (angle d'inclinaison), et n (vitesse de rotation) sont des paramètres primordiaux. A la sortie de cette étude, nous nous sommes fixés comme objectif de déterminer l'angle, β et la hauteur, h_0 du lit à la sortie du tambour en fonction de la géométrie du tambour et des conditions expérimentales. Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau suivant.

⁶⁶ Une constante de l'équation de Sullivan propre à nos échantillons

Tableau 3- 14 : Récapitulatif des paramètres de l'étude hydrodynamique

Echantillon	$\beta(^{\circ})$	n(tr/min)	$\theta(^{\circ})$	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$h_{0i}(\text{m}) \times 10^{-3}$
C. palme	39,00-43,00	2,10-11,66	0,50-3,00	591,00	4,00-8,00
C. cajou	35,00-40,00	2,10-11,66	0,50-3,00	326,00	6,00-9,00
C. arachide	34,00-39,00	2,10-11,66	0,50-3,00	102,00	5,00-9,00

Des expériences du mouvement des coques de palme, de cajou et d'arachide au sein d'un tambour tournant ont été effectuées pour une mise en évidence du caractère dynamique, intrinsèque de l'échantillon (l'angle de repos et la masse volumique) et de la hauteur du lit à la sortie du tambour. La connaissance de l'angle de repos et de la hauteur du lit à la sortie du tambour est indispensable pour la résolution de l'équation du modèle de Saeman. Le montage expérimental constitué principalement de trois tambours tournants de diamètres et de longueurs différents a été mis en œuvre. Des techniques de mesures et de calculs ont été mises au point pour déterminer l'angle de repos dynamique et la hauteur à la sortie du tambour pour les trois échantillons.

A partir de tous les résultats expérimentaux obtenus sur l'angle de repos dynamique et sur la hauteur à la sortie du tambour pour les échantillons utilisés, les paramètres dynamiques ont été identifiés et listés dans le tableau 3-14.

Les résultats ont montré que l'angle de repos des échantillons varie en fonction de :

- l'angle d'inclinaison, car il augmente avec l'angle de repos ;
- taux de remplissage, par ce que l'augmentation du taux de remplissage influe dans le sens de diminuer la valeur de l'angle de repos dynamique ;
- la vitesse de rotation (2,1 à 11,66 tr. min⁻¹), son augmentation entraîne une diminution de l'angle de repos de la matière solide ;
- la nature du matériau, l'effet du type de l'échantillon est identifié par sa masse volumique ; cette dernière influe sur la valeur de l'angle de repos du matériau utilisé.

La variation du temps de séjour est différente d'un échantillon à un autre ; à l'échelle semi-industrielle ou industrielle, il serait important d'ajuster la vitesse de rotation pour avoir le temps nécessaire pour le traitement thermique des échantillons.

Sur la base de la résolution numérique de l'équation du modèle de Saeman, nous avons utilisé les données expérimentales de β des échantillons et h_0 à la sortie du tambour ($z=4$ m) pour obtenir les résultats de la figure 3-35.

Par ailleurs, il faut rappeler qu'il n'existe pas d'études hydrodynamiques antérieures sur la détermination de la propriété intrinsèque de ces coques de palme, de cajou et d'arachide.

L'analyse de l'équation (3-3) démontre les principales raisons de la progression axiale de la charge : vitesse de rotation (n), inclinaison du tambour (terme $\tan(\theta)$), angle de repos de l'échantillon ($\cos(\beta)$ et $\tan(\beta)$) et angle local de pente (dh/dz). La résolution de cette équation du modèle de Saeman permet à priori dans une première étape alors d'accéder à l'information des transferts de chaleur lors d'opérations thermiques de la charge.

Après l'étude des paramètres influençant sur l'angle de repos β , les conditions initiales pour résoudre $h(z)$ ont été déterminées. Ainsi, partant de la connaissance des dites caractéristiques hydrodynamiques de la matière première utilisée, le temps de parcours de moyen des échantillons a été prédit dans le but de dimensionner notre unité de pyrolyse et que les meilleures dimensions sont $L/D \geq 0,05$.

Avec des moyens expérimentaux mis à notre disposition, il a été possible de déterminer les deux paramètres fondamentaux (angle de repos de la matière première et la hauteur du lit à la sortie du tambour, tous en fonction des conditions expérimentales). L'angle de repos dynamique et la hauteur h_{0i} permettront de calculer les flux de chaleur dans un four, utilisant le modèle thermique d'Idriss (2007), et de Dirion (2012).

La modélisation d'un lit de résidu en rotation dans un four/tambour tournant demeure très complexe car nécessitant une bonne connaissance, représentation des paramètres de couplages entre les propriétés rhéologiques de l'échantillon, les paramètres géométriques du four/tambour et la variation de la hauteur locale (surface active) qui est le siège du transfert de chaleur ; en particulier dans le cas du traitement thermochimique de la biomasse solide.

Cependant, le modèle thermique que nous n'avons pas pu développer durant ce travail pour des raisons techniques et sur la base des résultats obtenus sur le modèle à froid, doit prendre en charges les fondamentaux ci-dessous nécessaires à sa meilleure description :

- pouvoir être couplé au modèle de transport ($h(z)$),
- pouvoir prendre en compte les effets des paramètres expérimentaux et des propriétés rhéologiques de la matière solide.

Dans le chapitre 4 à venir, et une fois l'étude de la dynamique d'écoulement des coques de cajou, d'arachide et de palme, nous présenterons les résultats de la valorisation thermochimique de ces différentes biomasses.

Chapitre 4 : Résultats & discussions de la gazéification des chars

Ce chapitre présente les résultats et discussions des essais de la gazéification des chars de coques de cajou, de palme et d'arachide. Le but du présent travail est d'examiner les paramètres susceptibles d'influencer les performances de la gazéification des différents chars utilisés.

4.1 Gazéification des chars

Afin d'examiner l'influence des paramètres expérimentaux ainsi que ceux liés à la nature de la biomasse sur la gazéification, plusieurs essais des chars issus de la pyrolyse des biomasses sélectionnées, ont été effectués à l'aide d'une installation instrumentée et équipée d'un réacteur à lit fixé.

Les essais de gazéification ont été réalisés en utilisant le dioxyde de carbone et/ou de la vapeur d'eau comme réactifs à différentes températures et pour différentes tailles de particules (Cf. chapitre 2).

L'analyse et le suivi, en temps réel des gaz issus des réactions de gazéification des différents échantillons ont permis de déterminer la variation du taux de conversion du char (X) en fonction du temps de séjour, selon la méthode décrite dans le chapitre 2. Ces résultats du taux de conversion ont permis d'évaluer les mécanismes de conversion des chars utilisés. Pour une fiabilité de nos résultats, chaque essai fut répété pour en garantir la répétabilité du résultat. La figure 4-1, est un exemple illustratif de la répétabilité des résultats obtenus sur la gazéification du char issue des coques de cajou (taille de particules, 0,63 mm), à l'aide du CO_2 , (L'annexe B.1 donne un aperçu pour les températures de 1 000 °C et 1 050 °C).

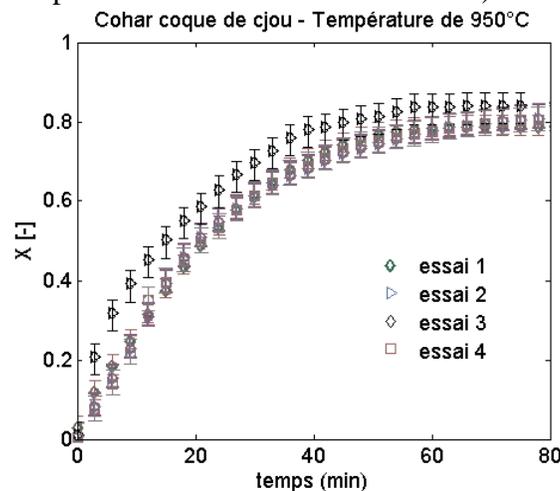


Figure 4- 1 : Répétabilité des résultats (4 essais) de gazéification donnant la variation du taux de conversion du solide en fonction du temps

A partir de la comparaison des résultats issus de 4 essais (figure 4-1), nous pouvons constater, qu'au-delà d'un taux de conversion de 20 %, une dispersion des points. Cette dispersion reste assez faible et est $\leq 5\%$ pour un taux de conversion compris entre 0 et 20 %. Par contre, au-delà de ce taux de conversion (20 %), les erreurs expérimentales observées deviennent plus importante ($\geq 5\%$). Ces erreurs peuvent provenir :

- des incertitudes liées à la fluctuation de la température lors des essais de gazéification ; elles sont plus importantes pour les plus grandes températures (1000 °C et 1050 °C) (Cf. en annexe B.3) ;
- des incertitudes sur les appareils de mesure (débitmètres, balances, micro-GC...)

→ des incertitudes liées au manipulateur (mauvaise appréciation de la fin de pyrolyse et du début de la gazéification, délai non négligeable entre l'injection du réactif et le début de l'enregistrement des données,...).

Ainsi, compte-tenu de ces erreurs, les résultats présentés ci-dessus sont des valeurs moyennes émanant de 4 essais successifs.

4.1.1 Effet de la température

Dans les réactions de gazéification, la température est un paramètre qui a une influence fondamentale sur la conversion du char. Afin de mieux voir l'influence de ce paramètre, nous avons comparé les résultats donnant la variation du taux de conversion ainsi que la variation de l'indice de demi-réaction

a-Effet de la température sur la variation du taux de conversion du coke

La température de réaction est l'un des paramètres expérimentaux les plus importants qui peut affecter la cinétique ainsi que la réactivité des réactions de gazéification en raison de l'équilibre entre les réactions endothermiques impliquées (Fermoso *et al.* 2009 et Zainal *et al.* 2010). Cette partie est consacrée à l'étude de l'influence de la température sur la conversion des chars issus de la pyrolyse des différents échantillons testés.

Plusieurs essais de gazéification ont été effectués sur les chars issus de la pyrolyse des coques de cajou, de palme et d'arachide à des températures variant de 950 à 1050 °C, en utilisant le dioxyde de carbone, la vapeur d'eau et le mélange des deux, comme réactifs.

Un exemple de résultats obtenus à partir de ces essais de gazéification sur le char de coque de cajou, de coque de palme, et sur le char de la coque d'arachide sont regroupés respectivement dans les figures 4-2, 4-3 et 4-4 (Cf annexe 3 pour le reste et aussi ceux concernant les résultats de la gazéification des chars issus de la pyrolyse du bois d'anacardier, de kaïcedrat et des tiges de coton).

A partir de ces résultats, nous pouvons constater une évolution exponentielle de la variation du taux de conversion avec l'augmentation de la température et ce quel que soit le réactif utilisé ; ces résultats suivent bien la loi d'Arrhenius. Nous remarquons, à partir de ces résultats que le temps de conversion diminue avec l'augmentation de la température. Nous pouvons constater sur ces figures (4-2, 4-3 et 4-4) qu'en fixant le taux de conversion du char à 60 %, le temps obtenu pour une température de 950 °C est plus important que celui obtenu à 1000 °C et ce dernier demeure plus élevé que le temps obtenu à une température de 1050 °C. Ces résultats sont en accord avec les résultats obtenus par Thilakavathi *et al.* (2011), Van de Steene *et al.* (2011), Guizani *et al.* (2013) et Skodras *et al.* (2015). Ollero *et al.* (2003), qui ont travaillé notamment sur la gazéification de résidu d'olive sous dioxyde de carbone. En effet, ils ont montré que la réactivité de gazéification est cinq fois plus rapide à 950 °C qu'à 800 °C. Ces auteurs (Ollero *et al.* 2003) ont tenté d'expliquer que la dépendance de la conversion du char vis-à-vis de la température est due à la forte production des gaz lors de l'augmentation de la température. En effet, la température contribue principalement à vaincre la première barrière que constitue l'énergie d'activation lors d'une réaction chimique (loi d'Arrhenius). A cet effet, elle (la température) agit directement sur les constantes cinétiques de la réaction et donc sur la réactivité.

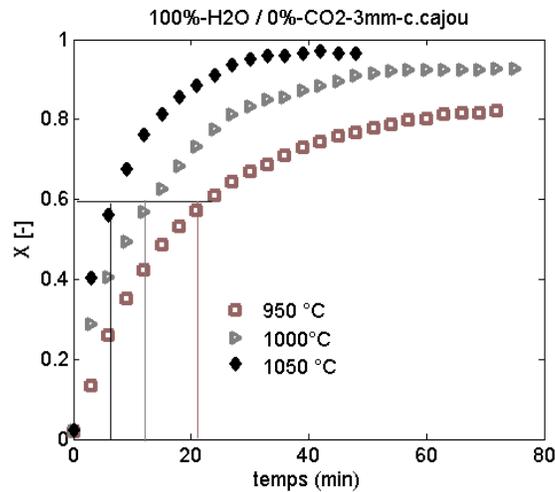


Figure 4- 2 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques de cajou

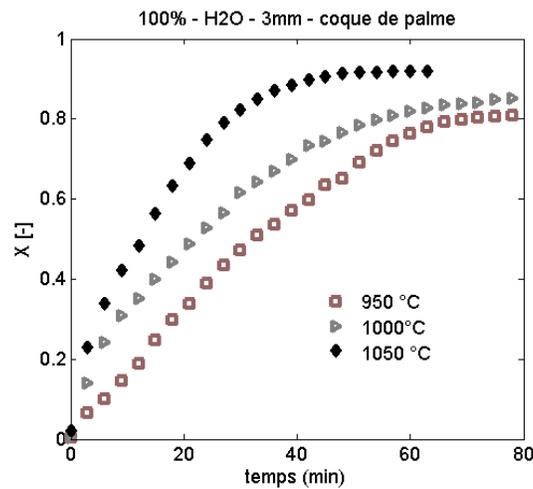


Figure 4- 3 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques de palme

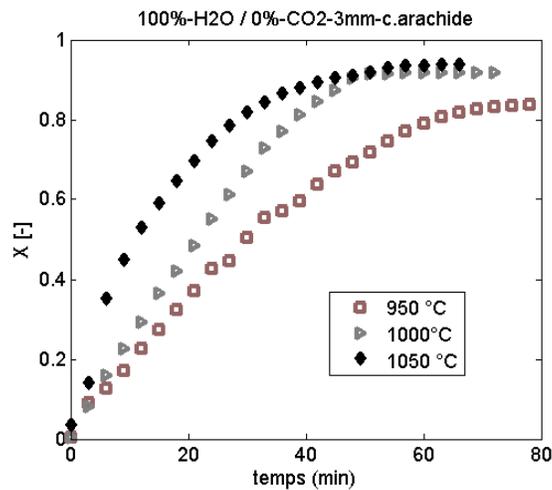


Figure 4- 4 : Influence de la température sur le taux de conversion du char issu de la pyrolyse des coques d'arachide

Afin de d'étudier l'effet de la température sur la réactivité des chars, nous avons utilisé trois modèles sur la base des considérations issues de la littérature :

- En effet, Skodras *et al* (2015) présentent le modèle de volume de la réaction (VRM) comme étant très efficace pour une description de résultats expérimentaux ;
- D'autre part, Kezhen *et al* (2015), expliquent que les modèles de cœur rétrécissant (SCM) et à pores aléatoires (RPM) demeurent les plus utilisés pour étudier le comportement cinétique lors de la gazéification de char et de charbon minéral.

b-Utilisation de l'indice de demi-réaction de VRM et RPM pour évaluer l'effet de la température

Dans le but d'évaluer l'effet de la température sur l'indice de demi-réaction décrit par Takarada *et al.* (1985) ainsi que par d'autres auteurs tels Yonghui *et al.* (2014), nous définissons ainsi la vitesse de la demi-conversion, $R_{0,5}$ par :

$$R_{0,5} = \frac{0,5}{t_{0,5}} \quad (4-1)$$

Avec t_{50} le temps de demi-conversion du char (50 %).

Afin de mieux voir l'effet de la température sur la vitesse de réaction de la gazéification des chars issus de la pyrolyse des différents échantillons (coques de cajou, de palme et d'arachide), nous avons tracé la variation de la vitesse de demi-réaction (définie par la relation 4-1), en fonction du temps en utilisant les données du taux de conversion en $X=0$ et à $X=0,5$ des modèles VRM et RPM. Contrairement à Skodras *et al.* (2015), qui ont utilisé un modèle (VRM) pour étudier le comportement de la gazéification du char au CO_2 , nous avons utilisé deux modèles (VRM et RPM) pour interpréter l'effet de la température sur la cinétique de conversion des chars. Ainsi, le modèle VRM est utilisé pour décrire l'évolution chimique de la conversion des particules de coke (Pooya *et al.* 2013). Hyo *et al.* (2014) et de Skodras *et al.* (2015), stipulent qu'avec le VRM, la réaction est uniforme pour une taille de particule donnée. Par ailleurs le modèle RPM a été utilisé car sa description de la réaction du solide est basée sur l'hypothèse d'une réactivité se produisant avec la variation de la taille des pores (Kezhen *et al.* 2015).

Les résultats obtenus pour les chars issus de la pyrolyse des coques de cajou, de palme et d'arachide, sont regroupés respectivement dans les figures 4-5, 4-6, et 4-7.

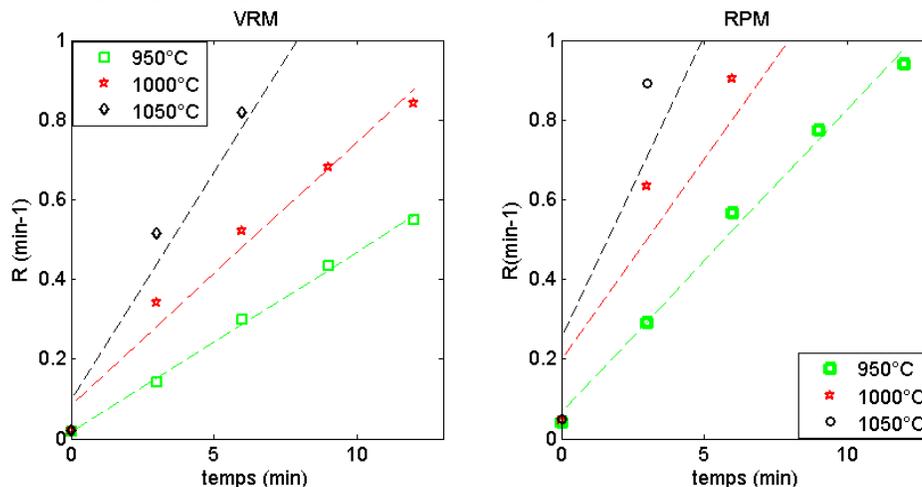


Figure 4- 5 : Détermination de la vitesse de conversion par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque de cajou

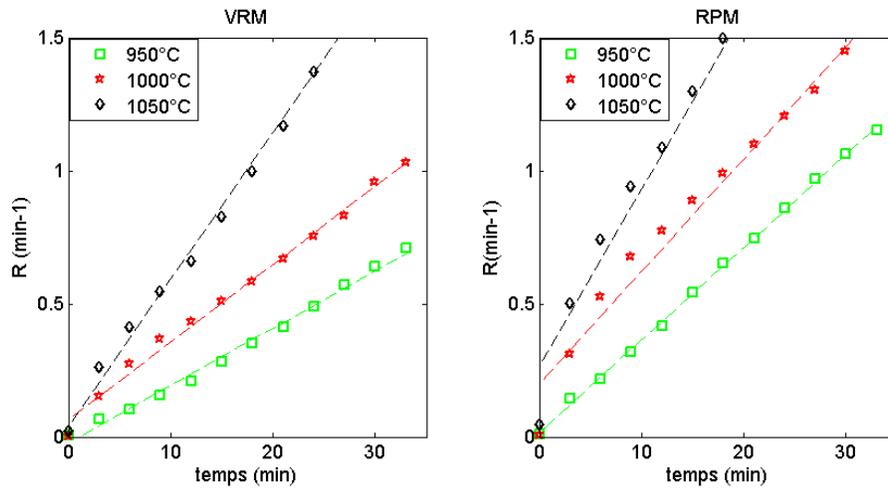


Figure 4- 6 : Détermination de la vitesse de réaction par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque de palme

A partir de ces résultats, nous pouvons constater que la température a une grande influence sur la réactivité du char. Par ailleurs, les différents profils obtenus par utilisation des modèles VRM et RPM décrivent bien l'influence de la température sur la cinétique de gazéification. En effet, une augmentation de la température de réaction de 50 °C pouvait réduire de 2 à 6 fois les temps de conversion du char, comme cela a été confirmé par plusieurs auteurs, (Lv *et al.* 2004, Guizani *et al.* 2013, et Skodras *et al.* 2015).

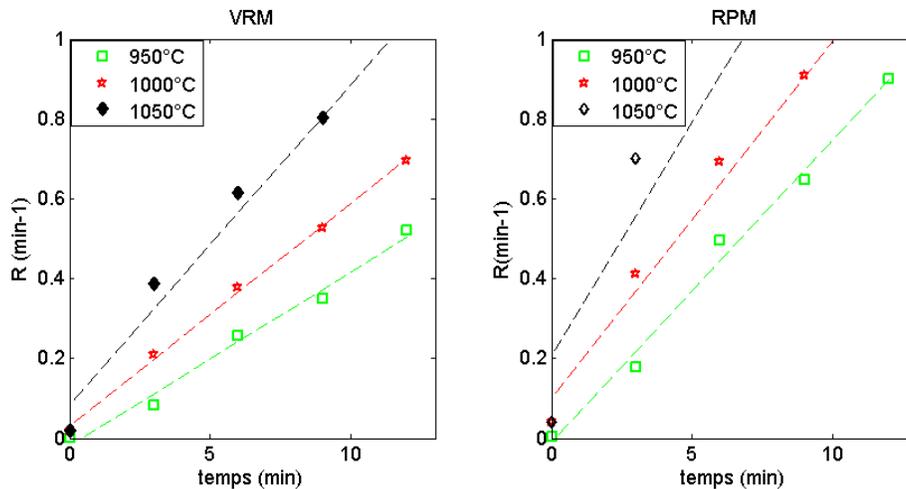


Figure 4- 7 : Détermination de la vitesse de réaction par application des modèles cinétiques (VRM et RPM) dans le cas du char de coque d'arachide

4.1.2 Influence de la taille des particules sur le profil du taux de conversion du char

Afin d'étudier l'influence de la taille des particules sur la réactivité des différents chars testés, nous avons réalisé des essais de gazéification des chars issus de la pyrolyse des différentes biomasses avec des tailles de particules allant de 0,63 à 30 mm. Ces essais ont été réalisés en utilisant le CO₂, la vapeur d'eau et le mélange des deux réactifs, avec des températures de réaction de 950, 1000 et 1050 °C. Les résultats obtenus à partir de ces essais sont regroupés dans les figures 4-8, 4-9 et 4-10, pour les chars issus de la pyrolyse des coques de cajou, de palme et

d'arachide, respectivement. Pour les autres échantillons que sont les chars du bois de kaicédrat et d'anacardier, leurs résultats sont consignés en annexe 3, paragraphe B-2.

Dans le cas du char issus des coques de cajou, nous avons réalisé des essais de gazéification sur des tailles de particules de 0,63 mm, 3 mm et 30 mm. Les résultats obtenus à partir de ces essais sont présentés sur la figure 4-8 et montrent que la taille des particules n'a pas d'influence sur l'évolution du taux de conversion durant les vingt premières minutes de la gazéification, ce qui est en accord avec les observations faites par Adanez *et al.* (1985) et Sansha *et al.* (2013). Par ailleurs, on remarque qu'au-delà de 20 min, le taux de conversion du char de coque de cajou reste affectée par la taille des particules ; qui demeure très marqué pour l'échantillon ayant une taille moyenne de 30 mm avec une conversion maximale avoisinant les 75 %. Au-delà de l'effet de la structure des pores et de la structure texturale du char vis-à-vis de la vitesse de conversion de la particule (Tagutchou 2008), le faible taux de conversion constaté pour une taille de particule de 30 mm pourrait être dû au fait que la grosse taille de particule génère plus de cendres comparée aux particules de petites tailles. Par exemple nous avons obtenu une quantité en moyenne de 0,12 g de cendres pour les particules de 0,63 mm et 3,31 g de cendres pour celles de 30 mm.

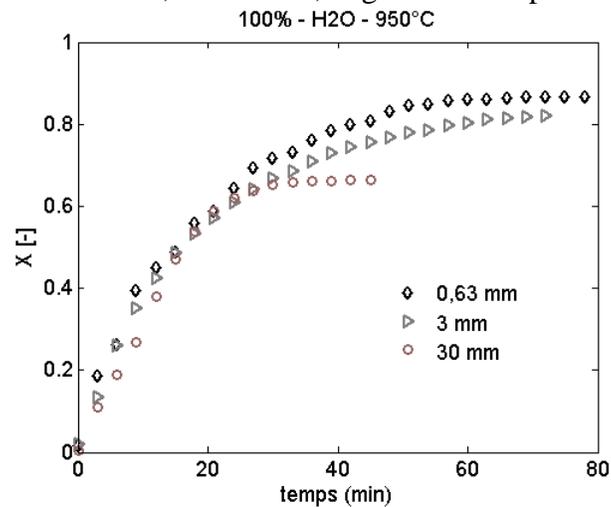


Figure 4- 8 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de la coque de cajou

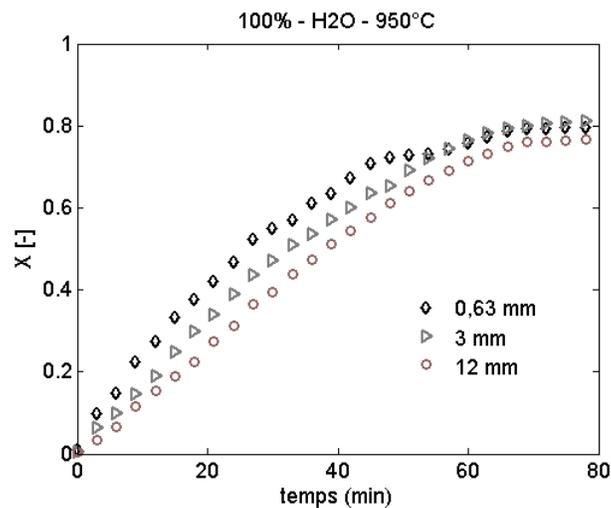


Figure 4- 9 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de coque de palme

Dans le cas du char issu des coques de palme, ces essais ont été effectués sur des échantillons ayant des tailles de 0,63 mm, 3 mm, et 12 mm.

Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 4-9 et montrent que la variation du taux de conversion du char de la coque de palme diminue avec l'augmentation de la taille des particules. Ce phénomène peut être expliqué par la diffusion, qui devient de plus en plus important avec l'augmentation de la taille des particules, constants identiques de ceux de Wei *et al.* (2014) et Yonghui *et al.* (2017).

Pour le char issu de la pyrolyse des coques d'arachide, seuls les échantillons ayant des tailles de particules de 0,63 et 3 mm ont été testés et comparés ; les résultats correspondants sont présentés sur la figure 4-10. A partir de ces résultats, nous pouvons également constater une amélioration du taux de conversion avec la diminution de la taille des particules.

Ce constat a été observé également par plusieurs auteurs tels que Wei *et al.* (2014), qui ont travaillé sur du charbon minéral pour des particules de tailles allant de <40 à 500 μm ; Paviet *et al.* (2008) sur des particules de 0,1 mm et 0,47 mm. Par contre, Mani *et al.* (2011), et Mermoud *et al.* (2006), qui ont travaillé sur des tailles de particules plus importantes, entre 10 mm et 30 mm, constatent dans leur cas, qu'il n'existe pas d'influence significative de la taille des particules sur la cinétique de conversion des chars correspondants.

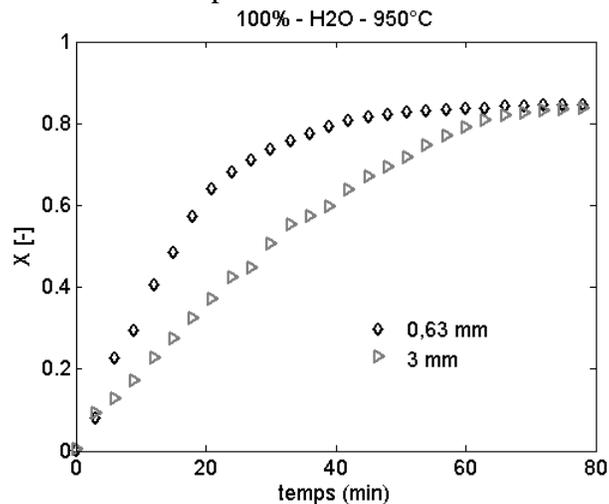


Figure 4- 10 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de coque d'arachide

4.1.3 Influence de la nature des réactifs sur la réactivité des chars

Pour l'étude de l'influence de la nature des réactifs gazeux sur la réactivité, nous avons réalisé des essais de gazéification des chars issus de la pyrolyse des différentes biomasses avec de la vapeur d'eau, H₂O, du CO₂ et avec des mélanges CO₂/vapeur d'eau dans des proportions volumiques définis ci-après : 75/25, 50/50 et 25/75. Les résultats obtenus à partir de ces essais sont regroupés dans les figures 4-11, 4-12 et 4-13 respectivement pour le char de coques de cajou, de palme et d'arachide. A partir des résultats montrant la variation du taux de conversion du char en fonction du temps pour différentes proportions de gaz réactifs, nous pouvons constater que l'on obtient une meilleure réactivité des chars avec la vapeur d'eau comparée à celle avec du CO₂ et ce quel que soit la biomasse utilisée. On peut constater également que ces chars sont moins réactifs avec les mélanges (CO₂/H₂O) que lors de l'utilisation séparée des dits réactifs (H₂O ou CO₂ purs) et que cette réactivité augmente avec l'augmentation de la proportion de vapeur d'eau dans le mélange. Ce constat a été observé quel que soit la température de réaction

testée ou le char utilisé (l'annexe B.5 présente la suite des résultats obtenus à des températures de 950 et 1000 °C).

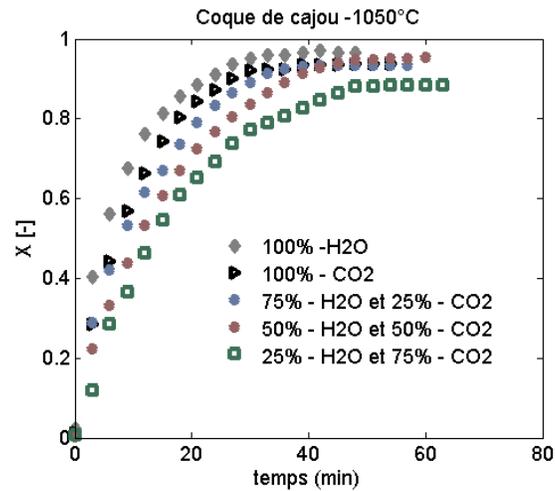


Figure 4- 11 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de cajou

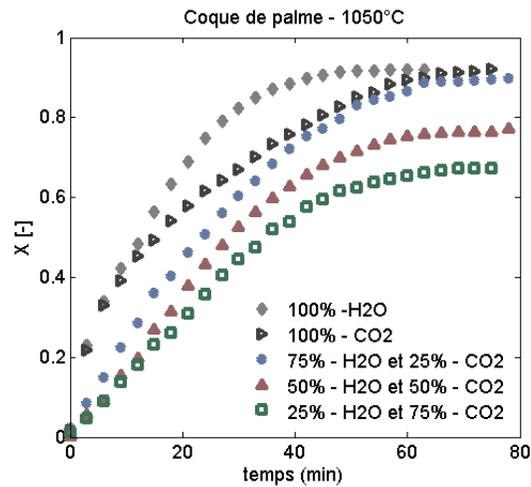


Figure 4- 12 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de palme

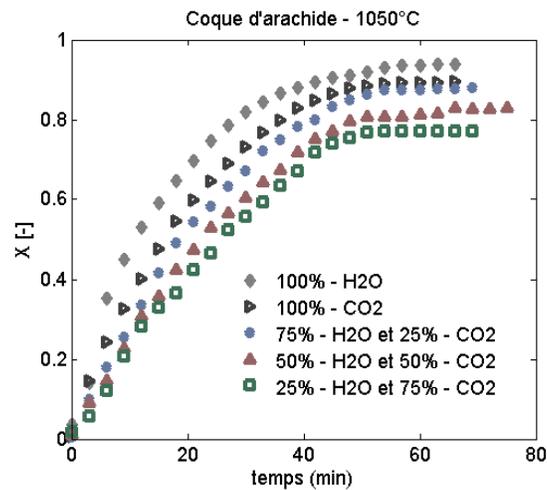


Figure 4- 13 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque d'arachide

Ces résultats peuvent être expliqués par un effet inhibiteur de CO₂ sur la réactivité du char en présence de la vapeur d'eau. En effet, si on se base sur l'idée selon laquelle les deux réactifs (H₂O/CO₂) n'ont pas les mêmes tailles moléculaires (Satoshi *et al.* 2013) nous pouvons imaginer qu'ils ne réagissent pas sur les mêmes sites actifs du char et cela pourrait donc être une raison impactant la réactivité des chars pour des mélanges riches en CO₂. Par ailleurs, cela peut également être expliqué par l'effet inhibiteur du CO sur la production de H₂ prôné par Chao *et al.* 2013.

4.1.4 Influence de la nature de la biomasse sur la réactivité du char

L'effet du type de char a longtemps été étudié par plusieurs chercheurs (Ye *et al.* 1998, Takarada *et al.* 1987, Beamish *et al.* 2007, Zhang *et al.* 2008, et Liang *et al.* 2014). Ye *et al.* (1998) ont souligné qu'il n'y a pas de tendance générale en ce qui concerne l'effet du type de char sur la réactivité. Ils se sont basés sur les principales caractéristiques de la biomasse pour étudier la réactivité du char. Ainsi, Beamish *et al.* (2007) ont soutenu le point de vue de Ye *et al.* (1998) et ont testé les réactivités de 18 différents types de charbon. Ils ont constaté que les caractères des charbons de bas rang se sont avérés plus réactifs que les caractères de char de haut rang. Takarada *et al.* (1987) ont conclu que des groupes fonctionnels contenant de l'oxygène agissent comme des sites actifs, ceci pouvant échanger des cations, tel que le sodium, le calcium, le potassium et le fer. Ces auteurs ont ainsi procédé à la méthode dite d'élimination de certains éléments constitutifs du char (élimination des constituants inorganiques inhérents), afin de garantir aux charbons de bas rang une réactivité similaire aux charbons de rang élevé. En effet, il est clair, et ce d'après les études réalisées par les précédents auteurs, que la composition chimique et la structure du char (composition élémentaire, teneur du char en cendres ainsi que la composition chimique des cendres) influent sur la réactivité. Suite aux précédentes observations, une importance particulière sera portée sur l'étude de l'effet de la nature du résidu de biomasse sur la cinétique de conversion.

Une comparaison des résultats des trois chars obtenus sur les tests réalisés dans les mêmes conditions est mise en œuvre afin d'évaluer l'effet de la nature de la matière première obtenue lors de leur pyrolyse à 450 °C. Les tendances obtenues sont présentées sur les figures 4-14, et 4-15. Sur ces figures, nous pouvons noter que, le taux de conversion du char de coque de cajou est supérieur à celui de la coque d'arachide, et ce dernier reste supérieur au taux de conversion du char de coque de palme. Une explication plausible d'une telle réactivité notée sur les différents chars peut être due à la différence structurelle des échantillons, à celle de la surface spécifique et à la composition chimique de ces différents chars. Les différences observées au niveau de la cinétique de conversion de chaque échantillon pourraient être due à la différence de composition des coques (Cf. Chapitre 1) ; composition en cellulose, hémicellulose et lignine.

Comme le souligne Prabir (2013), dans son étude sur les caractéristiques intrinsèques de la biomasse, que les compositions de la biomasse influencent grandement les performances d'un système de conversion de la biomasse par combustion, torréfaction, pyrolyse, ou gazéification. Ces performances du système thermochimique sont fonction de l'ensemble des propriétés caractéristiques de la texture du char. Ces propriétés sont la porosité, la surface réactive, la taille des pores et la direction des fibres.

Au delà de l'analyse sur les paramètres influençant le taux de conversion des différents chars utilisés, nous pouvons aller plus loin en utilisant les modèles cinétiques afin de mieux expliciter les paramètres affectant la cinétique de conversion du char. Et c'est dans ce sens que la figure 4-14 présente les résultats obtenus.

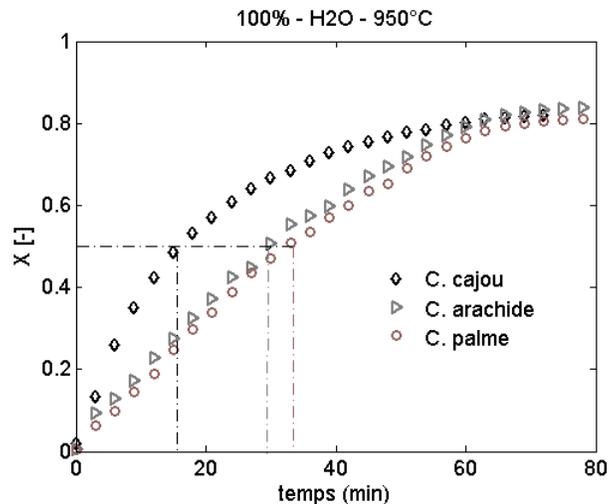


Figure 4- 14 : Influence du type de char sur la conversion du coke

Toutefois, les remarques suivantes peuvent être les raisons de la différence notée sur la cinétique de conversion de nos échantillons :

- la forte présence de cendres (en moyenne 2,64 g) dans le cas du char de la coque d'arachide, ces cendres sont de 0,43 g pour le char de coque de cajou et 0,35 g pour celui de coque de palme ;
- la densité du char de la coque de cajou est moins élevée (0,39 kg/L) que celle de la coque de palme (0,69 kg/L). Ainsi, sur la base de l'équation de diffusivité thermique (équation 1-16 qui est fonction de la masse volumique), on peut en première approximation dire que le char de la coque de cajou aura une vitesse de conversion plus rapide que celle de la coque de palme.
- la coque de palme présente une structure plus dure, plus résistante que les autres échantillons (ici la coque de cajou, et d'arachide), ce peut contribuer à la résistance de son char vis à vis du transfert de chaleur et donc une faible réactivité de ce dernier.

Plusieurs études apparues dans la littérature décrivent bien l'influence de la nature de la biomasse sur la cinétique du char, comme une conséquence de la composition chimique de l'essence initiale, les ratios H/C et O/C et la composition inorganique (cendres).

Les constatations faites dans notre étude peuvent bel et bien être corrélées avec les remarques de Kumar *et al.* (1994), qui montrent que le char d'eucalyptus possédait une réactivité plus faible que celle du char d'acacia obtenu dans les mêmes conditions de pyrolyse (800 °C, sur un temps de séjour d'1 heure et à grande vitesse de chauffe). De même, Tagutchou *et al.* (2007) montrent, lors d'essais de gazéification de bois d'hêtre et de pin maritime, que le char de pin (bois tendre) était plus réactif que le char du hêtre (bois dur). Pour apporter des éléments de réponses supplémentaires sur la compréhension des phénomènes cinétiques observés lors des conversions thermochimiques du char, deux techniques de représentation ont été exploitées dans les paragraphes qui suivent (utilisation d'une fonction empirique et de trois modèles cinétiques).

- **Utilisation de la fonction empirique pour évolution de l'influence de la nature de biomasse**

Afin de mieux évaluer la réactivité des différents chars sous H₂O et/ou CO₂, nous avons utilisé une fonction empirique (Eq. 4-2), définie par Susanna *et al.* (2012) et également utilisée par plusieurs auteurs afin d'examiner la réactivité des chars.

$$F(X) = [(1 - X_t)(\xi X_t + \zeta)] \exp(-\varpi X_t^\sigma) \quad (4-2)$$

où X_t est le taux instantané de conversion du carbone, ξ , ζ et ϖ , les constantes définies par des valeurs finies. En utilisant la variation instantanée du taux de conversion (X), les valeurs de la fonction $F(X)$ ont été obtenues et les tendances sont regroupées dans la figure 4-15. Le tracé de la pente permettant d'apprécier la vitesse de réaction des différents échantillons concernés (ici sous une concentration à 100 % en volume de la vapeur d'eau) montre que la réactivité des chars étudiés suit également l'ordre obtenu dans nos précédentes interprétations (coque de cajou plus réactive que celle d'arachide, et cette dernière de réactivité supérieure à celle de palme). Nous avons noté les mêmes effets sur les deux autres températures (1000-1050 °C) et pour toutes les compositions volumiques de réactifs utilisés (voir annexe 3 B.4)

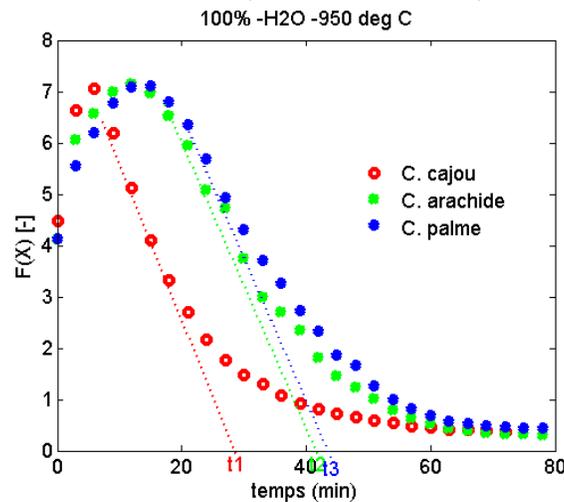


Figure 4- 15 : Influence du type de char sur le taux de conversion du carbone basée sur la fonction empirique

Afin de déterminer les paramètres cinétiques de la gazéification des chars étudiés, sous toutes les conditions expérimentales, trois modèles cinétiques (VRM, SCM et RPM) ont été utilisés pour les raisons justificatives évoquées précédemment (Cf. paragraphe 4.1.5.2).

4.1.5 Paramètres cinétiques

Nous avons vu qu'une augmentation de la température conduit à une accélération de la vitesse de conversion du char. Afin, d'évaluer l'effet des agents oxydants et de la nature de la biomasse sur la réactivité des chars gazéifiés, les paramètres cinétiques ont été déterminés en utilisant les trois modèles déjà décrits précédemment. Ces différents modèles ont permis de déterminer les constantes de vitesse k_{VRM} , k_{SCM} et k_{RPM} pour chaque température réactionnelle utilisée (950, 1000 et 1050 °C). Le principe de détermination de la constante de vitesse de réaction en fonction de la température, est basé sur l'utilisation des résultats de variation du taux de conversion ($X=0$ à $X=0,5$) en fonction du temps. Les résultats sont reportés sous la forme d'un graphe $\ln(k) = \ln(k_0) - E_a / (RT) \rightarrow \ln(k) = f(1/T)$.

4.1.5.1 Influence de la nature des réactifs sur les paramètres cinétiques

Dans le but de rendre plus explicite l'évaluation de la réactivité de la gazéification du char, nous nous sommes basés sur la loi d'Arrhenius (en utilisant les données de la demi-conversion : $X=0$ et à $X=0,5$) pour déterminer les constantes cinétiques correspondant aux modèles choisis. Pour ce

faire, les logarithmes népériens des trois modèles dits ont été adoptés pour interpréter la cinétique de conversion des chars obtenus à partir de la pyrolyse à 450 °C de la coque de palme, de cajou et d'arachide en fonction de la nature du gaz réactif (CO₂, vapeur d'eau et leur mélange). Les résultats obtenus sont regroupés dans les figures 4-16, 4-17 et 4-18, respectivement. A partir de ces résultats, nous pouvons constater, d'une manière générale, que les plus faibles valeurs de l'énergie d'activation sont obtenues pour une concentration volumique de 100 % de H₂O, tandis que le mélange à 25 % de H₂O et 75 % de CO₂ présente les plus grandes valeurs de l'énergie d'activation. En nous appuyant sur les interprétations d'Andrew *et al.* (2015), nous pouvons bien comprendre à travers ces résultats que les faibles valeurs des constantes cinétiques (énergie d'activation) correspondent bien aux réactivités les plus élevées.

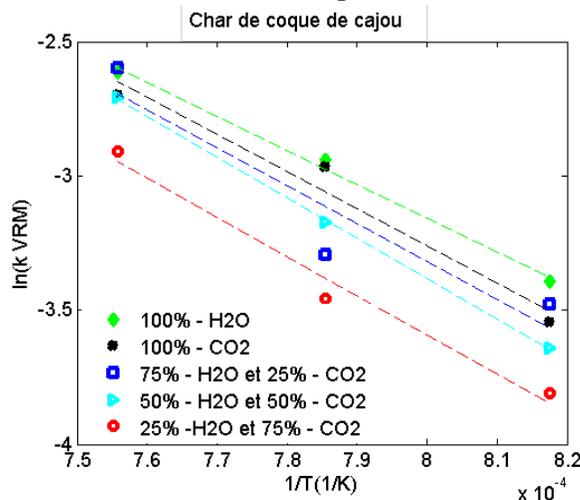


Figure 4- 16 : Ln(k_{VRM}) en fonction de 1/T dans le cas du char de coque de cajou sous différents atmosphères

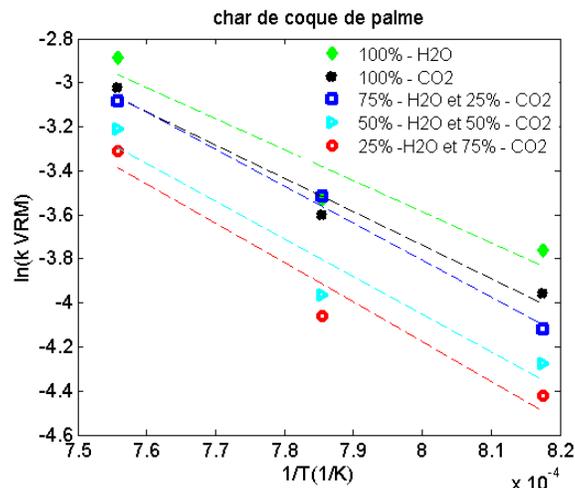


Figure 4- 17 : Ln(k_{VRM}) en fonction de 1/T dans le cas du char de coque de palme sous différents atmosphères

Nous pouvons affirmer que la cinétique de réaction du char en milieu mixte augmente avec l'augmentation de la proportion volumique de la vapeur d'eau dans le mélange et inversement avec l'augmentation de la concentration de CO₂. En effet, l'étude faite par Roberts et Harris (2007) sur la gazéification du char de bois en atmosphères uniques de H₂O, de CO₂ et sous un

mélange des deux gaz, corrobore bien ce phénomène : sous une atmosphère mixte, la vitesse de conversion du char diminue comparativement à celle obtenue en présence de vapeur d'eau pure. Ces auteurs ont proposé un modèle mettant en évidence l'existence d'une compétition entre la réaction avec la vapeur d'eau et celle avec le dioxyde de carbone sur les mêmes sites réactifs de l'échantillon.

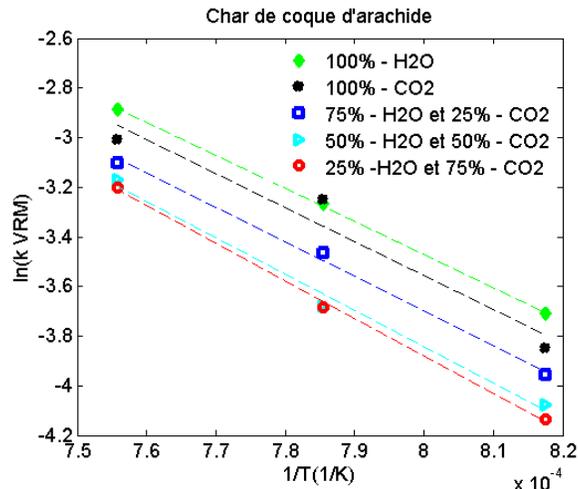


Figure 4- 18 : $\ln(k_{VRM})$ en fonction de $1/T$ dans le cas du char de coque d'arachide sous cinq atmosphères

Mis à part l'effet inhibiteur du dioxyde de carbone sur la réaction vapeur-char (Susanna *et al.* 2013), nous n'avons pas, dans notre cas, trouvé de preuves permettant de conclure sur l'existence d'un effet inhibiteur permanent du CO₂ sur la réaction de H₂O, cela, tout au long de la réaction de gazéification de nos chars.

Par ailleurs, d'autres (Muhammad *et al.* 2011, Kandasamy *et al.* (2015a) et Kandasamy *et al.* 2015b) mettent bien en évidence comme dans notre cas, les raisons de l'effet de la cinétique de conversion du char sous mélange de vapeur d'eau et/ou CO₂. Et c'est dans ce sens que Walker *et al.* (1959), Muhammad *et al.* (2011), Satoshi *et al.* (2013), Kandasamy *et al.* (2015a) et Kandasamy *et al.* (2015b), estiment que la cinétique de conversion sous dioxyde de carbone est d'environ 2- 5 fois plus lente que celle à la vapeur d'eau. Ces derniers montrent que la vapeur d'eau et le dioxyde de carbone affectent différemment la structure du char au cours de la gazéification. Satoshi *et al.* (2013) vont plus loin en instaurant l'effet de la taille des molécules de H₂O, et de CO₂, et expliquent que le CO₂ ne diffuse pas les petits pores alors que le H₂O les diffuse.

L'exploitation des résultats de notre étude a permis ainsi de remarquer que, quel que soit la nature de l'échantillon et les conditions expérimentales utilisées que la nature du réactif utilisé ('atmosphère réactif) demeure un paramètre fondamental lors de la gazéification des chars.

4.1.5.2 Influence de la nature de la biomasse sur les paramètres cinétiques

L'influence de la nature des échantillons sur la cinétique de conversion a été évaluée sur la base de la loi d'Arrhenius. Nous avons étudié la cinétique de nos différents échantillons sous les mêmes conditions expérimentales. Les résultats obtenus pour les trois modèles utilisés sont représentés dans la figure 4-19. Nous pouvons remarquer sur ces tendances que le char de la coque de cajou est plus réactif que celui de la coque d'arachide. Et la cinétique de conversion de la coque d'arachide est supérieure à celle de la coque de palme.

