

Institute of Mechanics, Materials and Civil Engineering (IMMC)
Thermodynamics and fluid mechanics (TFL)

Laboratoire Energies Renouvelables et Efficacité Energétique
(LabEREE)

**CONCEPTION ET CARACTERISATION
EXPERIMENTALE D'UN RÉACTEUR DE
GAZÉIFICATION POUR L'AFRIQUE DE L'OUEST.**

Dawidwendé Thècle Laetitia Zoungrana

Thèse présentée en vue de l'obtention du grade de docteur en sciences
de l'ingénieur (UCLouvain) et du grade de docteur en Science et
Technologie de l'Eau, de l'Energie et de l'Environnement (2iE).

Décembre 2022

Composition du jury :

Pr. Hervé Jeanmart (UCLouvain, promoteur)
Dr. Sayon Sidibé (2iE, promoteur)
Pr. Aude Simar (UCLouvain)
Dr. Benoit Herman (UCLouvain)
Dr. Yézouma Coulibaly (2iE)
Dr. Oumar Sanogo (IRSAT)
Dr. Laurent Van De Steene (CIRAD)
Pr. Lat G. Ndiaye (Université Assane Seck de Ziguinchor, président)

À Kelyan Lucas

L'avenir de la planète nous concerne tous, il est du devoir de chacun de la protéger.

Wangari Maathai

Remerciements

En rédigeant ces remerciements, je ne peux m'empêcher de repenser à tout mon parcours depuis le début de cette thèse jusqu'aujourd'hui. C'est pourquoi ces mots de remerciements sont lourds de sens pour moi, lourds du temps qu'a duré cette thèse, lourds de vécu.

Je remercie donc avant tout mon promoteur Pr Hervé Jeanmart, pour m'avoir donné l'opportunité d'apprendre à ses côtés même si au départ ce n'était pas du tout mon domaine de formation, il a cru que c'était possible le temps d'une thèse de tout réapprendre et d'atteindre ses objectifs. Je le remercie pour sa confiance, sa bienveillance et sa capacité à toujours trouver une solution à tout ! Merci pour l'accueil chaleureux à chaque séjour en Belgique, d'avoir toujours fait en sorte que je m'y sente comme chez moi.

Je remercie mon promoteur, Dr Sayon Sidibé pour ses précieux conseils et ses mots justes qui ont toujours su me redonner confiance en moi. Même quand je n'y croyais plus, lui, il y croyait et plus que jamais ! Je le remercie tout particulièrement pour son humanité durant ma grossesse, et les difficultés que j'ai rencontrées. Merci pour l'aide durant les difficultés d'installation du prototype. Merci pour son expertise pour l'installation des capteurs et l'acquisition des données.

Je remercie les membres de mon équipe d'encadrement, Dr Yézouma Coulibaly qui malgré son départ à la retraite restait disponible pour toutes les difficultés que j'ai rencontrées. Je remercie Dr Benoit Herman pour son aide plus que précieuse durant la phase de conception du prototype, je garde un très bon souvenir de ces réunions de brainstorming que nous avons eues ensemble. Je remercie Dr Yohan Richardson, qui restait

disponible à tout moment pour mes nombreuses questions autour de la gazéification.

Je remercie toute mon équipe de travail à l'UCLouvain et à l'Institut 2iE. Je pense aux techniciens et ingénieurs qui se sont tenus à mes cotés jours et nuits pour qu'aujourd'hui je puisse présenter des résultats. Je pense à Innocent, Frank et Arnaud Lion.

Je remercie les professeurs qui ne m'ont pas directement encadrée mais avec qui j'ai eu de fructueux échanges, je remercie Dr Marie Sawadogo (Chef du Laboratoire Energie à 2iE) et Dr Moussa Soro (chef du département Energie à 2iE). Je remercie Pr Adamah Messan (chef du laboratoire Génie Civil à 2iE) pour son aide et celle de son équipe lors du coulage du béton réfractaire.

Je n'oublie pas l'ensemble de mes collègues doctorants et collaborateurs à 2iE et à l'UCLouvain sans qui l'ambiance de travail n'aurait pas été la même.

Je voudrais remercier Fanta et Ali avec qui nous avons partagé le projet PRD Gascal, ce fut une très belle aventure humaine. Merci à Brice, Rock, Linda et son époux Mathias et l'ensemble des doctorants avec qui j'ai passé de belles années de thèse.