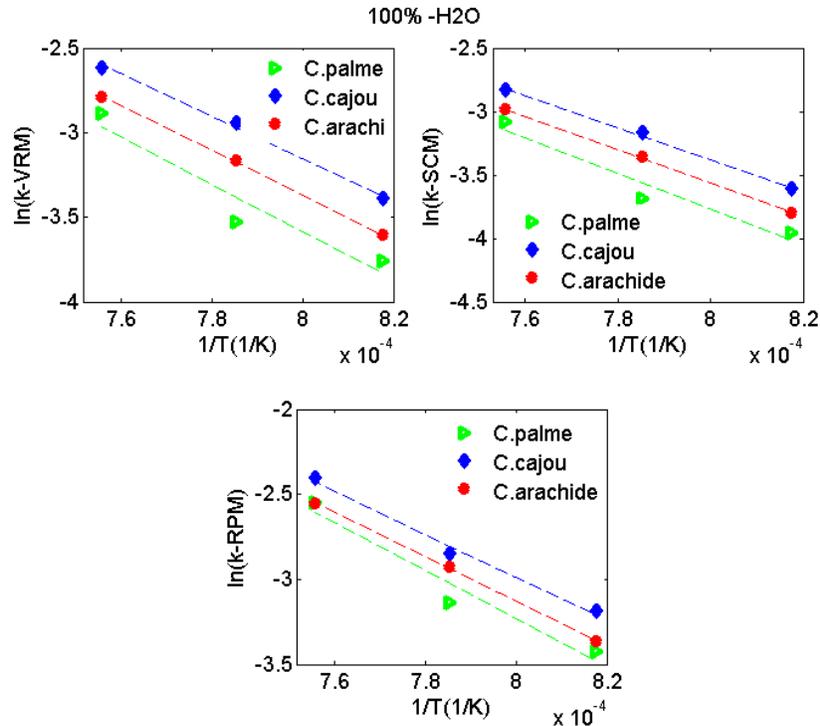


Figure 4- 19 : Réactivité des trois chars (tracé de $\ln(k)$) en fonction de $f(1/T)$

Dans le but de donner plus de cohérence à l'effet de la nature de la biomasse sur la vitesse de conversion, nous avons utilisé la fonction empirique de Susanna *et al.* (2012). Il est clair que les droites de régression des constantes cinétiques des échantillons suivent bien l'évolution de l'équation d'Arrhenius. En partant des remarques faites par Andrew *et al.* (2015), nous pouvons constater que le char issu de la coque de cajou est plus réactif que le char issu de la coque d'arachide, qui lui-même plus réactif que le char issu de la coque de palme. Feroso *et al.* (2010), en décrivant les cinétiques de conversion du char, donnent une interprétation corrélant les changements de propriétés physiques et chimiques de l'échantillon.

4.1.5.3 Détermination des paramètres cinétiques

Le principe de détermination de la constante de vitesse en fonction de la température est basé sur l'utilisation des résultats de la variation du taux de conversion X (0 à 0,5) en fonction du temps. Le facteur pré-exponentiel, k_0 et l'énergie d'activation (E_A) ont été obtenus à partir de la loi d'Arrhenius et ça par le tracé de $\ln(k_{VRM})$, $\ln(k_{RPM})$ et $\ln(k_{SCM})$ en fonction de $1/T$, pour une réaction d'ordre 1. Les résultats obtenus sont regroupés dans les figures 4-20, 4-21 et 4-22, respectivement pour les chars issus des coques de palme, de cajou et d'arachide.

En effet, si on considère le logarithme de l'équation d'Arrhenius, nous retrouvons l'équation 4-3 :

$$\ln(k) = \ln(A) - \frac{E_a}{RT} \quad (4-3)$$

Un exemple des résultats obtenus, donnant les paramètres cinétiques (facteur pré-exponentiel et énergie d'activation) des différentes réactions sont regroupés dans les tableaux 4-1, 4-2 et 4-3 et le reste des résultats sont présentés en annexe 3 (Cf. Paragraphe (B-4))

A partir de ces résultats, nous pouvons d'abord constater que les données expérimentales ont été bien représentées par les trois modèles (VRM, SCM, et RPM), avec des coefficients de régression

assez élevés ($R^2 > 0,9$). D'après Hyo *et al.* (2014), Feroso *et al.* (2010), chaque modèle a sa propre interprétation de la cinétique du char, ce qui pourrait expliquer les écarts constatés entre les différentes droites de régression présentées sur les figures 4-20, 4-21 et 4-22.

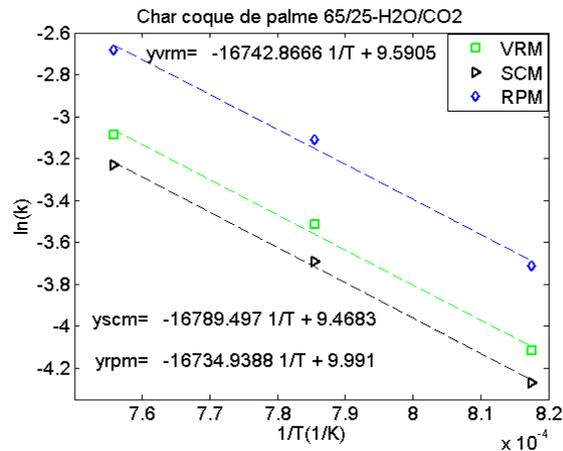


Figure 4- 20 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque de palme

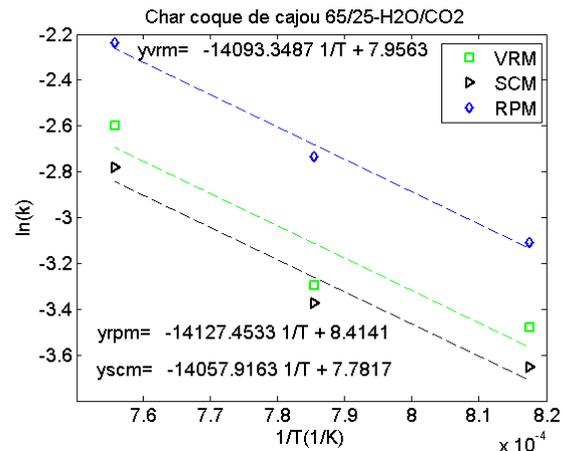


Figure 4- 21 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque de cajou

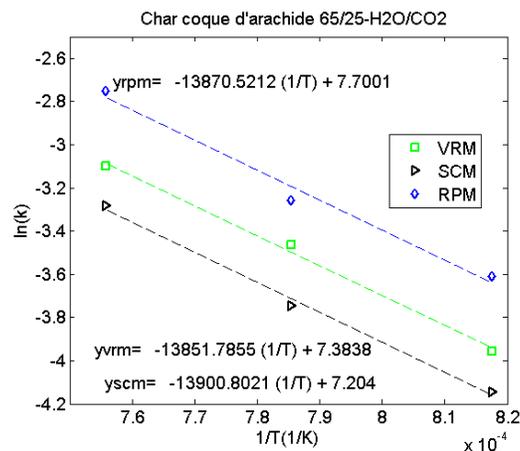


Figure 4- 22 : Tracé de l'équation d'Arrhenius pour la gazéification du char de coque d'arachide

En effet, le modèle VRM est principalement utilisé pour décrire l'évolution chimique de la conversion des particules de coke, (Pooya *et al.* 2013). Le SCM décrit une réaction qui se produit

d'abord à la surface externe de la particule et se déplace progressivement à l'intérieur de la particule (Hyo *et al.* 2014). Avec ce modèle, la porosité de la particule reste constante et la taille de la particule diminue avec la conversion du coke. Le RPM permet de prédire les valeurs maximales de la réactivité, car il prend simultanément en compte les effets de la croissance des pores pendant les étapes initiales de la gazéification et de destruction des pores, Pooya *et al.* (2013). Ainsi, ces écarts entre les droites de régression de $\ln(k_{VRM})$, $\ln(k_{SCM})$ et de $\ln(k_{RPM})$ pourraient être une explication de la présence de l'origine de l'influence des pores sur la réactivité, mais ils pourraient également être la conséquence des hypothèses affectées à chacun des modèles (Cf. Chapitre 1).

Tableau 4- 1 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque de palme sous cinq atmosphères de gazéification

Modèles	E_a (kJ.mol ⁻¹)	A (min ⁻¹) x E ⁺³	R ²	Réactifs
VRM	116,80	2,08	0,9191	H ₂ O
SCM	116,07	1,71	0,9513	
RPM	117,53	3,19	0,9417	
VRM	126,00	4,36	0,9746	CO ₂
SCM	124,44	3,20	0,9684	
RPM	125,80	6,22	0,9183	
VRM	139,30	14,62	0,9948	H ₂ O/ CO ₂ -65/25
SCM	138,69	12,92	0,9982	
RPM	139,23	21,83	0,9944	
VRM	142,42	15,39	0,9356	H ₂ O/ CO ₂ -45/45
SCM	141,37	13,85	0,9513	
RPM	142,21	22,88	0,9969	
VRM	148,96	25,54	0,9522	H ₂ O/ CO ₂ -25/65
SCM	147,28	22,58	0,9876	
RPM	149,59	46,32	0,9547	

Tableau 4- 2 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque de cajou sous cinq atmosphères de gazéification

Modèles	E_a (kJ.mol ⁻¹)	A (min ⁻¹) x E ⁺³	R ²	Réactifs
VRM	104,81	1,01	0,9953	H ₂ O
SCM	103,45	0,78	0,9970	
RPM	105,72	1,31	0,9893	
VRM	114,84	2,39	0,9746	CO ₂
SCM	115,31	1,89	0,9684	
RPM	115,44	3,22	0,9183	
VRM	117,26	2,85	0,8838	H ₂ O/ CO ₂ -65/25
SCM	116,96	2,40	0,9489	
RPM	117,54	4,51	0,9894	
VRM	121,04	3,12	0,9787	H ₂ O/ CO ₂ -45/45
SCM	120,99	2,30	0,9229	
RPM	121,38	3,94	0,9130	
VRM	125,47	5,90	0,9995	H ₂ O/ CO ₂ -25/65
SCM	124,37	4,87	0,9991	
RPM	125,68	8,97	0,9895	

Tableau 4- 3 : Résumé des paramètres cinétiques du char de la coque d'arachide sous cinq atmosphères de gazéification

Modèles	E _a (kJ.mol ⁻¹)	A (min ⁻¹).E.10 ⁺³	R ²	Réactifs
VRM	110,63	1,29	0,9994	H ₂ O
SCM	109,28	0,94	0,9996	
RPM	109,80	1,52	0,9994	
VRM	113,70	1,70	0,9547	CO ₂
SCM	112,91	1,40	0,9726	
RPM	114,38	2,44	0,9976	
VRM	115,25	1,61	0,9962	H ₂ O/ CO ₂ -65/25
SCM	114,65	1,34	0,9842	
RPM	115,40	2,21	0,9955	
VRM	121,92	2,64	0,9917	H ₂ O/ CO ₂ -45/45
SCM	120,41	1,98	0,9922	
RPM	121,67	3,97	0,9907	
VRM	125,92	3,74	0,9982	H ₂ O/ CO ₂ -25/65
SCM	124,59	3,26	0,9951	
RPM	125,92	5,97	0,9968	

Les valeurs moyennes de l'énergie d'activation obtenues pour les différents agents de gazéification et pour différentes tailles de particules sont comprises entre 116 à 150 kJ/mol pour la coque de palme, entre 104 à 125 kJ/mol pour la coque de cajou et 110 à 126 kJ/mol pour la coque d'arachide. Les paramètres trouvés dans ce travail, à l'exclusion du type de biomasse utilisé, sont en accord avec ceux obtenus par Blaisi *et al.* (2001), Dong *et al.* (2010) et Pooya *et al.* (2013) qui ont travaillé sur le charbon de biomasse et sur le char de la coque de palme.

A partir de ces résultats, nous pouvons constater également que le char de la coque de cajou est plus réactif que celui de la coque d'arachide, qui est, à son tour plus réactif que celui de la coque de palme d'une manière générale.

4.1.6 Influence de la température et de la taille des particules sur la valeur énergétique des produits de gazéification

La valeur énergétique des produits de gazéification (gaz de synthèse) étant définie par le pouvoir calorifique inférieur des gaz émis été déterminée à l'aide de l'équation 4-4 de Lv *et al.* (2004).

$$PCI = (30,0[CO] + 25,7[H_2] + 85,4[CH_4] + 151,3[C_nH_m]) \left(\frac{4,2}{1000} \right) MJ / Nm^3 \quad (4- 4)$$

avec [CO], [H₂], [CH₄], et [C_nH_m] les fractions molaires de CO, H₂, CH₄, et C_nH_m produites pendant les essais de gazéification. Pour ce faire les pics maximaux ont été répertoriés en fonction des conditions expérimentales et du type d'échantillon. Les tendances des résultats obtenus à partir de l'équation (4-4) ont été regroupées sur la figure 4-23 et aussi dans l'annexe 3, donnant la variation du PCI des gaz produits en fonction des paramètres opératoires. A partir de l'analyse des résultats obtenus, nous pouvons remarquer que les écarts entre les droites de régressions des valeurs de PCI des gaz obtenues à différentes tailles restent importants. Nous pouvons constater également que les PCI des gaz sont amélioré avec l'augmentation de la température de la réaction et avec la diminution de la taille des particules de chars ; ce qui est en

parfait accord avec les conclusions de Lv *et al.* (2004) et de Feroso *et al.* (2009). Les valeurs du pouvoir calorifique inférieur (PCI) des gaz obtenues de nos différents essais varient de 9 à 12 MJ/Nm³ pour une gazéification sous CO₂, et de 8 à 11 MJ/Nm³ sous vapeur d'eau, comparés au PCI du gaz naturel qui est de 36 MJ/Nm³. Ces valeurs de PCI enregistrées se classent dans l'ordre de grandeur des PCI obtenus par McKendry 2002, et Lv *et al.* 2004.

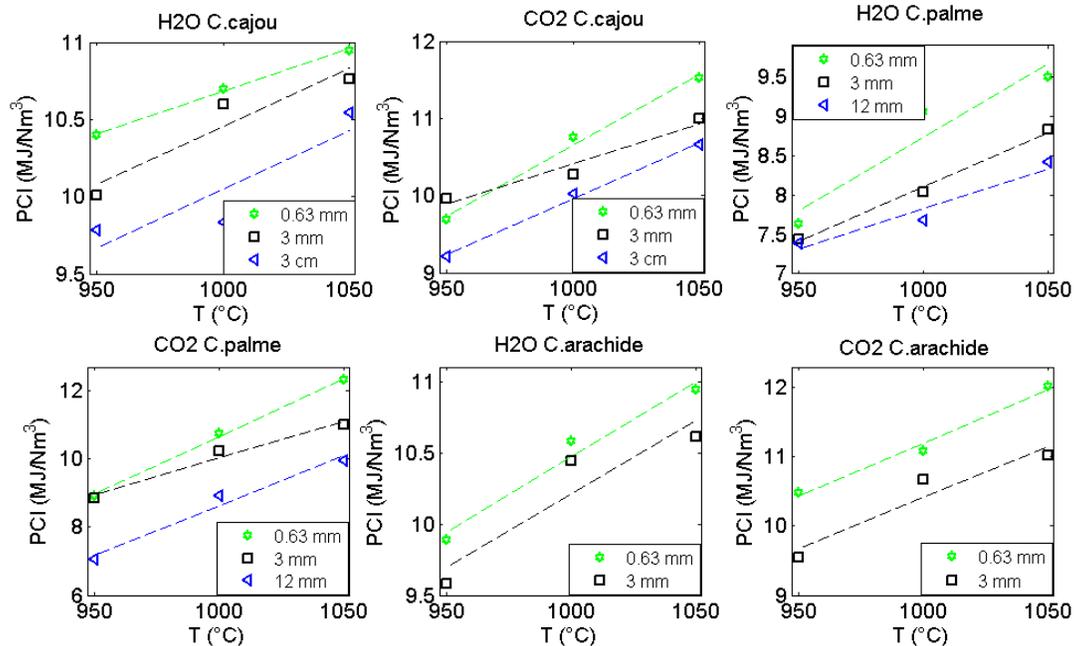


Figure 4- 23 : PCI des gaz en fonction de la température pour différentes tailles de particules

Ainsi, à la vue de la composition des gaz et de la valeur du PCI des gaz enregistrés lors de la gazéification de nos différents échantillons, nous pouvons conclure que ces gaz de synthèse peuvent être utilisés pour la production d'électricité et/ou de chaleur selon les applications suivantes :

- ❖ nos gaz peuvent être brûlés dans une chaudière pour produire de la vapeur d'eau à haute température et à haute pression pour la production d'électricité à l'aide d'une turbine à vapeur ;
- ❖ ils (nos gaz) peuvent aussi être utilisés dans une turbine à gaz (TAG), car selon l'Agence de l'Environnement et de Maîtrise de l'Energie (ADEME), de tels gaz doivent avoir un pouvoir calorifique supérieur de 4 MJ/Nm³ pour faire fonctionner une TAG, ou un moteur à gaz;
- ❖ toujours dans la même optique et sur la base de l'étude faite par Tippayawong *et al.* (2011) travaillant sur la gazéification de coques de noix de cajou pour alimenter une usine locale de transformation d'aliments, avec un système de gazéification à lit fixe, et trouvant des PCI de 3,51 MJ/Nm³, nous pouvons ainsi promouvoir l'utilisation de nos gaz pour le fonctionnement d'un moteur à combustion interne. Par ailleurs, selon l'ADEME ce type de moteur, est le plus intéressant dans l'utilisation de gaz pauvre de gazogène.

Cependant, le choix entre une solution moteur ou une turbine n'est pas évident et il n'y a pas de règle établie. Cependant, les moteurs à combustion interne sont moins exigeants que les turbines à gaz en termes de qualité de gaz et sont plus performants que les turbines à gaz simple. Par contre les solutions en cycle combiné sont beaucoup plus compétitives mais évidemment beaucoup plus complexes ADEME (2001).

Ainsi, en rapport avec notre objectif de départ, nous sommes en mesure de conseiller l'utilisation des gaz de synthèse issus de la gazéification des chars de coques de palme, d'arachide et de cajou, pour la fourniture en combustibles d'une briqueterie pour la production de briques en terre cuite. Ce qui serait un fort avantage pour le Sénégal qui reste actuellement très dépendant des énergies fossiles et fortement confronté à des problèmes de délestages dans la production, et la fourniture d'électricité aux usagers.

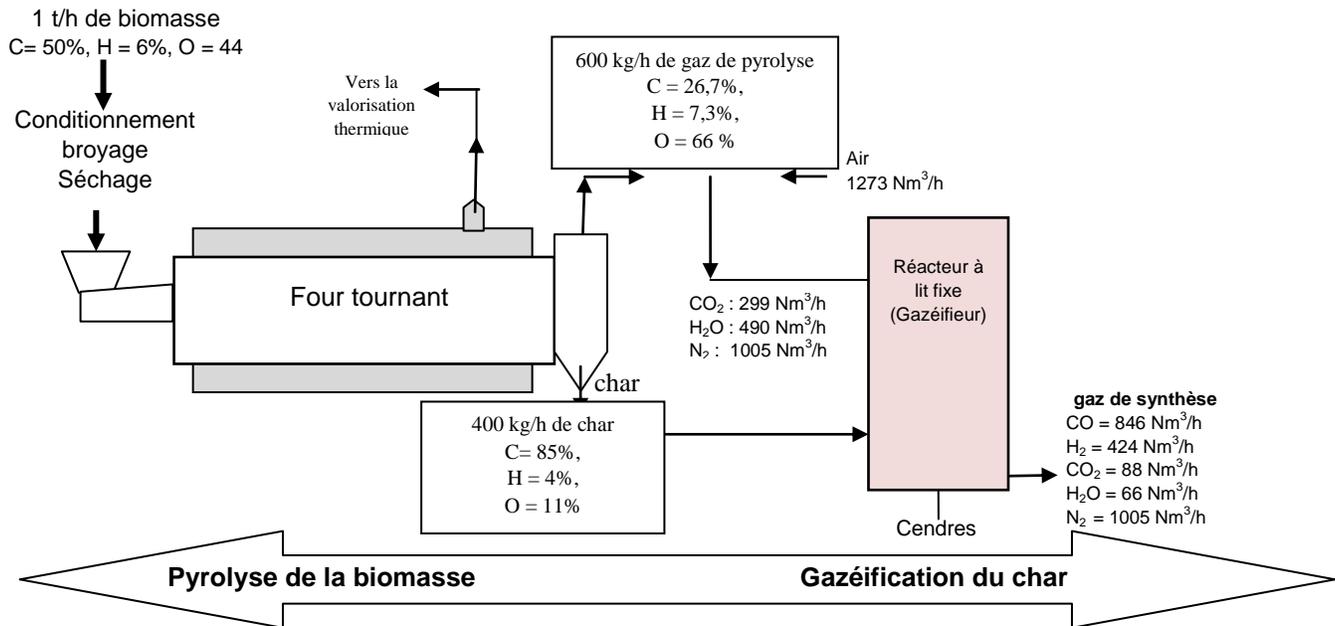
Récapitulation des résultats de la gazéification des échantillons

Les résultats de l'étude de la gazéification des chars issus de la pyrolyse à 450 °C des chars de coques de palme, de cajou et d'arachide sous vapeur d'eau, sous dioxyde de carbone et sous le mélange de (CO₂ et H₂O), dans un réacteur à lit fixe et à différentes températures (950 °C, 1000 °C et 1050 °C) ont été présentés. Ces essais permettent ainsi de tirer les conclusions suivantes : une augmentation de la température de réaction conduit à une augmentation significative de la réactivité du char ce qui conduit à une diminution du temps de séjour ainsi qu'une amélioration du contenu énergétique, PCI, des gaz de produits. En effet, le pouvoir calorifique inférieur (PCI) des gaz obtenus est compris entre 9 et 12 MJ/Nm³ pour une gazéification sous CO₂, et de 8 à 11 MJ/Nm³ sous vapeur d'eau. Avec ces valeurs du PCI de nos gaz, nous pouvons promouvoir l'utilisation de ces gaz pour le fonctionnement d'une unité de cuisson de brique d'argile selon les normes de l'ADEME.

Une identification des paramètres influençant la gazéification et favorables à la réactivité des chars issus des différentes biomasses (telles la nature des réactifs gazeux et la taille des particules). En effet, les meilleurs résultats ont été obtenus à partir de la gazéification des chars à faible taille de particules et en utilisant la vapeur d'eau comme réactif. Dans la réalité industrielle où l'économie trouve sa place, on peut être amené à utiliser un mélange CO₂/H₂O, notamment dans les procédés de gazéification étagée.

Une réactivité différente des chars issus de coques de cajou, de palme et d'arachide. En effet, le char issu de la coque de cajou est plus réactif que les chars issus de la pyrolyse de la coque d'arachide ou de palme. Sur la base des résultats des différents modèles cinétiques (VRM, SCM, et RPM), nous pouvons remarquer que les données expérimentales ont été bien corrélées, avec des coefficients de régression assez élevés ($R^2 > 0,9$). Cependant, les différences dans le domaine de définition des trois modèles pourraient être à l'origine de l'écart noté entre les droites de régressions. Les valeurs de l'énergie d'activation sont fonction des conditions expérimentales de la gazéification et de la forme géométrique des particules et sont comprises entre 116 à 150 kJ/mol pour la coque de palme, de 104 à 125 kJ/mol pour la coque de cajou et de 110 à 126 kJ/mol pour la coque d'arachide. Les meilleurs modèles cinétiques trouvés dans l'interprétation de nos résultats expérimentaux sont le SCM et le VRM.

4.2 Schéma de récapitulation des paramètres de fonctionnement



Four rotatif

Paramètres optimaux

- Coque de palme
 - Débit volumique 2.10^{-5} m³/s
 - temps de séjour 20 minutes
 - vitesse de rotation 3,3 tour/minute
 - taille des particules 1-3 mm
 - $\beta=43^\circ$
 - $\rho=591$ kg/m³
- Coque de cajou
 - Débit volumique 12.10^{-5} m³/s
 - temps de séjour 16 minutes
 - vitesse de rotation 3,9 tours/minute
 - taille des particules 1-6 mm
 - $\beta=40^\circ$
 - $\rho=326$ kg/m³
- Coque d'arachide
 - Débit volumique 12.10^{-4} m³/s
 - temps de séjour 12 minutes
 - vitesse de rotation 3,3 tours/minute
 - taille des particules 1-6 mm
 - $\beta=39^\circ$
 - $\rho=102$ kg/m³

La longueur du four devra être de 4 m, de 0,2 m de rayon, angle d'inclinaison 1° , et une température de consigne de 450°C

Réacteur à lit fixe

Paramètres optimaux

- Échantillon
 - Char de palme,
 - Char de coque de cajou,
 - Char de coque d'arachide,
- Conditions expérimentales
 - Une température de gazéification de 1000°C ou 1050°C ,
 - Une taille de particule d'environ 1 mm.

Référence du chapitre 3 et 4

- Adanez J., Miranda J.L., Gavilan J.M., (1985), Kinetics of a lignite-char gasification by CO₂, Fuel ;64: 801–804.
- Ademe (Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie), (2001), Pyrolyse et gazéification de la biomasse pour la production de l'énergie, procédés et acteurs, centre d'Agence 2 square Lafayette BP 406, 49004 ANGERS cedex 01.
- Andrew R. N., Malay Karmakar K., (2015), On the reactivity of various biomass species with CO₂ using a standardised methodology for fixed-bed gasification, Chemical Engineering Science, Volume 128, 25, Pages 82–91.
- Austin L.G., Shoji K., Hogg R., Carlson J., Flemmer R.L.C., (1978) Flow rates of dry powders in inclined rotating cylinders under open-ended discharge conditions, Powder Technology 20, 219–225.
- Beamish B.B., Shaw K.J., Rodgers K.A., Newman J., (2007), Thermo-gravimetric determination of the carbon dioxide reactivity of char from some New Zealand coals and its association with the inorganic geochemistry of the parent coal, J Anal Appl Pyrol, 80, pp. 262–268.
- BLASI D. C., et BRANCA C., (2001), Kinetics of primary product formation from wood pyrolysis. Ind. Eng. Chem. Res, 40 :5547.
- Chao C., Jing W., Wei L., Sen Z., Jingshu Y., Guangqian L., Hong Y. (2013), Effect of pyrolysis conditions on the char gasification with mixtures of CO₂ and H₂O, Proceedings of the Combustion Institute 34, 2453–2460.
- Chaudhuri B., Muzzio F. J., Tomassone (2006), M. S. Modeling of heat transfer in granular flow in rotating vessels, Chemical Engineering Science, Vol 61 (19), pp 6348–6360.
- Colin B., Dirion J.-L., Arlabosse P., Salvador S., (2015), Wood chips flow in a rotary kiln: Experiments and modeling, Chemical Engineering Research and Design, Volume 98, pp 179–187.
- Descoins N., (2004), Contribution à l'élaboration d'outils de simulation des fours tournants dédiés à la pyrolyse de déchets : modélisation dynamique du couplage transport de la charge – transferts de chaleur – réactions chimiques, Thèse de Doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, France.
- Descoins N., Dirion J.-L., Howes T., (2005), Sediment transport in a pyrolysis pilot-scale rotary kiln: Preliminary results on the stationary and dynamic results, Pneumatic conveying and handling of particulate solids. Volume 44, Number 2, Pages 315-321.
- Dirion J.-L., (2012), Développement d'outils pour l'optimisation des procédés de valorisation thermique de la biomasse : de la conception d'expériences optimales en analyse thermique à la modélisation des fours tournants, Thèse de Doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, France.
- Dong K. S., Sun K. L., Min W. K., Jungho H., Tae-U. Y., (2010), Gasification reactivity of biomass chars with CO₂, Biomass and Bioenergy, 34, 1946-1953.
- Eckehard S., Yi-Chun S., Herrmann W., Joern K., Uwe S., (2010), Experimental investigation of solid bed depth at the discharge end of rotary kilns, Powder Technology 197, 17–24.
- Fermoso J., Arias B., Plaza M.G., Pevida C., Rubiera F., Pis J.J., García-Peña F., Casero P., (2009), High-pressure co-gasification of coal with biomass and petroleum coke Fuel Processing Technology 90, 926–932.
- Fermoso J., Gil M.V., Pevida C., Pis J.J., Rubiera F., (2010), Kinetic models comparison for non-

- isothermal steam gasification of coal–biomass blend chars, *Chemical Engineering Journal* 161, 276–284.
- Guizani C., Escudero S. F.J., Salvador S., (2013). The gasification reactivity of high-heating-rate chars in single and mixed atmospheres of H₂O and CO₂. *Fuel*, vol. 108, 812– 823.
- Hyo J. J., Sang S. P., Jungho H., (2014) Co-gasification of coal–biomass blended char with CO₂ at temperatures of 900–1100 °C, *Fuel* 116, 465–470.
- Kandasamy J., Iskender G., Elisa B., Nazim M., (2015a), Kinetics of steam and CO₂ gasification of high ash coal–char produced under various heating rates Volume 154, Pages 370–379.
- Kandasamy J., Iskender G., (2015b), Effect of char generation method on steam, CO₂ and blended mixture gasification of high ash Turkish coals, *Fuel* 153, 320–327.
- Kezhen Q., Ajay K., Danielle B., Wenqiao Y., Donghai W., Margaret A. E. (2015), Physical properties and reactivity of char obtained from downdraft gasification of sorghum and eastern red cedar, *Fuel*, 143, 383–389.
- Kumar, M., Gupta R.C., Sharma T., (1992), Influence of carbonisation temperature on the gasification of Acacia wood chars by carbon dioxide, *Fuel Processing Technology*, Volume 32, Issues 1–2, Pages 69–76.
- Kumar, M., Gupta R.C., (1994): Influence of carbonization conditions on the gasification of acacia and eucalyptus wood chars by carbon dioxide, *Fuel* Volume 73, Issue 12, December Pages 1922-1925.
- Liang D., Yongqi Z., Zhiqing W., Jiejie H., Yitian F., (2014), Interaction and its induced inhibiting or synergistic effects during co-gasification of coal char and biomass char, *Bioresource Technology* 173, 11–20.
- Liao C.C., Hsiao S.S., Nien H.C., (2015), Effects of density ratio, rotation speed, and fill level on density-induced granular streak segregation in a rotating drum, *Powder Technology*, Volume 284, Pages 514–520.
- Li A.M, Li X.D, Li S.Q, (1999), Pyrolysis of solid waste in a rotary kiln: influence of final pyrolysis temperature on pyrolysis products *Pyrolysis, J. Anal. Appl.* 50, pp. 149–162.
- Li A.M, Li X.D, Li S.Q, (1999), Experimental studies on municipal solid waste pyrolysis in a laboratory-scale rotary kiln, *Energy*, 24 (1999), pp. 209–218.
- Li S.-Q., Yan J.-H., Li R.-D., Chi Y., Cen K.-F. (2002) Axial transport and residence time of MSW in rotary kilns: Part I. Experimental, *Powder Technology*, Volume 126, Issue 3, Pages 217–227.
- Lv P.M., Xiong Z.H., Chang J., Wu C.Z., Chen Y., Zhu J.X., (2004), An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed, *Bioresource Technology*, 95, pp. 95-101.
- McKendry P., (2002), Energy production from biomass (part 3): gasification technologies, *Bioresource Technology*, Volume 83, Issue 1, May 2002, Pages 55–63.
- Muhammad F.I., Muhammad R. U., Kusakabe K. (2011), Coal gasification in CO₂ atmosphere and its kinetics since 1948: A brief review, *Energy* 36, 12-40.
- Ndiaye L. G., (2009) : Modélisation de la combustion en fours rotatifs d'incinération de déchets, Thèse de l'Ecole des Mines de Douai, France.
- Ollero P., Serrera A., Arjona R., Alcantarilla S., (2003), The CO₂ gasification kinetics of olive residue, *Biomass and Bioenergy* 24, 151–161.
- Paviet F., Bals, O., Antonini, G., (2008), The effects of diffusional resistance on wood char gasification. *Process Saf. Environ.* 86, 131–140.
- Pooya L., Zainal A.Z., Abdul R. M., Maedeh M., (2013), Ash of palm empty fruit bunch as a natural catalyst for promoting the CO₂ gasification reactivity of biomass char, *Bioresource*

- Technology 132, 351–355.
- Prabir B., (2013), Chapter 3 – Biomass Characteristics, Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition), Practical Design and Theory, page 47-86.
- Roberts D.G. and Harris D.J., (2007): "Char gasification in mixtures of CO₂ and H₂O: Competition and inhibition". Fuel. In Press, Corrected Proof: p. 622.
- Saeman W.C., (1951) Passage of solids through rotary kilns: factors affecting time of passage, Chemical Engineering Progress 47 (1951) 508–514.
- Sansha C., Hein W.J.P. Neomagus, John R. Bunt, Raymond C. Everson, (2013), Improved reactivity of large coal particles by K₂CO₃ addition during steam gasification, Fuel Processing Technology 114, 75–80.
- Satoshi U., Shiro K., Saburo H., (2013), Modeling of coal char gasification in coexistence of CO₂ and H₂O considering sharing of active sites Fuel 103, pp 14–21.
- Skodras G., G. Nenes, N. Zafeiriou, (2015), Low rank coal e CO₂ gasification : Experimental study, analysis of the kinetic parameters by Weibull distribution and compensation effect, Applied Thermal Engineering 74, pp. 111-118.
- Spurling, R.J., (2000), Granular flow in an inclined rotating cylinder: steady state and transients. Ph.D. Thesis, Department of Chemical Engineering, University of Cambridge.
- Sullivan J.D, Maier C.G, Ralson O.C, (1927) Passage of solid particles through rotary cylindrical kilns US Bur. Mines Tech. Pap., 384.
- Susanna N., Alberto G.-B., Diego F. C., (2012). Gasification reactivity of char from dried sewage sludge in a fluidized bed. Fuel, vol. 92, 346–353.
- Susanna N., Alberto G.-B., Pedro O., (2013) Gasification of char from dried sewage sludge in fluidized bed: Reaction rate in mixtures of CO₂ and H₂O, Fuel 105, 764–768.
- Tagutchou J.-P (2008), Gazéification du charbon de plaquettes forestières : particule isolée et lit fixe continu, (Centre de Recherches en génie des Procédés des Solides Divisés, de l'Energie et de l'Environnement, UMR CNRS 2392) thèse de l'Ecole des Mines d'Albi-Carmaux ; Campus Jarlard - 81013 Albi CT Cedex 09 – France.
- Tagutchou J.P., Van de Steene L., Salvador S., Golfier F., Mermoud F. and Moalic J., (2007): "Fixed bed gasification of wood char: Thermal, chemical and mechanical characterisation" in Eurotherm Seminar N°81 (2007): Reactive Heat Transfer in Porous Media. 2-4, Ecole des Mines d'Albi (France): Ecole des Mines d'Albi p. 7.
- Takarada T., Tamai Y., Tomita F., (1985), Reactivities of 34 coals under steam gasification , Fuel 64, pp. 1438–1442.
- Thilakavathi M., Nader Mahinpey , Pulikesi Murugan, (2011). Reaction kinetics and mass transfer studies of biomass char gasification with CO₂. Chem. Eng. Sci., vol. 66, 36–41.
- Tippayawong N., Chaichana C., Promwangkwa A. P. Rerkkriangkrai, (2011), Gasification of cashew nut shells for thermal application in local food processing factory, Energy for Sustainable Development, 15, 1, 69–72.
- Van de steene L., Tagutchou J.P., Escudero Sanz F.J., Salvador S., (2011), Gasification of woodchip particles: Experimental and numerical study of char–H₂O, char–CO₂, and char–O₂ reactions, Chemical Engineering Science 66, 4499–4509.
- Van den Aarsen, F.G., A.A.C.M. Beenackers and W.P.M. Van Swaaij, (1985): Wood pyrolysis and carbon dioxide char gasification kinetics in a fluidized bed, in Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion, R.P. Overend, T.A. Milne, and L.K. Mudge, Editors. Elsevier: New York. p. 691-715.
- Walker P.L. Jr., Frank R. Jr., Austin L.G. (1959) Gas reactions of carbon", in Advances in

- Catalysis: New York and London. p. 133-221.
- Wei H., Zhijie Z., Fuchen W., Yifei W., Guangsuo Y. (2014), Experimental study of pore diffusion effect on char gasification with CO₂ and steam, *Fuel*, Volume 131, Pages 59–65.
- Wen Z.C., Chun H.W., Tie L., Chun Y.Z., Yuan H.T., Tian T.G., (2009) Residence time and mass flow rate of particles in carbon rotary kilns, *Chemical Engineering and Processing* 48, 955–960.
- Xiao Y. L., Specht E., Mellmann J., (2005), Experimental study of the lower and upper angles of repose of granular materials in rotating drums, *Powder Technology* 154, 125 – 131.
- Ye D.P., Agnew J.B., Zhang D.K., (1998) Gasification of a South Australian low rank coal with carbon dioxide and steam: kinetics and reactivity studies *Fuel*, 77, pp. 1209–1219.
- Yonghui B., Yulong W., Shenghua Z., Lunjing Y., Fan L., Kechang X., (2014), Synergistic effect between CO₂ and H₂O on reactivity during coal chars gasification, *Fuel* 126, 1–7.
- Yonghui B., Shenghua Z., Kang L., Meiqi G., Lunjing Y., Fan L., (2017), Coal char gasification in H₂O/CO₂: Release of alkali and alkaline earth metallic species and their effects on reactivity, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 112, P.s 156–163.
- Zainal A.B.Z.A., Pooya L., Maedeh M., Abdul R.M., (2010). Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. *Renew Sust. Energ. Rev.*, vol. 14, 2852–2862.
- Zhang Y., Ashizawa M., Kajitani S., Miura K., (2008), Proposal of a semi-empirical kinetic model to reconcile with gasification reactivity profiles of biomass chars, *Fuel* Volume 87, Issues 4–5, April 2008, Pages 475–481.

Conclusion Générale

Conclusion et perspectives

De nos jours l'évolution permanente des technologies de valorisation des biomasses et de réduction des émissions polluantes dues aux énergies fossiles suscitent autant d'intérêt en vue d'une compréhension et d'un contrôle des phénomènes couplés d'écoulement (hydrodynamique) et de transferts (matières et de chaleur) au sein des réacteurs dédiés. L'objectif principal du présent travail s'articule autour de la compréhension de l'hydrodynamique des résidus en tambour tournant pour un futur dimensionnement et optimisation en situation industrielle et la valorisation énergétique par transformation thermochimique de biomasses agro-sylvo-pastorales de la région de Ziguinchor en vue de l'alimentation en gaz de synthèse et/ou en briquettes de charbon.

Ainsi, le travail réalisé dans ce mémoire aussi bien au niveau de la partie hydrodynamique que dans celle thermochimique, nous permet :

- ✓ d'étudier la fluidité des résidus de biomasses ;
- ✓ de déterminer l'angle de repos de chaque résidu et d'en déduire les influences de chaque paramètre opératoire ;
- ✓ de déterminer également pour chaque échantillon en écoulement, le temps de résidence ;
- ✓ de connaître la réactivité de nos différentes biomasses ;
- ✓ de déterminer, à partir des modèles cinétiques de gazéification des chars obtenus, les paramètres cinétiques de chaque biomasse ;
- ✓ de connaître les influences de chaque paramètre opératoire (température, gaz réactifs, taille des chars de biomasse, ..) sur la composition des gaz en sortie, sur le taux de conversion et sur le pouvoir calorifique des gaz en sortie du procédé de gazéification.

Le four à moufle a été utilisé dans cette étude pour pyrolyser les échantillons à une température de 450 °C. Les temps de séjour de la pyrolyse des différents échantillons varient en fonction du type de biomasse et les rendements en chars demeurent les meilleurs pour la coque de cajou.

Ainsi, dans cette première approche de dimensionnement par appel à un modèle dynamique et consistant à des essais à froid, les conclusions suivantes ont pu être dégagées :

- L'angle d'inclinaison est un facteur influençant la mesure de l'angle de repos des échantillons ;
- L'augmentation du taux de remplissage implique une diminution de la valeur de l'angle de repos dynamique ;
- Dans la plage de vitesses de rotation étudiées (2,1 à 11,66 tr.min⁻¹), l'angle de repos dynamique est influencé par le diamètre du tambour ;
- La nature du matériau est un facteur fondamental de la mesure de l'angle de repos dynamique ;
- Le temps de séjour est différent d'un échantillon à un autre. Il est alors important pour les essais en situation thermique, d'ajuster la vitesse de rotation pour respecter le temps de pyrolyse des différents échantillons.

Une fois que la partie dynamique a été conclue avec succès en vue d'une utilisation finale des relations proposées pour l'angle de repos et pour le temps de résidence, nous avons entamé la partie numérique en prélude à la détermination des temps de pyrolyse de nos échantillons en situation industrielle et sur four tournant. Ainsi, sur la base des essais à froid et de considérations sur la durée de la pyrolyse de nos différents échantillons en four à moufle, nous avons pu à l'aide d'une corrélation empirique, simuler l'écoulement des différents échantillons afin d'en

déterminer les paramètres optimaux pour la conception d'un four tournant. Les résultats issus de cette simulation montrent que la hauteur du lit de particules à la sortie du dispositif est fortement dépendante de la vitesse de rotation du tambour ; en effet elle varie quasiment entre le diamètre de la particule et son double suivant l'inclinaison.

En s'appuyant sur une campagne d'essais de gazéification, nous avons aisément abordé le chapitre 4 dans lequel nos trois échantillons de chars issus de la pyrolyse ont été gazéifiés au sein d'un réacteur à lit fixe pour principalement en connaître la composition des gaz émis et leur pouvoir calorifique. De ces études résultent les conclusions suivantes :

- L'augmentation de la température de réaction conduit à une augmentation significative de la réactivité du char conduisant ainsi à une diminution du temps de séjour ;
- La température demeure le paramètre crucial pour la conversion des chars et qu'une température de gazéification de 1050 °C permet d'avoir une meilleure conversion du char.
- Les particules de chars de biomasse de petites tailles (plage de 0,63 mm à 3 cm) ont une réactivité meilleure que celle de grandes tailles. Ces conclusions nous ont amené à émettre les explications listées ci-contre :
 - ✓ l'effet du transfert de chaleur à l'intérieur des particules de grandes tailles est principalement dû à la présence de plus de pores que dans celles de petites tailles ;
 - ✓ le temps de diffusion de la chaleur étant plus important sur les particules de petites tailles, il est donc plus aisé de convertir les particules de plus petites tailles. D'autre part, les particules de petites tailles produisent plus de gaz de synthèse que les autres ;
 - ✓ la particule de grande taille présente plus de cendres que celle de petite taille ;
 - ✓ le temps de gazéification du char issue d'une particule de grande taille est plus grand que celui issue d'une particule de petite taille.
- La nature de la biomasse influe beaucoup sur la réactivité du char correspondant ;
- Le pouvoir calorifique des gaz dépend de la taille des particules ; en effet les particules de plus petites tailles présentent de meilleures valeurs du PCI que celles de grandes tailles ;
- Le pouvoir calorifique des gaz obtenu dépend, en plus de l'effet positif de la température, de la nature du réactif utilisé ; en effet il est de 9 à 12 MJ/Nm³ pour une gazéification sous CO₂ et de 8 à 11 MJ/Nm³ sous vapeur d'eau ;
- Le char de la coque de cajou a une réactivité supérieure à celle des coques d'arachide et de palme.
- Les valeurs de l'énergie d'activation obtenues en fonction des agents de gazéification et en fonction de la taille des particules sont comprises entre 116 à 150 kJ/mol, entre 104 à 125 kJ/mol et entre 110 à 126 kJ/mol, respectivement, pour la coque de palme, la coque de cajou et celle d'arachide.

L'importance de cette étape de caractérisation thermochimique de nos différents échantillons de biomasse réside dans l'intérêt que suscite la mise en place d'une unité de briqueterie fonctionnant grâce à des combustibles tels les gaz de synthèse et /ou en combustibles de briquettes de charbon de biomasse. Ainsi, les conclusions précédentes nous permettent d'émettre les considérations suivantes.

Des PCI de gaz se situant dans la fourchette de PCI moyens, l'utilisation de la vapeur d'eau comme agent réactif étant plus économique, une réduction de la taille des particules de biomasse (en moyenne dans la fourchette 0,63 mm à 3 cm) et une température du procédé de gazéification de 1050 °C semblent être les paramètres optimaux d'obtention de gaz de synthèse pour l'alimentation en combustibles d'une briqueterie.

Ce travail constitue une base de données car en effet, il permet une description des phénomènes hydrodynamique et thermochimique des procédés de pyro-gazéification de résidus de biomasse en tambour tournant et en réacteur à lit fixe. Tous les paramètres explicités précédemment font que dans un élan de développement des technologies et d'améliorations des connaissances sur ce domaine, il serait d'un grand avantage d'orienter des études futures autour d'axes à travers lesquels :

- ✓ un développement d'un modèle hydrodynamique à chaud pour modéliser au mieux la structure du lit de corréler les paramètres dynamiques et thermochimiques mais aussi de disposer de résultats expérimentaux à chaud pour un meilleur dimensionnement d'un four de pyrolyse/gazéification pour les différents résidus rencontrés au Sénégal.
- ✓ La possibilité d'effectuer des essais de gazéification sur les chars obtenus par pyrolyse des résidus de coques de palme, de cajou et d'arachide suivant différentes conditions expérimentales.
- ✓ L'adaptation du four ou le fait de disposer de four de pyrolyse/gazéification rotatif pour pouvoir mesurer aussi bien à chaud qu'à froid les évolutions de débits de solides en sortie et sur les derniers mètres du four à défaut de le faire tout au long de ce dernier. Cette procédure expérimentale pertinente permettrait de valider le modèle d'écoulement du solide et mènerait à une meilleure compréhension de la cinétique lors de la conversion thermochimique des résidus utilisés.
- ✓ Aussi, en partant des PCI des différents résidus, il serait utile d'analyser l'efficacité du procédé de conversion thermochimique afin de mieux prédire le dimensionnement du four. Ainsi, à travers l'utilisation d'une large gamme de résidus de la région, on pourrait, à partir du modèle qui s'est avéré efficace dans la prédiction des paramètres cinétiques, proposer une longueur minimale utile afin de dimensionner le four de pyro-gazéification à mettre en place pour la briqueterie.

Annexes

Annexe 1

Sur cette annexe nous présenterons quelques résultats de l'étude hydrodynamique de la coque de palme, d'arachide et de cajou.

Angle de repos dynamique

Les paramètres utilisés pour évaluer l'angle de repos dynamique sont : le type de l'échantillon (coque de palme, d'arachide et de cajou), la variation du diamètre et de la longueur du tambour (D_1, L_1), (D_2, L_2) et (D_3, L_3) pour deux taux de remplissage 10 %, et 25 %, des angles d'inclinaison de $0,5^\circ$ à 3° avec des pas de $0,5^\circ$ et des vitesses de rotation de 0 tr/min à 11 tr/min. Les tendances obtenues sont regroupés dans les paragraphes suivants.

A.1-Variation de l'angle de repos dynamique

A.1.1-Vitesse de rotation

A.1.1.1-Influence de la vitesse de rotation sur l'angle de repos dynamique

a-Coque de palme

Afin de déterminer l'angle de repos dynamique, les essais ont été effectués en variant les vitesses de rotation, les résultats obtenus sont présentés sur les figures (A-1, et A-2).

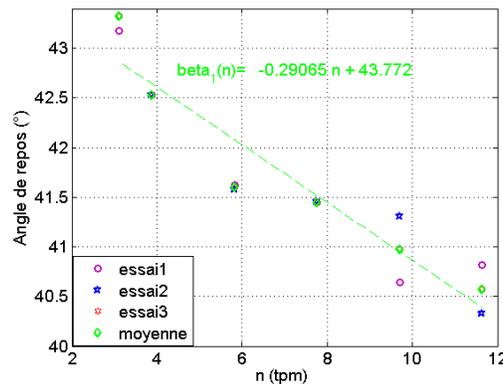


Figure A-1: Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour un chargement de 10 % du volume du tambour D_1

Avec un remplissage 25 %, les résultats obtenus sont représentés sur la figure A-2.

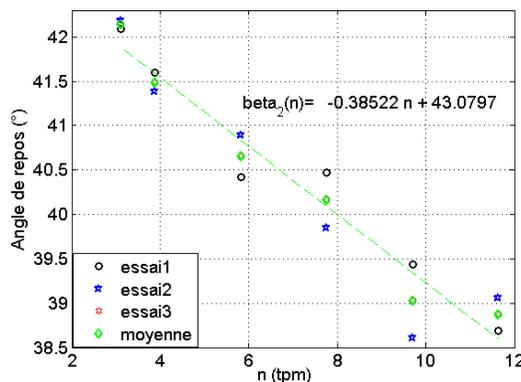


Figure A-2: Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour un chargement de 25 % du volume du tambour D_1

Ces figures montrent l'évolution de la moyenne des séries de trois essais et la moyenne du nuage de points en fonction de la vitesse de rotation. Nous nous sommes servis de la commande

(polyfit(..)) de MatLab pour déterminer la droite de régression et l'équation de la moyenne du nuage de points les résultats obtenus sont présentés sur les figures A-1.

b-coque de cajou

Les essais de détermination de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou a été effectués dans un tambour D₁, les résultats obtenus sont reportés sur les figures (A-3, et A-4). Une forte dispersion est remarquée sur des vitesses de rotations supérieures à 2 tr/min. Une décroissance est également notée sur l'évolution de l'angle de repos dynamique en fonction de la vitesse de rotation (voir figure A-3 et figure A-4).

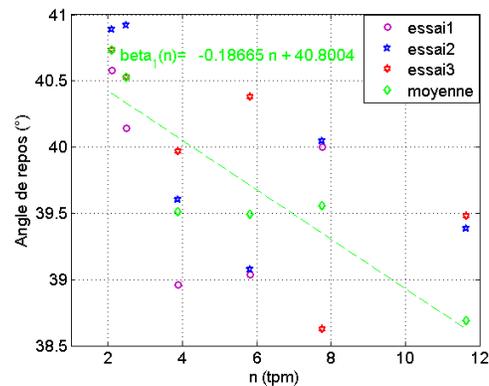


Figure A-3 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour un chargement de 10 % du volume du tambour D₁

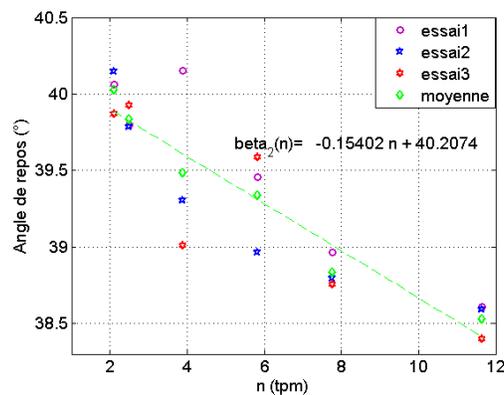


Figure A-4 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour un chargement de 25 % du volume du tambour D₁

c-Coque d'arachide

Les figures (A-5, et A-6) regroupent l'évolution de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation. Nous notons une décroissance linéaire de l'angle de repos dynamique de cette coque.

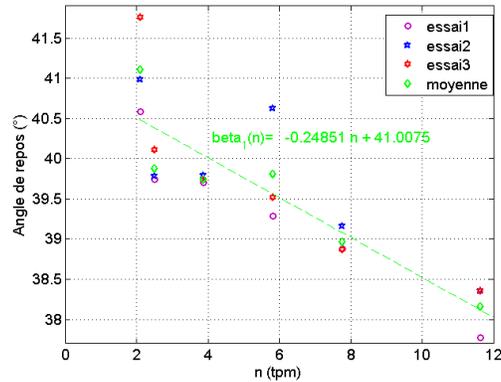


Figure A-5 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour un taux de chargement de 10 % du volume du tambour D₁

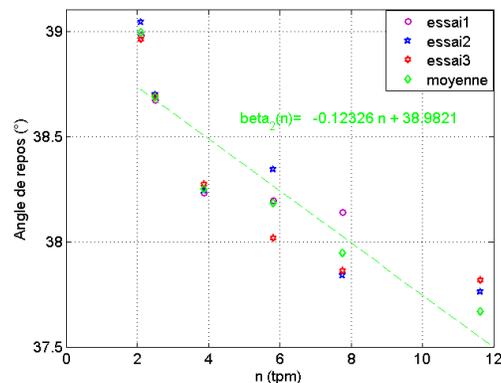


Figure A-6 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour un taux de chargement de 25 % du volume du tambour D₁

Nous avons remarqué qu'avec tous les trois échantillons et les taux de chargement utilisés, l'évolution de la droite moyenne de l'angle de repos décroît linéairement avec l'augmentation de la vitesse de rotation cela pourrait être dû au phénomène d'élargissement du lit vis-à-vis de l'augmentation de la vitesse de rotation.

A.1.2-Influence du taux de chargement sur l'angle de repos dynamique

Un programme d'analyse de l'effet du taux de remplissage sur les valeurs de l'angle de repos permet de faire une comparaison des données ainsi obtenues de 10 % et de 25 % du volume du tambour (D₂, L₂), et (D₃, L₃).

a-Coque de palme

Nous pouvons remarquer sur la figure (A-7 et A-8) que l'augmentation du taux de remplissage entraîne une diminution de l'angle de repos dynamique de la coque de palme.

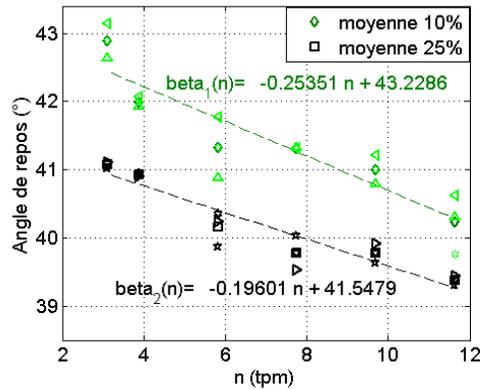


Figure A-7 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

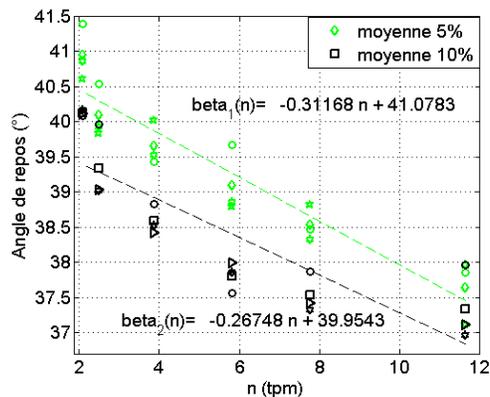


Figure A-8 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₃

b-Coque de cajou

Nous avons fait deux remplissages de coque de cajou à différent taux (10 % et 25 %) et pour une variation de la vitesse de rotation, les résultats obtenus sont tracés sur les figures (A-9 et A-10), une influence de la vitesse de rotation et du taux de remplissage sur l'angle de repos de l'échantillon est notée.

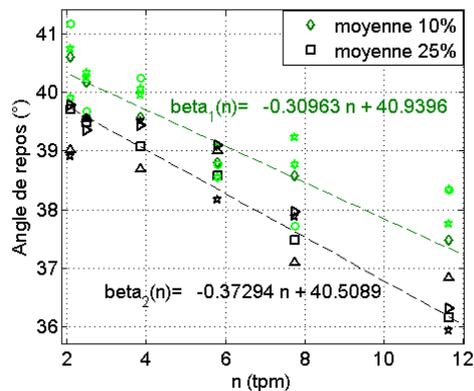


Figure A-9 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

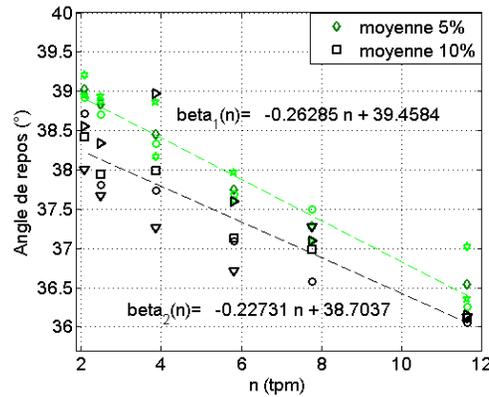


Figure A-10 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₃

c-Coque d'arachide

Les tambours D₂ et D₃ sont chargés de 10 % et 25 % de son volume, et les résultats obtenus de ces tests sont regroupés sur les figures (A-11 et A-12). Nous remarquons que les résultats de l'angle de repos de 25 % sont au dessous de ceux de 10 %. Donc plus le tambour est rempli et moins petit sera la valeur de l'angle de repos de l'échantillon.

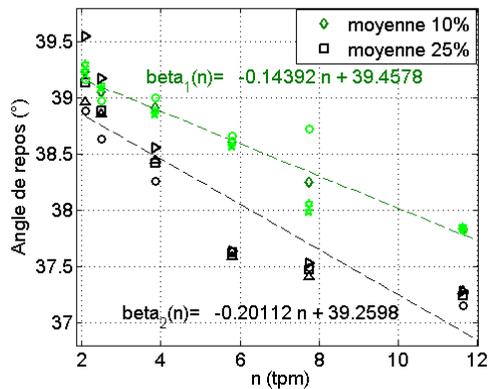


Figure A-11 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

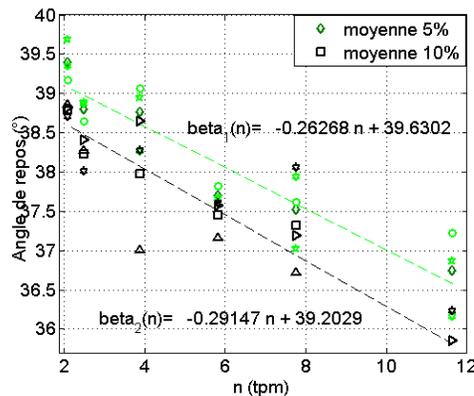


Figure A-12 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation pour deux taux de chargement du volume du tambour D₃

A.1.3- Effet du type d'échantillon sur la valeur de l'angle de repos dynamique

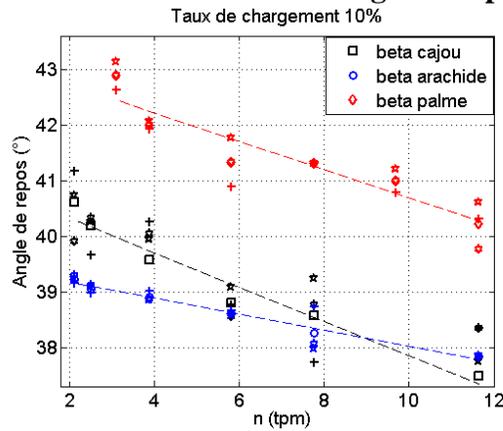


Figure A-13 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation pour trois échantillons à une charge de 10 % D_2

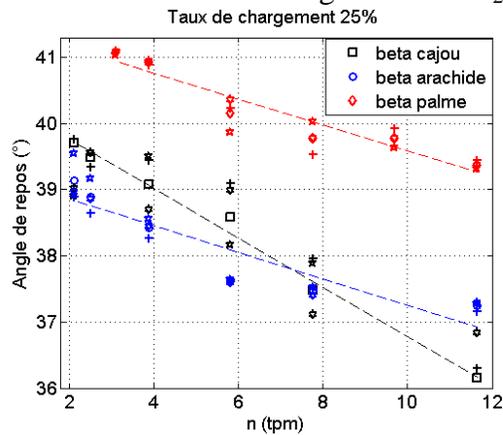


Figure A-14 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation pour trois échantillons à une charge de 25 % D_2

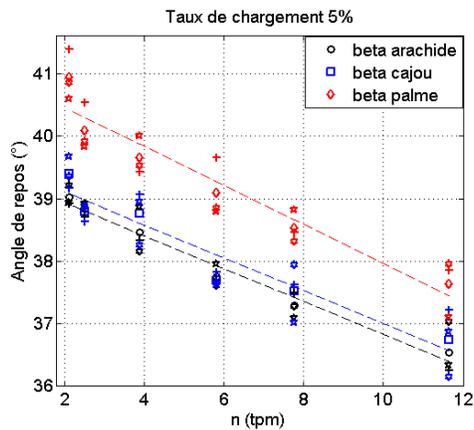


Figure A-15 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation pour trois échantillons à une charge de 5 % D_3

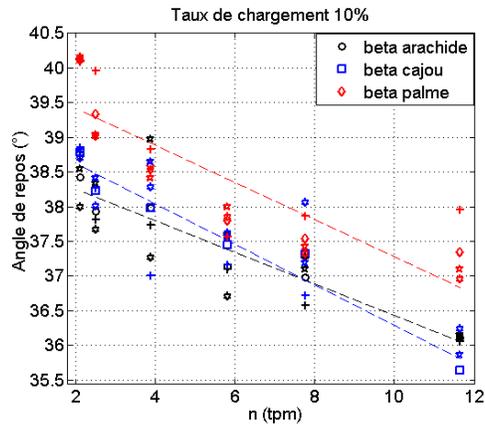


Figure A-16 : Variation de l'angle de repos en fonction de la vitesse de rotation pour trois échantillons à une charge de 10 % D₃

A.1.4-Variation de l'angle d'inclinaison (théta)

A.1.4.1-Influence de l'inclinaison sur l'angle de repos dynamique

Nous voulons étudier dans ce paragraphe (A.1.4.1) l'effet de l'angle d'inclinaison sur l'évolution de l'angle de repos. Pour ce faire le tambour D₁, D₂, et D₃, six angles d'inclinaison (0,5° - 3°) et six angles de rotation (2,1 tr/min) avec deux taux de remplissage 10 % et 15 % ont été utilisés.

a-Coque de palme

Les figures (A-17 et A-18) illustrent le profil de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de la variation de l'inclinaison du tambour. Les valeurs de l'équation de la moyenne de l'angle de repos croissent avec l'inclinaison (voir figures A-17 et A-18). Ces valeurs passent de 39° à 42,9° quand on fait passer l'inclinaison de 0,5° à 3° respectivement.

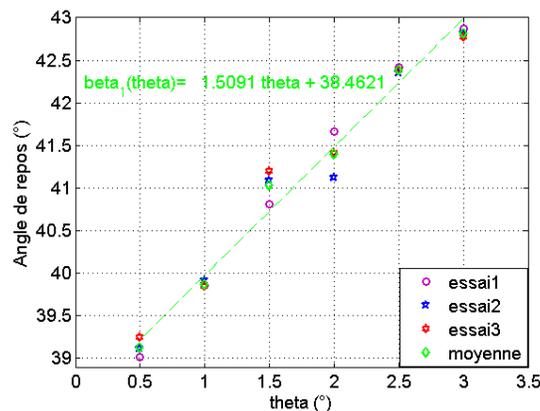


Figure A-17 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 10 % du volume de tambour D₁

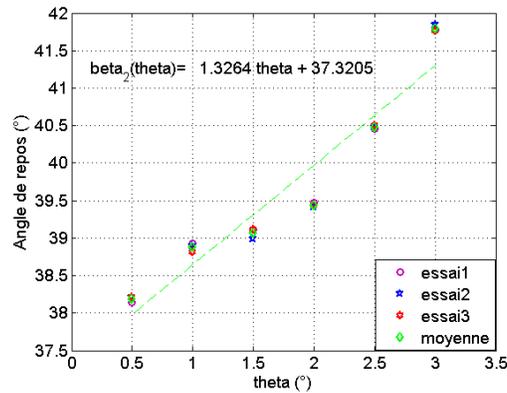


Figure A-18 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 25 % du volume de tambour D₁

b-Coque de cajou

L'évolution de l'angle de repos de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison est représentée sur les figures (A-19 et A-20). Pour un taux de remplissage de 10 % du volume de tambour D₁, nous remarquons une augmentation de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison.

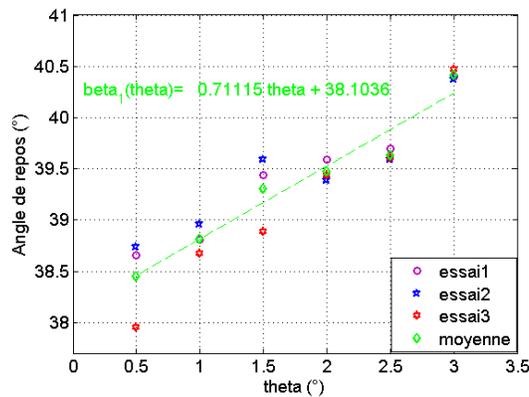


Figure A-19 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 10 % du volume de tambour D₁

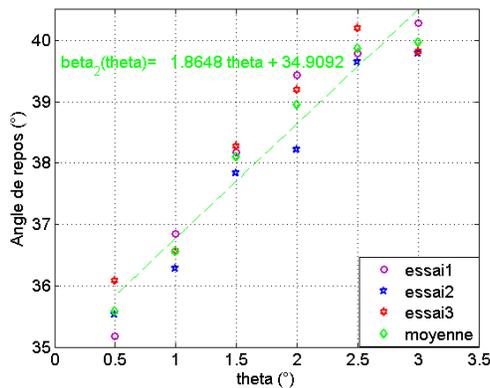


Figure A-20 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 25 % du volume tambour D₁

Avec un taux remplissage de 25 % nous remarquons une augmentation de l'équation de la moyenne de l'angle de repos en fonction de l'inclinaison. Les valeurs de l'angle de repos passent de 35,4° à 40,3° pour une inclinaison de 0,5° à 3° respectivement.

a-Coque d'arachide

L'influence de l'inclinaison sur l'angle de repos de la coque d'arachide est étudiée sur une gamme de 0,5° à 3°, pour deux taux de chargement (10 % et 25 %), les résultats obtenus sont représentés sur les figures (A-21 et A-22). Ces figures illustrent une croissance de l'équation de la moyenne en fonction de l'inclinaison. Ainsi, lorsqu'on fait augmenter l'inclinaison de 0,5° à 3°, les valeurs de l'angle de repos augmentent de 38,5° à 41,7° pour un remplissage de 10 % du volume du tambour, et elles sont de 37,7° à 40,2° pour une charge de 25 % du volume de D₁.

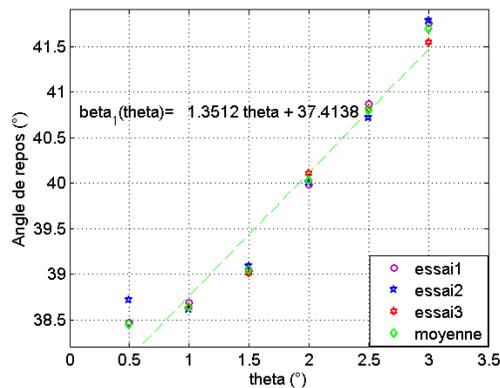


Figure A-21 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 10 % du volume tambour D₁

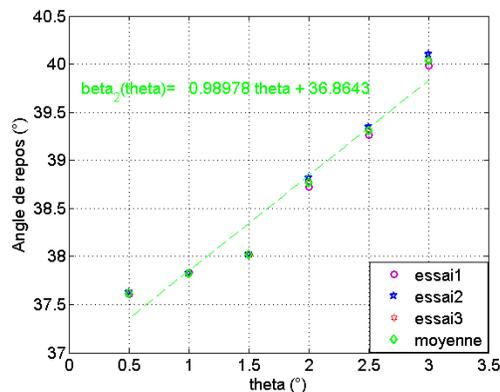


Figure A-22 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison suivant le taux de chargement de 25 % du volume tambour D₁

Compte tenu des informations obtenues de l'analyse sur l'ensemble des résultats de différent échantillon utilisé durant les essais dynamique, ont montré que l'angle d'inclinaison a un effet sur l'évolution de l'angle de repos.

**A.1.4.2-Influence du taux de charge sur l'angle de repos dynamique
a-Coque de palme**

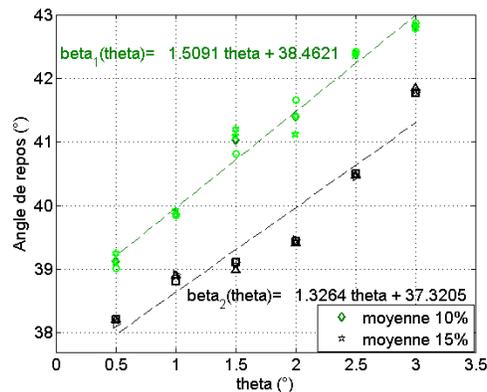


Figure A-23 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₁

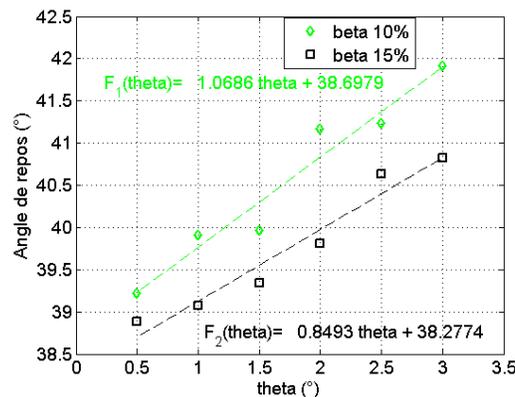


Figure A-24 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de palme en fonction l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

b-Coque de cajou

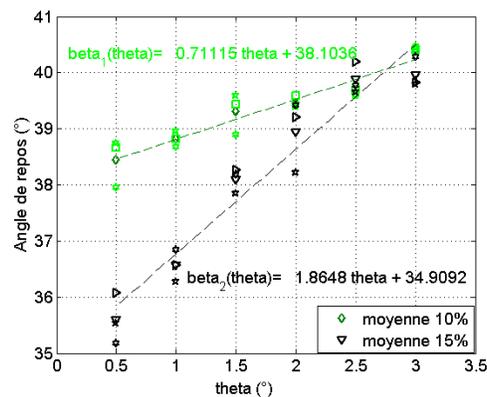


Figure A-25 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₁

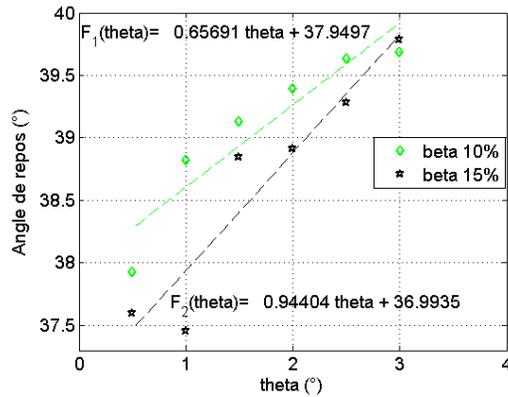


Figure A-26 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque de cajou en fonction de l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

c-Coque d'arachide

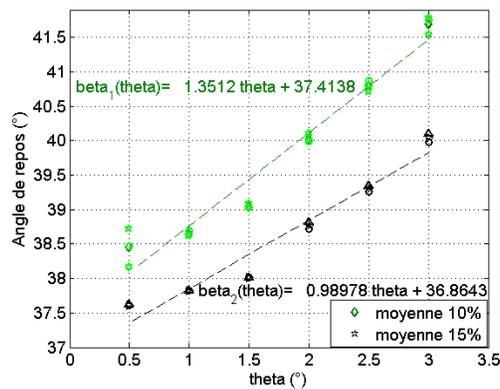


Figure A-27 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₁

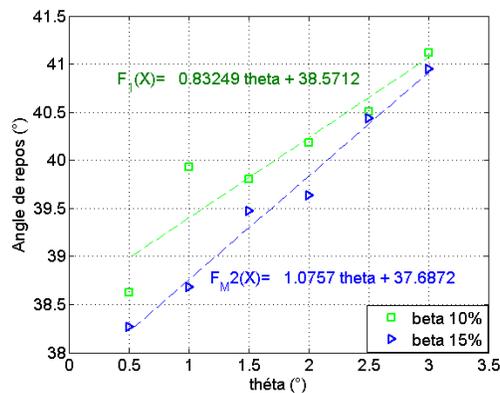


Figure A-28 : Variation de l'angle de repos dynamique de la coque d'arachide en fonction de l'inclinaison pour deux taux de chargement du volume du tambour D₂

Nous remarquons que sur ces résultats de l'influence de l'inclinaison sur de l'angle de repos dynamique pour les trois échantillons de 25 % sont au dessous de ceux d'un taux de chargement de 10 %. Donc plus le tambour est rempli et moins petit sera la valeur de l'angle de repos de l'échantillon.

A.1.5- Détermination du temps de séjour de la matière première

 Tambour D₂

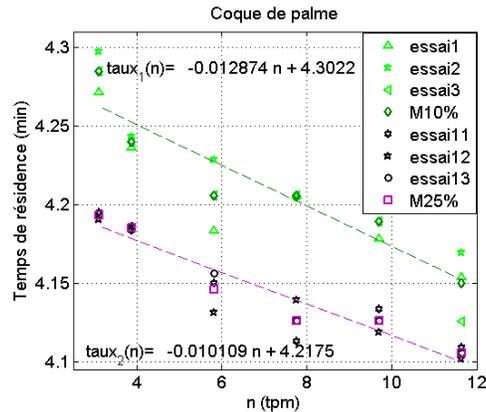


Figure A-29 : Evolution du temps de séjour de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation D₂

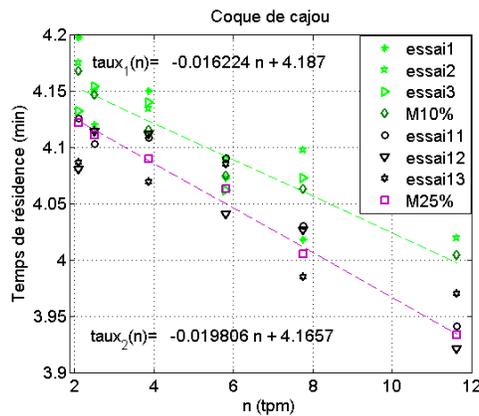


Figure A-30 : Evolution du temps de séjour de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation D₂

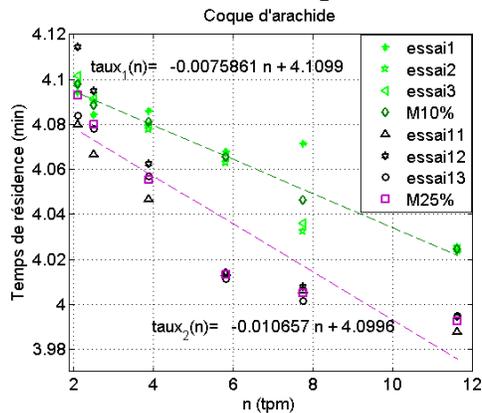


Figure A-31 : Evolution du temps de séjour de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation D₂

Tambour D₃

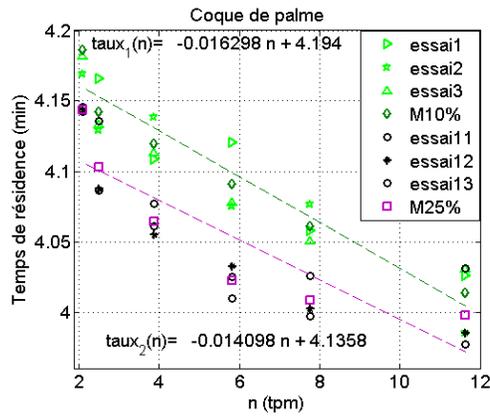


Figure A-32 : Evolution du temps de séjour de la coque de palme en fonction de la vitesse de rotation D₃

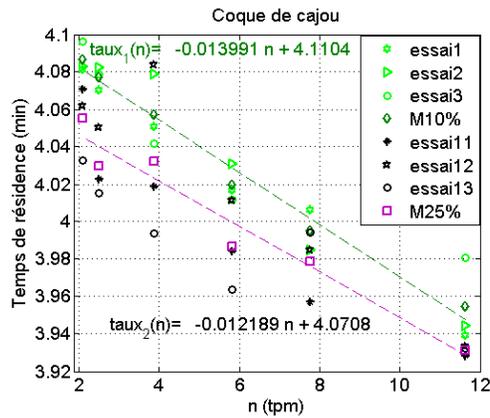


Figure A-33 : Evolution du temps de séjour de la coque de cajou en fonction de la vitesse de rotation D₃

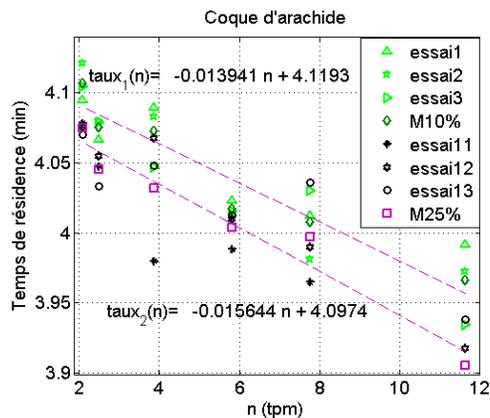


Figure A-34 : Evolution du temps de séjour de la coque d'arachide en fonction de la vitesse de rotation D₃

Annexe 2

Programme sur MatLab pour la résolution du profil de charge

```
clear all;
close all;
clc;
%the programming is used to plot H(z) by a given constant flow rate Qv
Qvcaj=0.12e-3; %the constant flow rate in m^3/s
Qvara=2.8e-3;
Qvpal=0.01e-3;
R=0.2; %the radius of the kiln 0.105 m
betacaj=40*pi/180;
betaara=39*pi/180;
betapal=43*pi/180;
thet=1*pi/180;
ncaj=4; %%tr/min
nara=5.40;
npal=3.27;
Hs=0.002;
L=4; %the length is 2 m
N_L=5000;
delta_z=L/N_L;
z=0:delta_z:L; %
g=0.011-(0.002)*exp(-2.04.*z);
H_z=zeros(1,N_L+1);
H_z(1)=Hs;
Kcaj1=3*Qvcaj*tan(betacaj)/4/pi/ncaj/(R^3);
Kara1=3*Qvara*tan(betaara)/4/pi/nara/(R^3);
Kpal1=3*Qvpal*tan(betapal)/4/pi/npal/(R^3);
Kcaj2=tan(thet)/cos(betacaj);
Kara2=tan(thet)/cos(betaara);
Kpal2=tan(thet)/cos(betapal);
for i=2:N_L+1
    FH=(((2*H_z(i-1))/R)-((H_z(i-1)^2)/R/R))^-3/2;
    H_z(i)=H_z(i-1)+delta_z*(Kcaj1*FH-Kcaj2);
end
for j=2:N_L+1
    GH=(((2*H_z(j-1))/R)-((H_z(j-1)^2)/R/R))^-3/2;
    H_z1(j)=H_z(j-1)+delta_z*(Kara1*GH-Kara2);
end
```

```
for t=2:N_L+1
PH=((2*H_z(t-1)/R)-((H_z(t-1)^2)/R/R))^-3/2);
H_z2(t)=H_z(t-1)+delta_z*(Kpal1*PH-Kpal2);
end
figure
ax1 = gca;
set(gca,'yticklabel',[])
set(gca,'xticklabel',[])
%ax1=axes('position',[0.01 0.1 5])
% ax1=axes('position',XAxislocation,'bottom',...
%         'YAxislocation','right',...
%         'color','none',...
%         'Xcolor','k','Ycolor','k')
%grid off
ax2 = axes('Position',get(ax1,'Position'),...
'XAxisLocation','bottom',...
'YAxisLocation','right',...
'Color','none',...
'XColor','k','YColor','k');
    hold on
    line(z,H_z,'color','r','LineWidth',6)
    line(z,H_z1,'color','g','LineWidth',5)
    line(z,H_z2,'color','b','LineWidth',5)
    %plot(z,H_z,'ro',z,H_z1,'gp',z,H_z2,'bh','LineWidth',2)
    xlabel('z position axiale (m)','fontsize',14)
    ylabel('h (m)','fontsize',14)
    legend('C.cajou','C.arachide','C.palme',0)
    set(gca,'xticklabel',4:-0.5:0)
    set(gca,'fontsize',13)
    grid minor
```

Annexe 3

B.1- Gazéification du char

a été rendue possible grâce aux données instantanées obtenues du micro-chromatogramme (μ GC). Les principaux gaz obtenus à partir de l'analyse sont : H_2 , CO , CO_2 , et CH_4 . En outre, les fractions volumiques molaires de ces gaz sont utilisées pour le calcul du taux, X . Ainsi, nous avons calculé dans cette partie les incertitudes de la fraction de CO , de H_2 , et de CH_4 , les résultats obtenus sont regroupés sur les figures ci-dessous (B.1, B.2, et B.3).

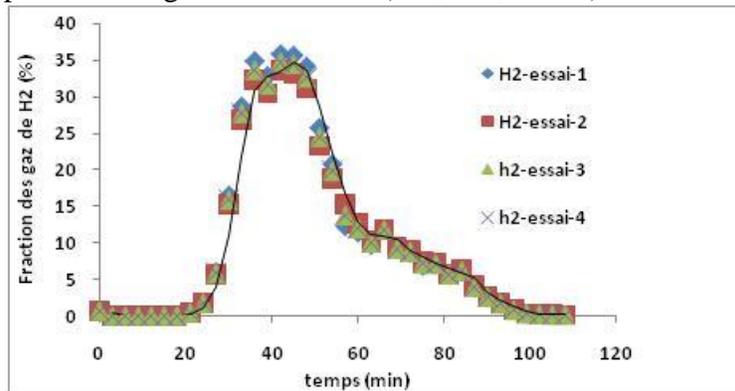


Figure B.1 : Tendances de répétabilité de la fraction des gaz de H_2

Une incertitude moyenne calculé est de 2,00 % est trouvé de la fraction des gaz de H_2 pour 4 essais de gazéification de char de coque d'arachide à $950\text{ }^{\circ}\text{C}$ sous un mélange de 50 % de H_2O et 50 % de CO_2 .

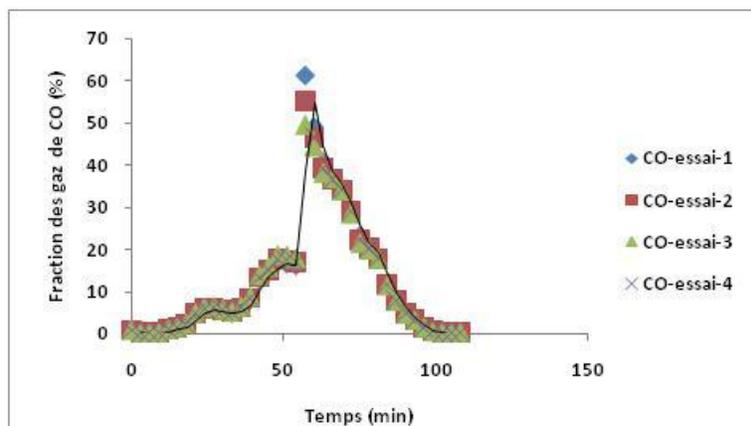


Figure B.2 : Tendances de répétabilité de la fraction des gaz de CO

Sur cette figure de la fraction des gaz de CO une incertitude moyenne obtenue est de 2,01 % (toujours dans les mêmes conditions que la figure fraction des gaz de H_2).

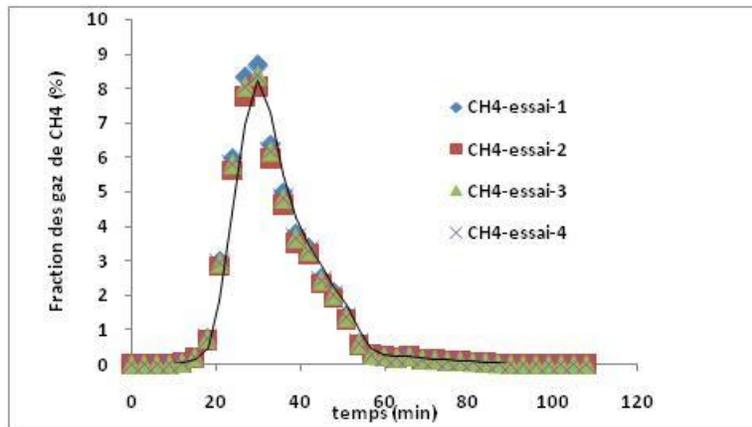


Figure B.3 : Tendances de répétabilité de la fraction des gaz de CH₄

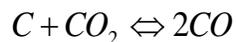
Exemple des valeurs moyennes d'incertitude de 4 essais effectués sur les trois échantillons sont listées sur le tableau (B.1).

Tableau B.1 : Quelques incertitudes des principaux syngas en fonction de la température

Gazéification du char de coque de palme sous 100 % H ₂ O				
Incertitudes moyenne (%)	Température (°C)	950	1000	1050
	CH ₄	1,86	3,01	2,65
	H ₂	4,81	5,24	3,41
	CO	4,00	5,17	6,13
Gazéification du char de coque de cajou sous 100% H ₂ O				
Incertitudes moyenne (%)	Température (°C)	950	1000	1050
	CH ₄	3,10	3,31	2,65
	H ₂	3,11	4,00	5,02
	CO	2,00	3,17	2,13
Gazéification du char de coque d'arachide sous 100% H ₂ O				
Incertitudes moyenne (%)	Température (°C)	950	1000	1050
	CH ₄	6,11	2,31	4,65
	H ₂	4,18	4,40	3,00
	CO	5,00	4,12	2,37

Méthodes de détermination du taux de conversion

❖ Gazéification du char sous dioxyde de carbone



$$12g \rightarrow 2 \times (22.4NLH^{-1})$$

$$m_{réagit} \rightarrow \left(\frac{\%CO}{100}\right) * débitN_2$$

Calcul de la masse de carbone qui réagit instantanément

$$m_{i+1} = m_i + \left(\frac{\%CO^i}{100}\right) \times (débitN_2^i) \times \left(\frac{12}{44,8}\right)$$

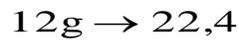
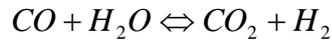
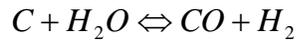
Avec m_{i+1} la masse du carbone réagit instantanée

Le calcul du taux de conversion du carbone est fait en utilisant l'équation suivante :

$$X_i = \frac{m_{initiale} - m_i}{m_{initiale} - m_{cendres}}$$

Où X , m_{initiale} , et m_{cendre} le taux de conversion du carbone, la masse initiale de l'échantillon et la masse de cendres restante dans le réacteur respectivement.

❖ **Gazéification du char sous vapeur d'eau**



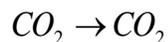
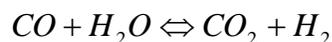
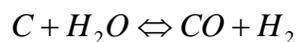
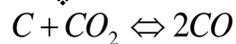
$$m_{\text{réagit}} \rightarrow \left(\frac{\%CO}{100} \times \text{débit}N_2 + \frac{\%CO_2}{100} \times \text{débit}N_2 \right)$$

Calcul de la masse de carbone qui a réagit

$$m_{i+1} = m_i + \left(\frac{\%CO^i}{100} + \frac{\%CO_2^i}{100} \right) \times (\text{débit}N_2^i) \times \left(\frac{12}{22,4} \right)$$

$$X_i = \frac{m_{\text{initiale}} - m_i}{m_{\text{initiale}} - m_{\text{cendres}}}$$

❖ **Gazéification char sous un mélange de vapeur d'eau et de CO₂**



$$m_{i+1} = m_i + \left[\left(\frac{\%CO^i}{100} + \frac{\%CO_2^i}{100} \right) \times (\text{débit} N_2^i) \times \left(\frac{12}{22,4} \right) \right] - \left[\text{débit} CO_2^i \left(\frac{12}{22,4} \right) \right]$$

Les données de la masse instantanée ainsi calculées permettent de déduire le taux de conversion du char (X) en fonction du temps suivant l'expression de l'équation:

$$X_{(t)} = \frac{m_{\text{initiale}} - m_t}{m_{\text{initiale}} - m_{\text{cendres}}}$$

Les données obtenues du taux de conversion de char lors de la gazéification du char pour différentes températures (950- 1000-1050 °C) avec des réactifs (CO₂ et/ou H₂O) ont été obtenues expérimentalement. Les résultats de la variation du taux de conversion du char (X) en fonction du temps de réaction (t) ont permis d'évaluer l'influence des paramètres expérimentaux.

Une comparaison des fractions volumique molaire de la production de CO, et H₂, en fonction du temps au cours de la gazéification du charbon avec la vapeur d'eau et sous le CO₂. Nous constatons dans toutes les expériences une production maximale de CO dans les 5 premières minutes : de 28% à 950°C, de 35% à 1000 °C, et de 36% à 1050 °C suivi d'une décroissance progressive de la quantité de CO produite pendant la gazéification. La figure (B.4-b) montre que le taux de production de CO est proportionnel à la température. Qui indique que plus la température expérimentale est élevée, mieux on assiste à une production importante de CO lorsque l'agent oxydant est introduit dans le système. Ceci peut être expliqué par le fait que la température sous une atmosphère inerte (présence unique de N₂) entraîne un craquage important du solide (charbon) en gaz (matière volatile). Ce dernier au contact avec le réactif oxydant (CO₂ et/ou la vapeur d'eau dans notre cas d'étude) entraîne une production de CO. En somme avec l'élévation de la température, la production de CO est également augmentée en raison d'une augmentation de la vitesse des réactions de Boudouard. Cette augmentation est observée sur tous les échantillons à des valeurs de pics différentes.

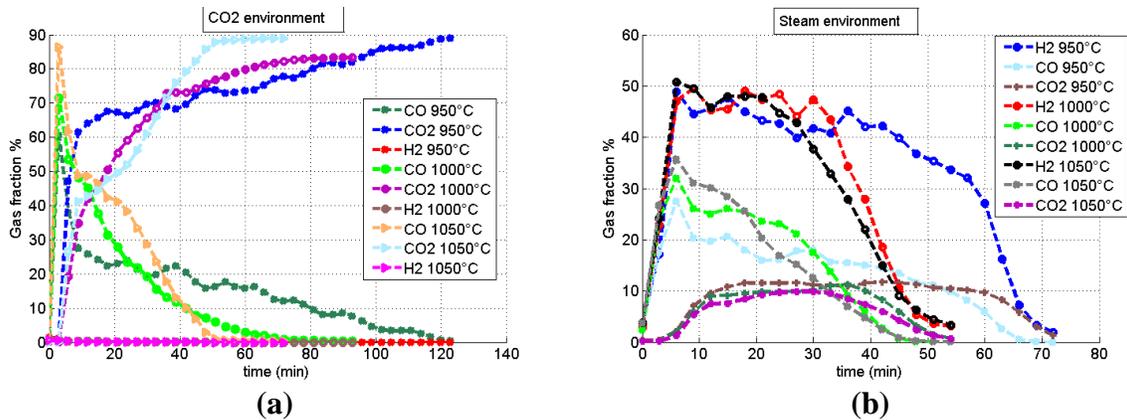


Figure B.4 : Influence de la température sur les fractions de gaz (a- gazéification sous CO₂ et b- la gazéification sous vapeur d'eau avec)

Il a été montré, dans le chapitre (4) que l'effet de la température sur la conversion de char de coque de palme, de coque de cajou et de coque d'arachide positif. Ce qui pourrait être une raison de l'augmentation de la quantité de production de gaz de synthèse en fonction de la température. A travers cette analyse, il est donc clair que l'augmentation de la température de réaction a un effet positif sur la production des gaz de synthèse. Dont l'expliqué du principe de Le Chatelier qui selon lui lors de la réaction endothermique les produits obtenus sont favorables à haute température.

Les résultats obtenus de cette relation du taux de conversion (X) ont permis d'évaluer l'influence des paramètres expérimentaux.

B.1- Effet de la température sur le profil du taux de conversion

Il est admis dans la littérature qu'à des faibles températures de gazéification du char, la réaction est contrôlée par des conditions chimiques, et à hautes températures le mécanisme de diffusion devient dominante et est contrôlé par la cinétique de gazéification. De même, plusieurs chercheurs ont utilisé la détermination du type d'Arrhenius pour interpréter la distinction entre la phase de réaction chimique et de diffusion des pores ce fut le cas de Skadras *et al.* (2015).

Afin de tester l'effet de la température sur la réactivité de la gazéification du coke sous H₂O, sous CO₂ et sous le mélange des deux (H₂O, CO₂) ont été utilisées à 950-1050 °C.

Après avoir représenté l'exemple des trois principaux gaz (CO, H₂, et CH₄) utilisés pour calculer le taux de conversion du char. Nous avons regroupé dans la suite l'incertitude de 4 essais de gazéification du char du taux de conversion du char.

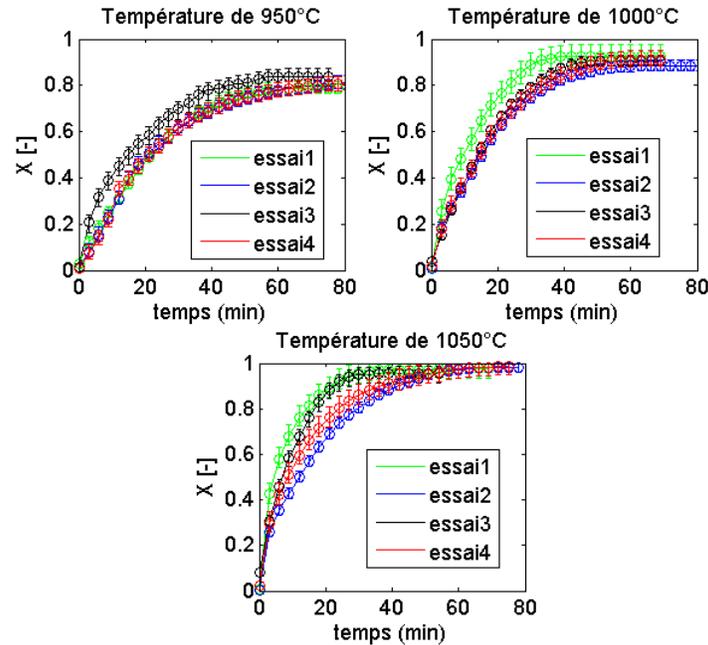


Figure B.5 : Répétabilité des résultats (4 essais) de gazéification donnant la variation du taux de conversion du solide en fonction du temps

Ces incertitudes sont d'ordres expérimentaux.

Gazéification à la vapeur

Pour étudier l'effet de la température sur la conversion du char à la vapeur d'eau, nous avons utilisé trois températures de gazéification 950- 1050 °C.

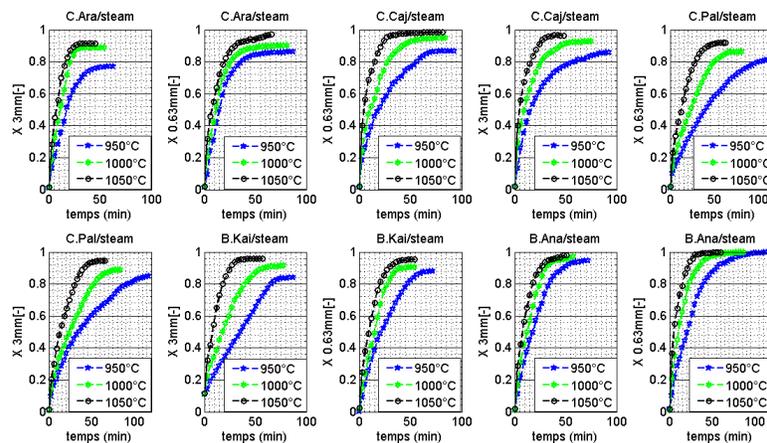


Figure B.6 : Influence de la température sur le taux de conversion du coke des différents échantillons sous vapeur d'eau

Nous pouvons remarquer que la gazéification des différents chars à la vapeur d'eau est sensible à la température. L'analyse de la figure (B.6) montre qu'en fixant la conversion 60%, nous obtenons une variété du temps de conversion en fonction de la température (voir les données listées dans le tableau B.2).

Tableau B.2 : Variation du temps de conversion à 60% en fonction de la température

Biomasse	Température (°C)	Temps de conversion à 60 % (min)	Taille des particules (µm)
Coque d'arachide	950	20	630
		24	3000
	1000	19	630
		20	3000
	1050	13	630
		14	3000
Coque de cajou	950	25	630
		25	3000
	1000	15	630
		15	3000
	1050	7	630
		8	3000
Coque de palme	950	55	630
		60	3000
	1000	31	630
		35	3000
	1050	20	630
		23	3000
Bois de kaïlcédrat	950	25	630
		50	3000
	1000	20	630
		25	3000
	1050	10	630
		11	3000
Bois d'anacardier	950	25	630
		30	3000
	1000	10	630
		15	3000
	1050	8	630
		10	3000

Nous pouvons conclure ici, que la température a un effet significatif sur la conversion du char en gazéification sous vapeur d'eau.

Expérience de gazéification (coke-CO₂)

Dans le processus de gazéification du char au dioxyde de carbone, la réaction de Boudouard est d'une importance non négligeable. Pour mieux caractériser les phénomènes qui en découlent, nous avons comme dans le cas de la vapeur d'eau réalisé une étude paramétrique suivant la température de gazéification. Dans les conditions expérimentales, l'influence de la température a été réalisée en utilisant les profils du X de 950 °C, de 1000 °C, et de 1050 °C (figure B.7). La figure (B.7) illustre l'évolution des courbes de conversion du char en fonction du temps pour différentes températures. Les résultats montrent que la conversion du char est sensible à la température. L'analyse des courbes de la figure (B.7) ont montré par les données regroupées dans le tableau (B.3) que le taux de conversion du char de 1050 °C est plus significatif.

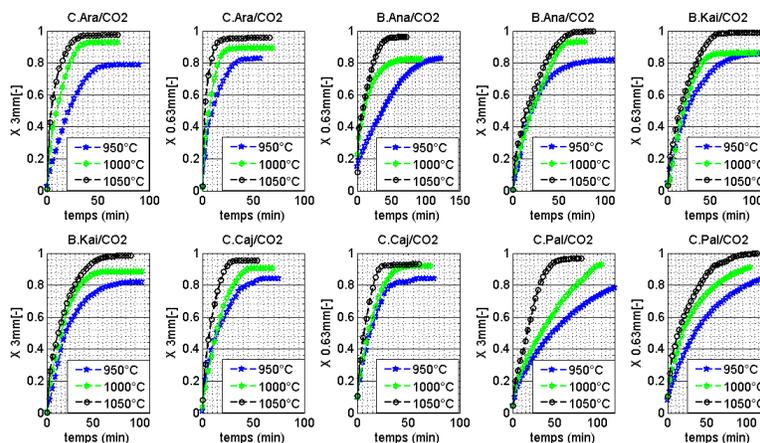


Figure B.7 : Influence de la température sur le taux de conversion du coke des différents échantillons sous le dioxyde de carbone

Tableau B.3 : Variation du taux de conversion en fixant le temps de conversion identique en fonction de la température

Biomasse	Température (°C)	Temps de conversion (min)	Taux de conversion (%)	Taille des particules (µm)
Coque d'arachide	950	20	64	630
		20	44	3000
	1000	20	84	630
		20	72	3000
	1050	20	96	630
		20	92	3000
Coque de cajou	950	20	60	630
		20	56	3000
	1000	20	72	630
		20	68	3000
	1050	20	84	630
		20	92	3000
Coque de palme	950	40	62	630
		40	46	3000
	1000	40	76	630
		40	60	3000
	1050	40	88	630
		40	84	3000
Bois de kaïlcédrat	950	40	72	630
		40	68	3000
	1000	40	84	630
		40	80	3000
	1050	40	92	630
		40	88	3000
Bois d'anacardier	950	40	62	630
		40	60	3000
	1000	40	82	630
		40	80	3000
	1050	40	96	630
		40	88	3000

Expérience de gazéification du coke dans une atmosphère mixte H₂O+CO₂

Les courbes de la figure (B.8) montrent l'évolution du taux de conversion du coke de bois d'anacardier, de bois de kaïlcédrat, de coque de palme, de coque de cajou, et de coque d'arachide en fonction du temps pour différentes températures, nous pouvons constater sur ces figures qu'en fixant le temps identique, le taux de conversion obtenu à 1050 °C est plus important. Et la courbe d'évolution du taux de conversion du coke à 1000 °C est au dessus de celle de 950 °C. Nous pouvons déduire que la température a un effet favorable sur la conversion du coke.

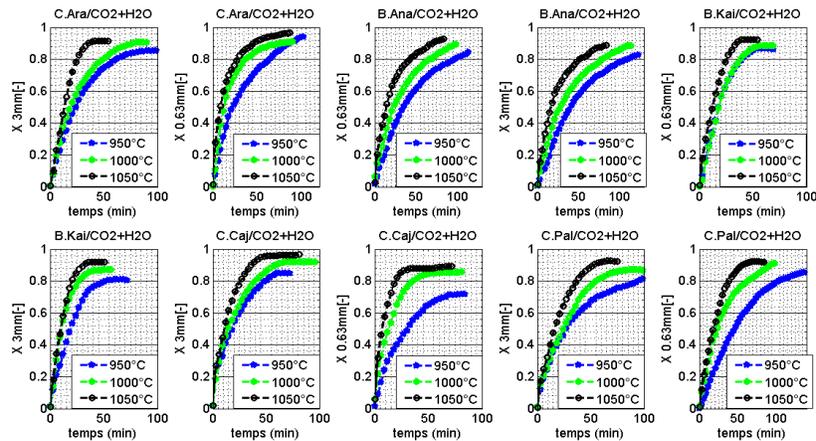


Figure B.8 : Influence de la température sur le taux de conversion du coke des différents échantillons sous mélange vapeur d'eau et dioxyde de carbone

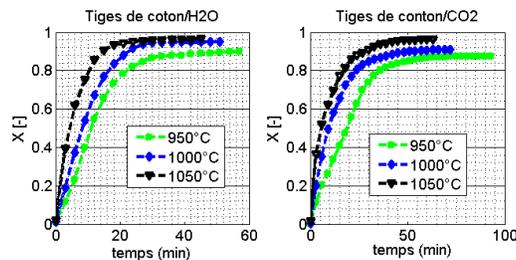


Figure B.9 : Influence de la température sur le taux de conversion du coke de tiges de coton

Avec toutes les compositions du volume de réactif utilisées, nous avons remarqué que la température a un effet positif sur le taux de conversion du char (figure B.10, B.11, et B.12).

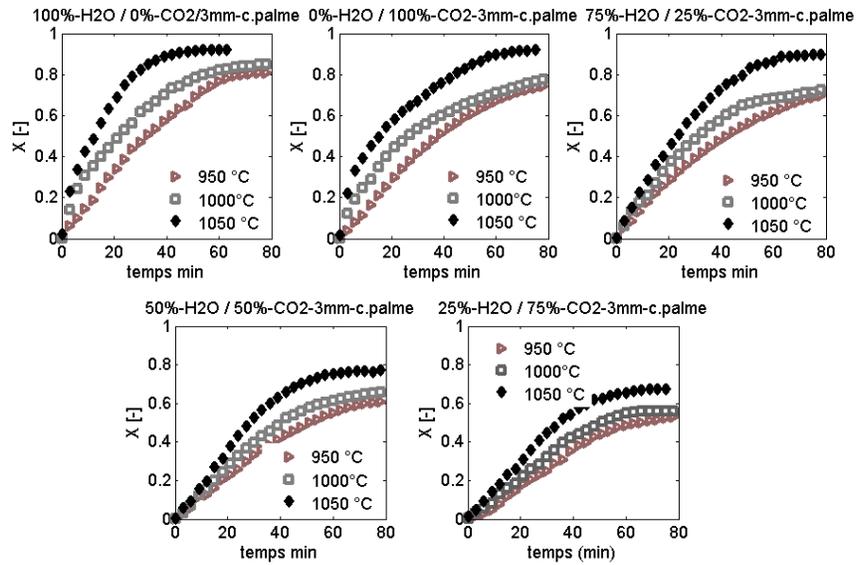


Figure B.10 : Influence de la température sur le taux de conversion du char de coque de palme

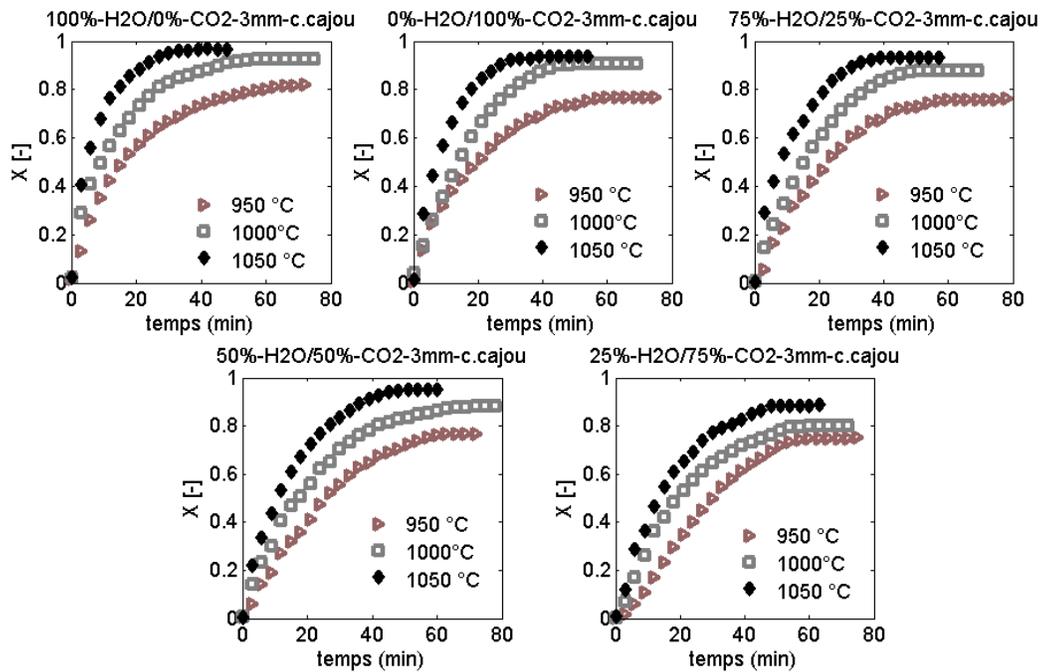


Figure B.11 : Influence de la température sur le taux de conversion du char de coque de cajou

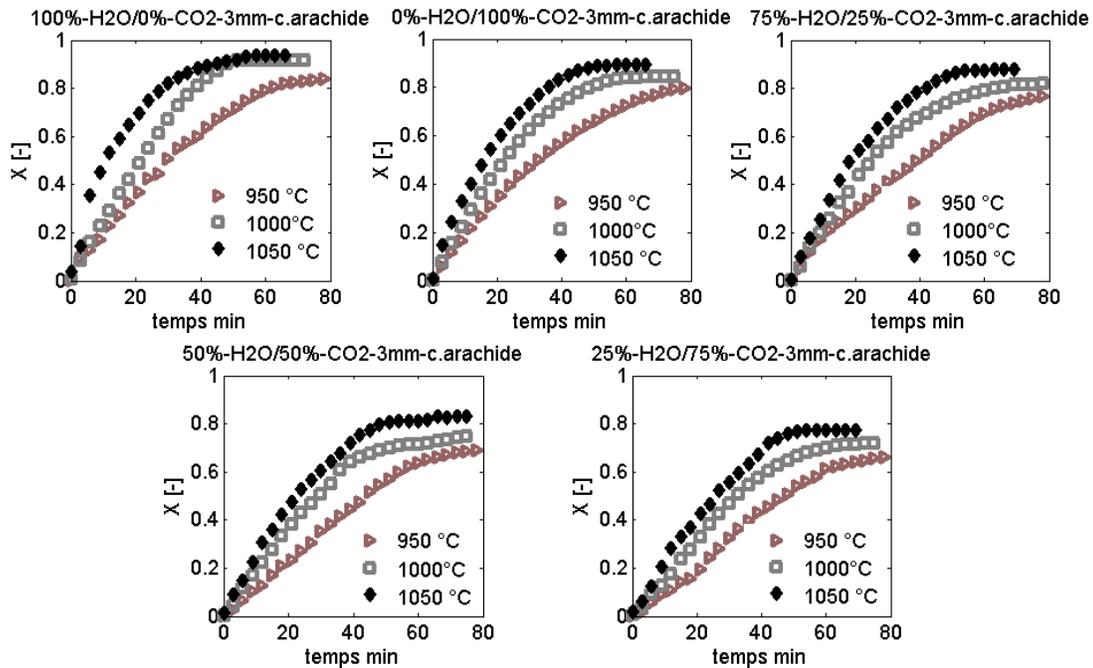


Figure B.12 : Influence de la température sur le taux de conversion du char de coque d'arachide

B.2- Effet de la taille des particules sur le profil du taux de conversion

La taille des particules du char est l'un des paramètres influents sur le progrès de la réaction de gazéification du char.

Et lors de la conversion du char par la gazéification de grosses particules, il existe deux limitations, qui contribuent à une vitesse de réaction plus faible : la première limitation est considérée comme une limitation physique elle peut être liée à des résistances diffusionnelles, créées par la température ou par le gradient de concentration du réactif à l'intérieur de la particule de char. La seconde limitation est considérée comme une limitation chimique, elle peut provenir de l'effet inhibiteur imposé par le gaz produit (par exemple le CO lors d'une réaction de Boudouard).

Face à une contradiction trouvée dans la littérature sur l'investigation de l'effet de la taille des particules, nous cherchons dans cette partie à évaluer les profils de taux de conversion de la taille de 630 μm et de 3000 μm , 12 mm, et 30 mm. Théoriquement la grosse taille à une probabilité de pore supérieur à celle de petite taille.

L'évolution du taux de conversion de carbone en fonction du temps de gazéification pour deux tailles différentes est présentée sur les figures (B.13, B.14, et B.15) pour char- H₂O, sur les figures (B.16, B.17, et B.18) pour coke- CO₂ et sur les figures (B.19, B.20, B.21, B.22 et B.23) pour le mélange (char- H₂O et char- CO₂).

Expérience de gazéification coke- H₂O

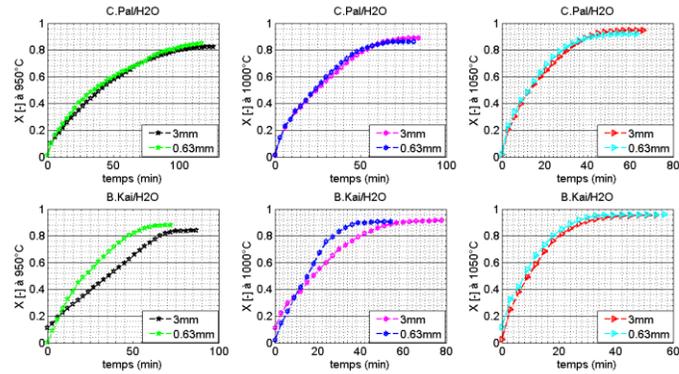


Figure B.13 : Influence de la taille des particules du coke du bois de kaïlcédrat et de coque de palme sous vapeur d'eau

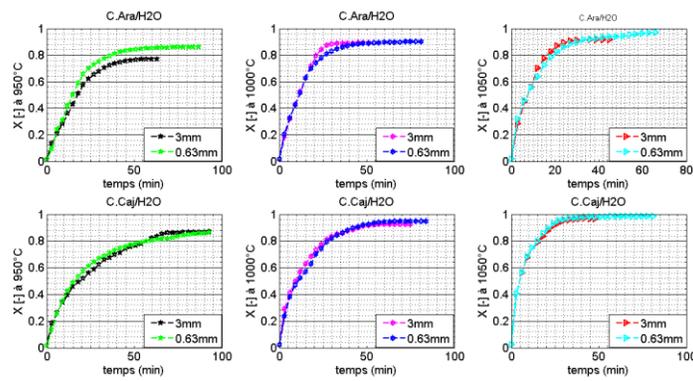


Figure B.14 : Influence de la taille des particules du coke de coque d'arachide et de coque de cajou sous vapeur d'eau

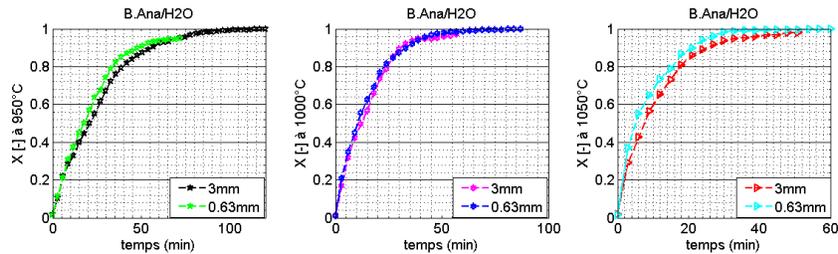


Figure B.15 : Influence de la taille des particules du coke du bois d'anardier sous vapeur d'eau

Expérience de gazéification (coke- CO₂)

L'influence de la taille des particules sur la conversion du coke du bois de kaïlcédrat de coque de palme, coque d'arachide et de coque de cajou et du bois d'anacardier sous CO₂ est illustrée sur les figures (B.16, B.17, et B.18).

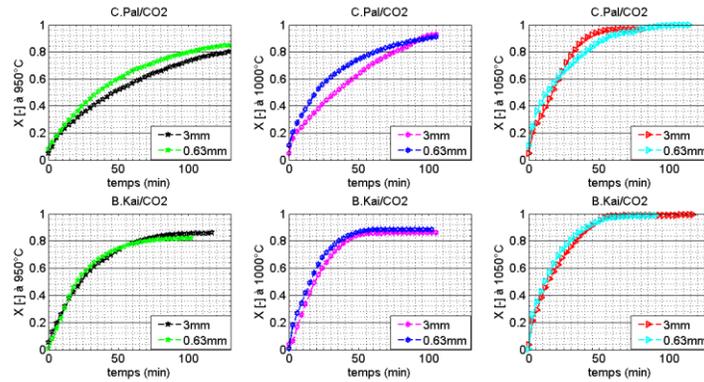


Figure B.16 : Influence de la taille des particules sur la gazéification du coke du bois de kailcédrat et de coque de palme sous CO_2

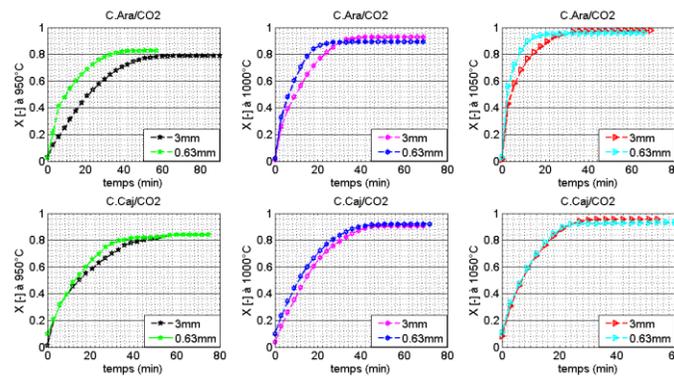


Figure B.17 : Influence de la taille des particules sur la gazéification du coke de coque d'arachide et de coque de cajou sous CO_2

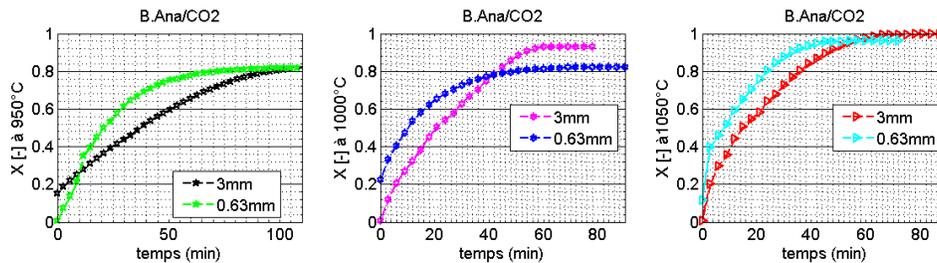


Figure B.18 : Influence de la taille des particules sur la gazéification du coke du bois d'ancardier sous CO_2

Toutes les observations obtenues des figures B.16, B.17, et B.18 confirment que la taille des particules est une fonction de la vitesse de conversion du char sous CO_2 .

Expérience de gazéification coke ($\text{H}_2\text{O}+\text{CO}_2$)

Les figures (B.19, B.20, et B.21, B.22 et B.23) illustrent l'effet de la taille des particules sur la variation du taux de conversion en fonction du temps de gazéification.

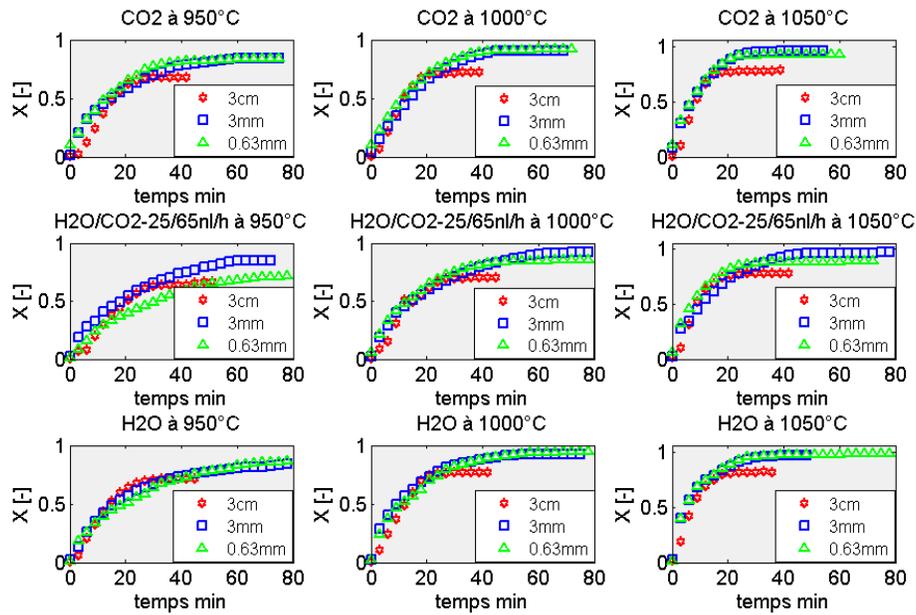


Figure B.18 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de la coque de cajou

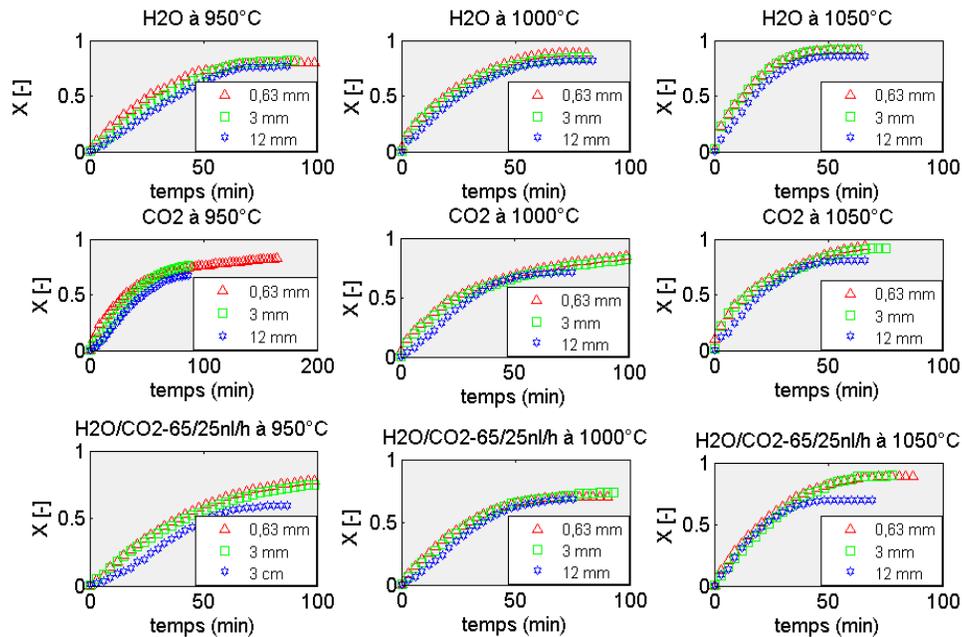


Figure B.19 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de la coque de palme

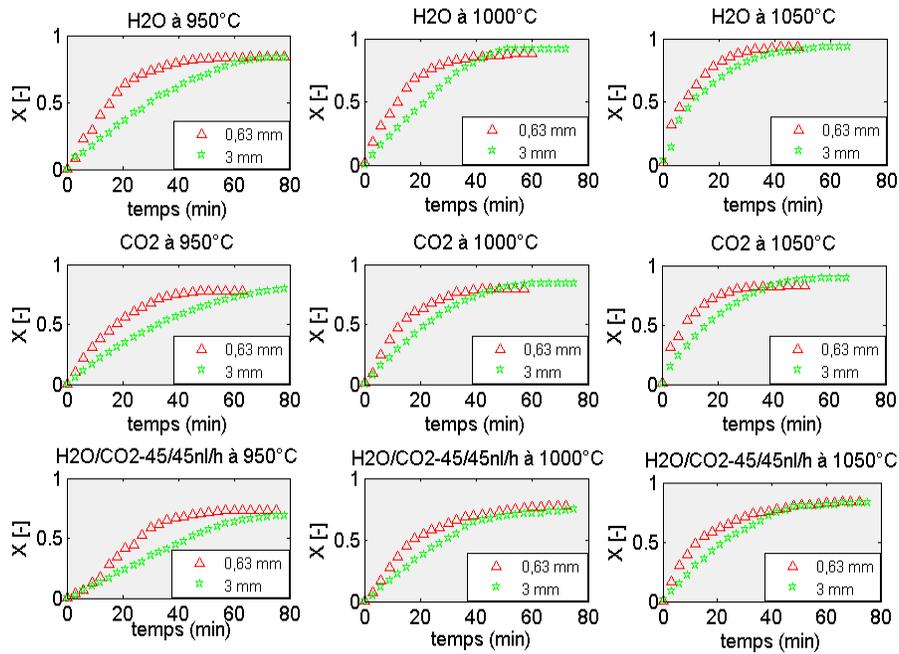


Figure B.20 : Influence de la taille des particules sur le taux de conversion du char de la coque d'arachide

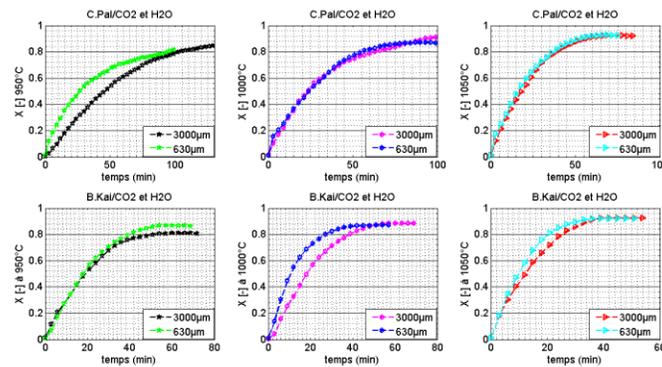


Figure B.21: Influence de la taille des particules sur la gazéification du char de bois de kailcédrat et de coque de palme sous CO₂ et H₂O

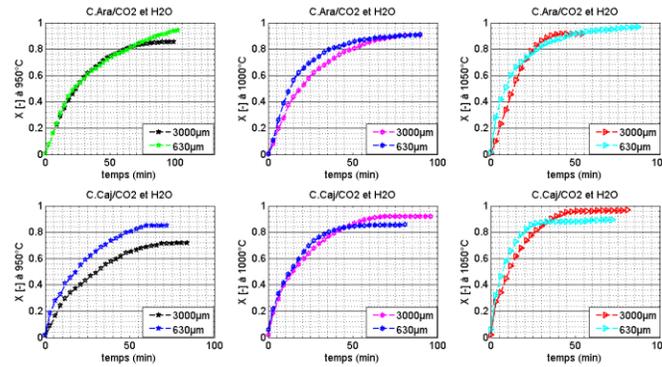


Figure B.22 : Influence de la taille des particules sur la gazéification du char de coque d’arachide et de coque de cajou sous CO₂ et H₂O

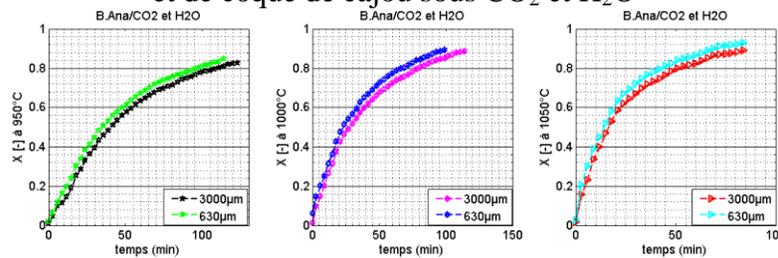


Figure B.23: Influence de la taille des particules sur la gazéification du char du bois d’ancardier sous CO₂ et H₂O

Nous avons remarqué tout au long de l’étude de l’influence de la taille des particules sur la vitesse de conversion du char, que pour un échantillon donné, la différence de temps de conversion entre les deux tailles de particules (0,63 mm et 3 mm) n’est pas la même pour 950 °C, pour 1000 °C et pour 1050 °C. C’est dire qu’on peut trouver une différence de temps de conversion de 15 minutes à 950 °C, 10 à 8 minutes à 1000 °C et 5 à 2 minutes à 1050 °C. Ces résultats nous permettent de dire que la taille des particules est une fonction de la conversion du coke lors de la gazéification du char sous vapeur d’eau, sous CO₂ et sous le mélange des deux (CO₂ et vapeur d’eau).

B.3- Effet de la température et de la taille des particules sur le PCI des gaz

Sur les figures B.23, et B.24 sont représentées les valeurs des PCI des gaz calculées en fonction de la température de gazéification et pour différentes tailles de particules.

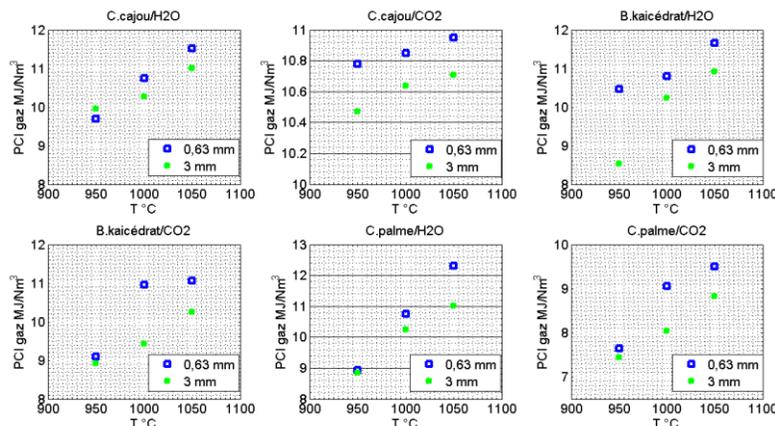


Figure B.23 : Influence de la température et de la taille des particules sur la valeur du PCI des gaz du bois de kaïcédraat, de la coque de cajou et de la coque de palme

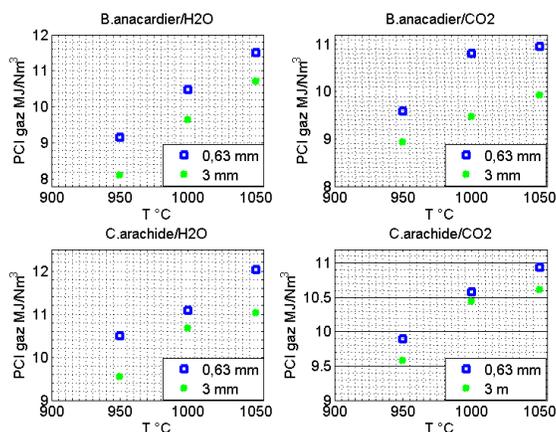


Figure B.24 : Influence de la température et de la taille des particules sur la valeur du PCI des gaz du coke de bois d'anacardier et de la coque d'arachide

Nous remarquons que des écarts entre les valeurs de PCI des gaz obtenues à différentes températures et à différentes tailles sont importants.

Le pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz estimé est environ de 9 - 12 MJ/Nm³ pour une gazéification du coke avec CO₂, et de 7 à 11 MJ/Nm³ avec de la vapeur d'eau. Dans le tableau (B.4), nous avons rassemblé de manière récapitulative les valeurs maximums du PCI pour tous les chars utilisés.

Tableau B.4 : Récapitulation des valeurs maximums du PCI des gaz

Biomasse	Réactif	Température (°C)	Taille (µm)	Valeur (MJ/Nm ³)
Bois kaïlcédrat	CO ₂	1050	630	11,66
Bois anacardier	CO ₂	1050	630	11,49
Coque arachide	CO ₂	1050	630	12,03
Coque cajou	CO ₂	1050	630	11,72
Coque palme	CO ₂	1050	630	12,32

Dans ce tableau (B.4) nous pouvons constater que les valeurs maximales ont été obtenues de 1050 °C pour une taille de 630 µm.

B.4- Etude comparative de conversion du type de chars de biomasse

Afin d'évaluer l'effet de nature de l'échantillon de char les données X ont été présentés en fonction du temps et pour différents types de char (bois de kaïlcédrat, bois d'anacardier, coque de palme, coque de cajou, et coque d'arachide) sur les figures (B.17, B.18, et B.19). La composition de ces gaz varie en fonction des procédés et de la matière première. Les produits d'un gazéificateur dépendent d'une part de son design mais aussi de son approvisionnement en biomasse. Afin de mieux connaître l'effet du type de char sur la conversion, nous avons effectué une représentation du taux de conversion du char pour une même température, et une même taille de particule en fonction du temps.

■ Expérience de gazéification (coke- CO₂)

Les figures (B.17-a et B.17-b) illustrent les courbes d'évolution de conversion des différents chars sous CO₂ en fonction du temps pour deux tailles de particules. Nous pouvons remarquer sur cette figure (B.17) que la conversion du char est fonction du type de char. Il est clair que le char de la coque d'arachide et le char de la coque de cajou est plus réactif qu'aux autres types de char (bois d'anacardier, bois de kaïlcédrat, et coque de palme), voir le temps de conversion de cet

échantillon comparais aux autres chars dans tableau (B.2). Nous avons eu à remarquer est que : les coques de cajou et les coques d'arachide ont un taux de carbone (résidu et char) supérieur que les trois autres échantillons (bois d'anacardier, bois de kaïlcédrat, et coque de palme). Ainsi, cette différence de teneur en composition chimique entre les échantillons serait la conséquence de la différence de la cinétique de conversion du char.

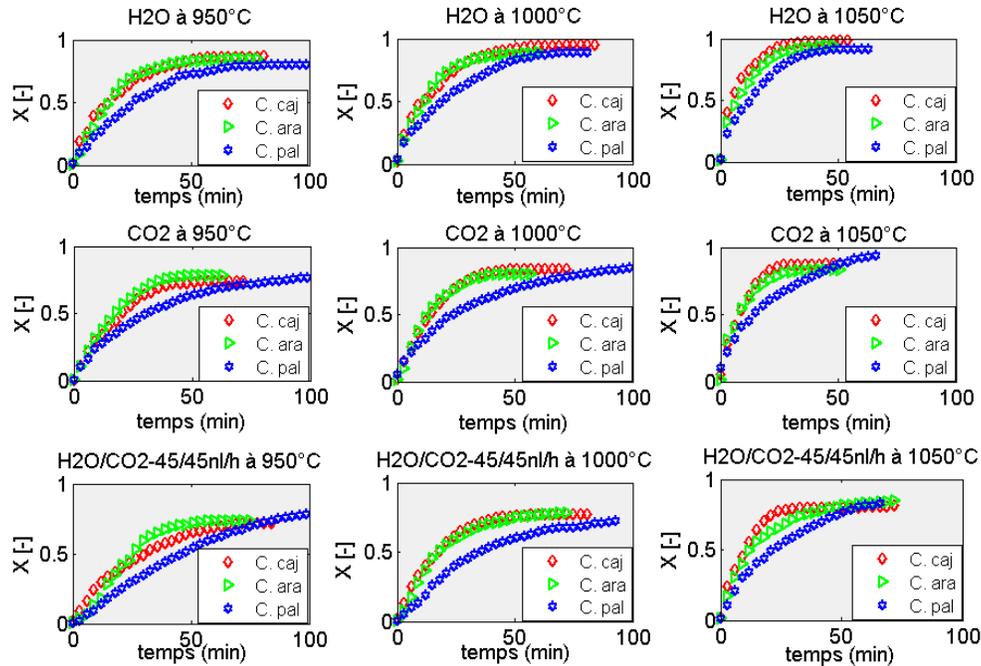


Figure B.25 : Influence du type de char sur la conversion coke (utilisation du taux de conversion)

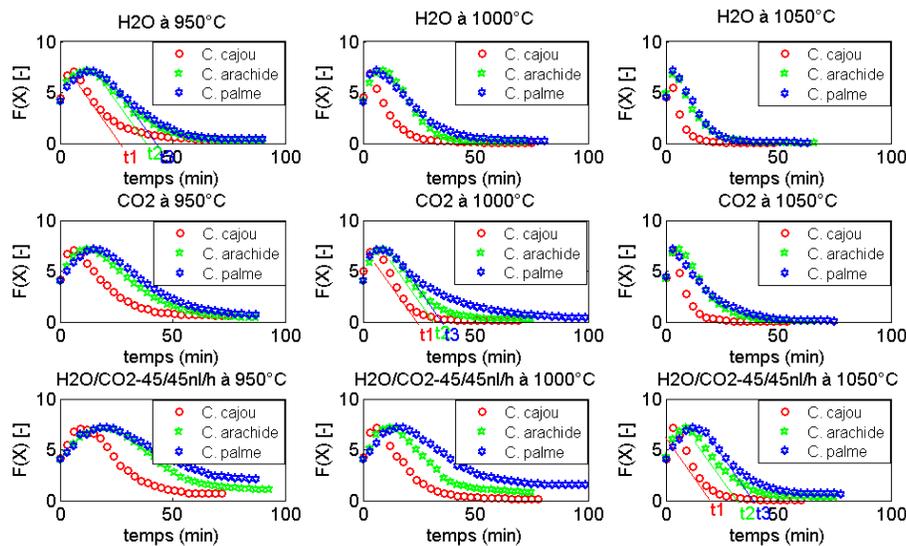


Figure B.26 : Influence du type de char sur la conversion coke (utilisation d'une fonction empirique)

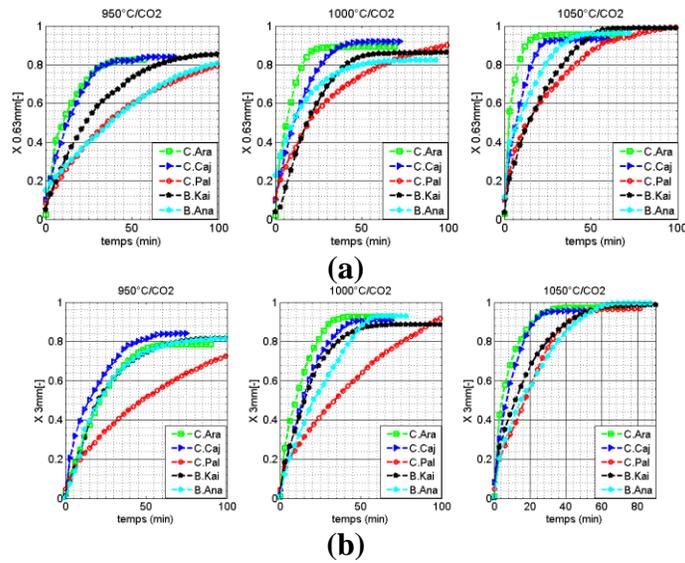


Figure B.27 : Influence du type de char sur la conversion coke sous CO_2 (a)-pour 0,63 mm et (b)-pour 3 mm

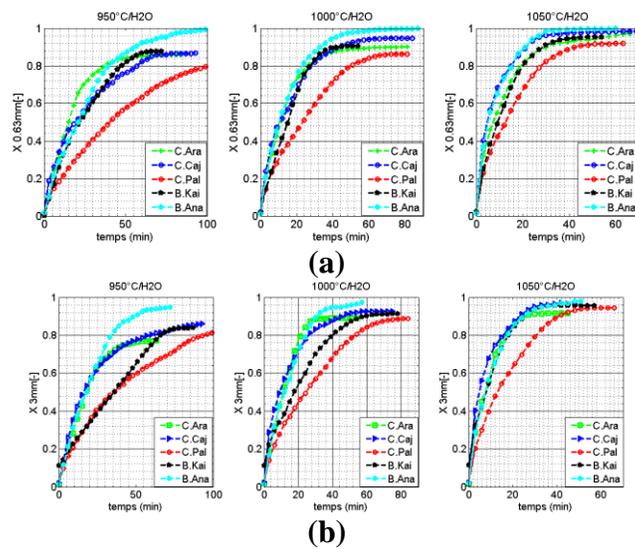
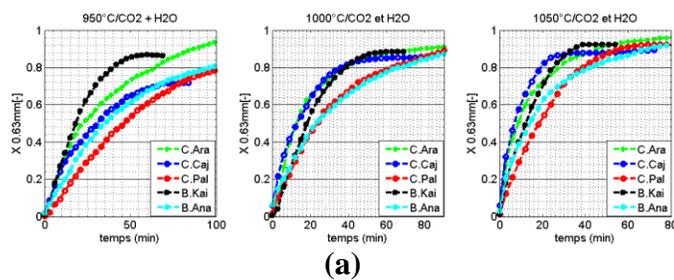


Figure B.28 : Influence du type de char sur la conversion coke sous H_2O (a)-pour 0,63 mm et (b)-pour 3 mm



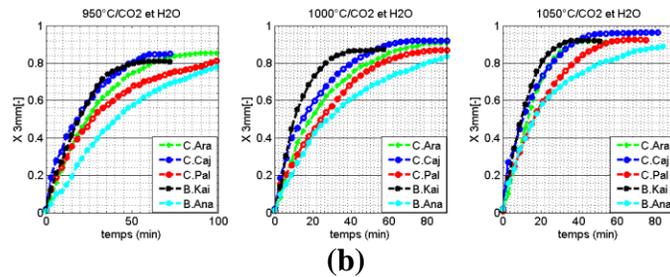


Figure B.29 : Influence du type de char sur la conversion coke sous mélange ($\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$) (a)- pour 0,63 mm et (b)-pour 3 mm

Les résultats obtenus (figures B.17, B.18, et B.19) de ces essais de gazéification des différents char sous la vapeur d'eau et/ou dioxyde de carbone ont montré que la nature de la biomasse a une influence sur la conversion du char. Les différences de la nature du char de biomasse ont entraîné des changements importants dans ce processus de conversion du char observé lors de la gazéification. Ainsi, nous pouvons remarquer que cet effet de la nature du charbon sur le taux de conversion est beaucoup plus senti sur les courbes de 950 °C, de 1000 °C que sur celles de la température de 1050 °C.

B.5- Effet de la composition volumique des réactifs sur la cinétique de conversion

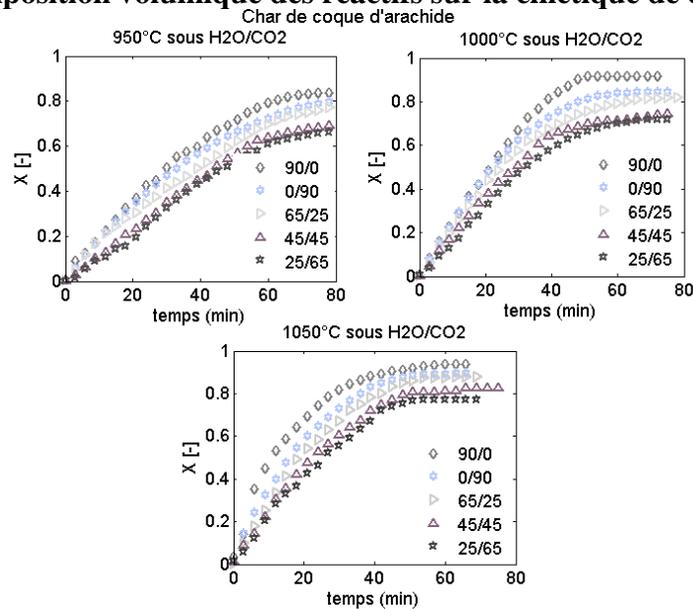


Figure B.30 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque d'arachide

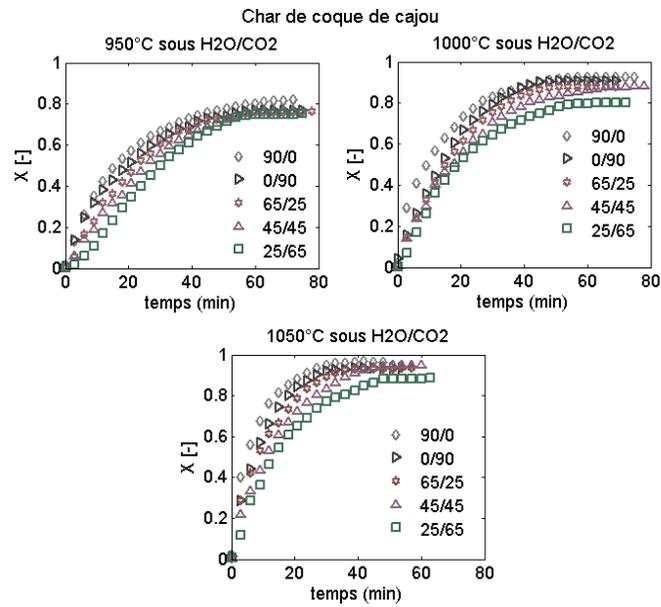


Figure B.31 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de cajou

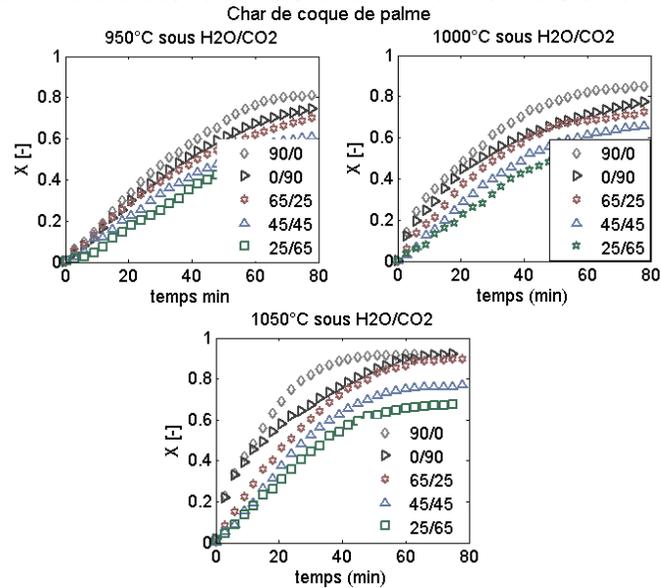


Figure B.32 : Effet de la nature des réactifs sur le taux de conversion du char de coque de palme

B.6- Détermination des paramètres cinétiques

Les paramètres cinétiques que sont le facteur pré-exponentiel et l'énergie d'activation obtenus pour toutes les conditions de tests, sont regroupés dans le tableau (B.5). Dans ce tableau, nous pouvons remarquer que les données expérimentales ont été bien représentées par le modèle de volume de réaction (VRM) avec des coefficients de régression élevés ($R^2 > 0,9$). Les énergies d'activation obtenues en fonction des réactifs de gazéification et de la taille des particules sont comprises entre 66 à 152 kJ/mol pour le bois de kailcédrat, et 80 à 206 kJ/mol pour le bois d'anacardier.

Les sous figures des figures (B.33, B.34, et B.35) ont été utilisés pour interpréter la cinétique de conversion du char de coque de palme, du char de coque de cajou et du char de la coque d'arachide.

Étude hydrodynamique et valorisation énergétique par transformation thermochimique de déchets de biomasse pour l'alimentation d'une briqueterie

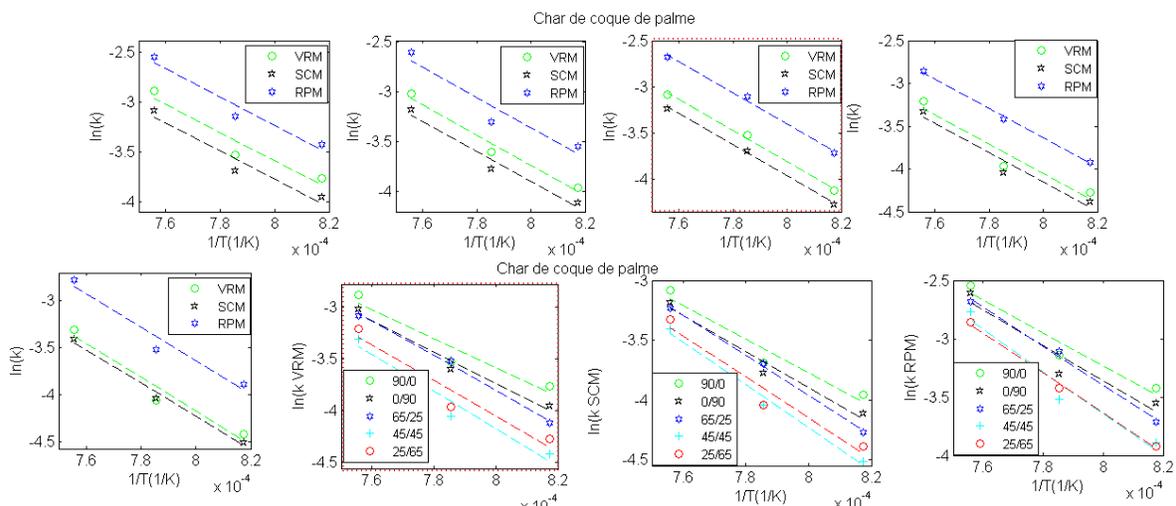


Figure B.33 : Profil de $\ln(k)$ du char de la coque de palme en fonction de l'inverse de la température

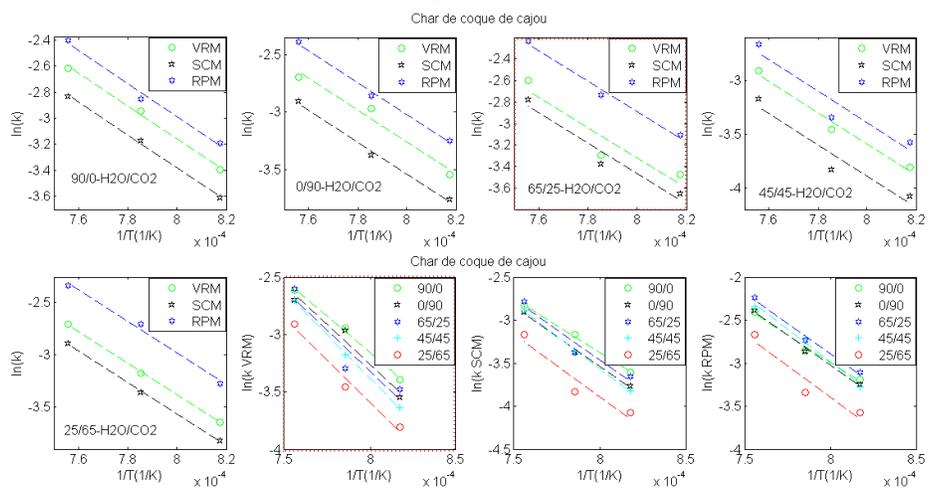


Figure B.34 : Profil de $\ln(k)$ du char de la coque de cajou en fonction de l'inverse de la température

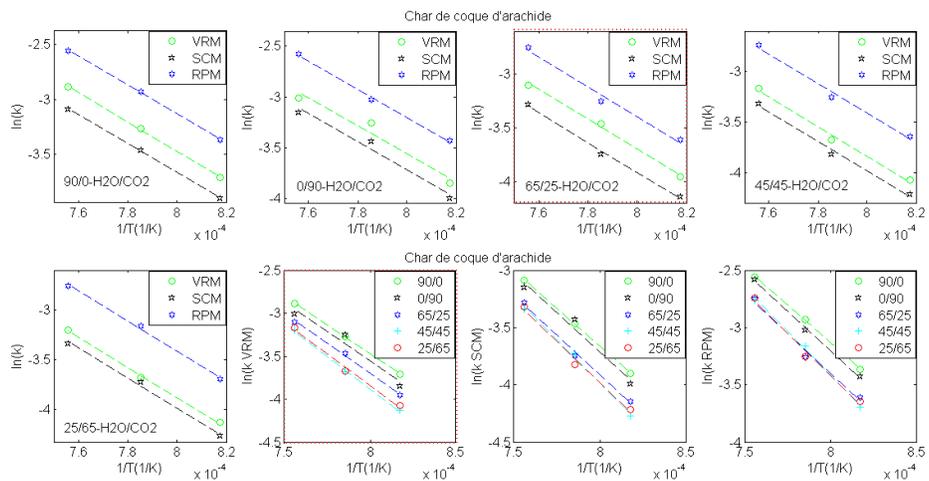


Figure B.35: Profil de $\ln(k)$ du char de la coque d'arachide en fonction de l'inverse de la température

Tableau B.5 : Paramètres cinétiques de la gazéification du char des tiges de coton, de bois d'anacardier, et de bois de kailcédrat

VRM	E_a (kJ/mol)	K_0 (min ⁻¹)	R^2	Granulométrie (µm)
CO ₂ bois anacar	162,21	1,21 ^E +5	0,9989	630
CO ₂ bois kailcéd	142,42	1,99 ^E +4	0,9971	
CO ₂ tige de coton	95,51	0,581E+3	0,9930	
H ₂ O bois anacar	73,23	0,59 ^E +2	0,9995	
H ₂ O bois kailcéd	87,19	0,17E+3	0,9943	
H ₂ O tige de coton	102,74	0,544E+3	0,9810	
H ₂ O/CO ₂ bois kailcéd	66,82	0,24E+2	0,9977	3000
H ₂ O/CO ₂ bois anac	80,81	0,44E+2	0,998	
CO ₂ bois anac	98,72	0,81 ^E +3	0,9960	
CO ₂ bois kailcéd	152,003	5,22E+4	0,9953	
H ₂ O bois anac	206,59	1,04E+7	0,9988	
H ₂ O bois kailcéd	127,83	6,39E+3	0,9995	
H ₂ O/CO ₂ bois kailcéd	106,16	0,83E+3	0,9960	
H ₂ O/CO ₂ bois anac	85,91	0,66E+2	0,9721	

En somme, les résultats de l'étude de la réactivité de la gazéification du char de bois et de déchets végétaux sous vapeur d'eau, sous dioxyde de carbone et sous le mélange des deux (CO₂ et H₂O) en deux tailles de particules, et pour trois températures (950°C, 1000 °C et 1050 °C) ont été présentés. Les tests de gazéification du char de bois d'anacardier, de bois de kailcédrat, et tige de coton ont été effectués dans un réacteur à lit fixe. Ainsi, le présent travail nous permet de tirer les conclusions suivantes :

Une augmentation de la température de réaction conduit à une augmentation significative de H₂ et de la production de CO. La température a été révélée comme un paramètre principal pour la conversion du char. Nous avons observé sur les résultats obtenus que la température de gazéification a un effet positif sur la valeur du PCI des gaz et celle de 1050 °C est révélée être la température qui permet d'avoir une meilleure valeur du PCI des gaz. Nous pouvons également dire que la taille des particules a un effet sur la valeur des PCI des gaz, elle influe également sur la conversion du char. Durant ce travail, nous avons remarqué que la conversion du char est affectée par le type d'échantillon.