J'ai eu la chance de rencontrer des personnes géniales lors de mes séjours en Belgique, merci à la famille TFL, merci à Isabelle, Véro, Camille, Gauthier, Max, Vincenzo, Mathieu Calero grâce à qui je n'ai jamais été dépaylée. Merci tout particulièrement à Elise pour sa confiance et son amitié.

Enfin, cette thèse n'aurait pas été possible sans une famille à mes cotés pour me soutenir. Merci à mes parents, à maman qui rêve de me voir décrocher ce doctorat comme si c'était le sien, à papa pour son amour et la fierté qu'il a mon égard. Merci à Miraille et Thierry mes frères pour leur soutien.

Je termine ces remerciements, par mon meilleur, mon époux, Césaire. Tu me disais dans les remerciements de ton manuscrit de thèse que le meilleur est à venir, tu avais raison ! Je n'aurai pas pu rêver meilleur allié que toi, tu as toujours été là pour me reconforter, pour me redonner courage. Merci pour tout ce que tu sais déjà et que ces pages ne suffiraient à décrire !

A mon fils Kelyan pour qui j'ai envie de donner le meilleur de moi-même chaque jour et pour qui je me battrais pour un monde plus juste et plus équitable.

Je rends grâce au Seigneur.

Table des matières

Résumé.....	xiii
Abstract	xv
Nomenclature	xvii
Préambule	xxi
Introduction	1
Chapitre 1. Etat de l'art du procédé de gazéification.	13
1.1. Généralités sur la valorisation thermochimique de la biomasse	14
1.1.1. Principe général de la gazéification	15
1.1.2. Les types de gazéifieurs	19
1.2. Revue de plateformes implémentées en Afrique sub- saharienne	28
Chapitre 2. Conception du prototype de gazéification.....	37
2.1. Méthodologie de conception du réacteur de gazéification	38
2.1.1. Clarification des objectifs.....	39
2.1.2. Définition des fonctions.....	43
2.1.3. Spécification des performances.....	46
2.1.4. Génération de solutions.....	47
2.1.5. Evaluation des alternatives.....	53
2.1.6. Résultats	54
2.2. Modélisation à l'équilibre du procédé sur ASPEN PLUS®	64
2.2.1. Implémentation du modèle	65
2.2.2. Résultats du modèle.....	69

2.3. Modélisation thermique sur ANSYS FLUENT®	74
2.3.1. Géométrie du réacteur modélisé.....	74
2.3.2. Maillage des géométries	75
2.3.3. Implémentation du modèle.....	76
2.3.4. Résultats du modèle pour les transferts thermiques ..	78
Chapitre 3. Réalisation du prototype de gazéification et méthodologie expérimentale.....	85
3.1. Présentation du prototype.....	86
3.1.1. Paroi externe en acier inoxydable.....	86
3.1.2. Paroi de béton réfractaire	87
3.1.3. Eléments amovibles	90
3.2. Les capteurs et instruments de mesure	94
3.2.1. Mesures de température.....	94
3.2.2. Mesures de pression différentielle	96
3.2.3. Mesure de la composition du gaz.....	97
3.3. Conditions des essais	100
3.3.1. Comparaison du prototype au design.....	101
3.3.2. Positionnement des vannes.....	110
3.4. Bilan de masse.....	112
3.5. Bilan d'énergie.....	118
3.6. Méthodologie de calcul	126
3.6.1. Méthodologie de calcul du bilan de masse et d'énergie.....	126
3.6.2. Incertitudes de mesure.....	127
3.7. Rendements de performance.....	129
Chapitre 4. Campagne expérimentale sur le prototype	135
4.1. Détermination du débit d'air de gazéification.....	136

4.2. Détermination du niveau d'injection d'air.....	139
4.3. Fonctionnement en régime du réacteur.....	143
4.3.1. Régulation des températures	143
4.3.2. Analyse de la composition du gaz.....	147
4.3.3. Régulation de l'approvisionnement semi-batch	151
4.4. Rendements de performance du GP2.....	156
4.4.1. Bilans Masse-Energie.....	156
4.4.2. Rendements de performance.....	167
Conclusion et perspectives	173
Bibliographie	179
Annexe 1. Plans de détails du GP2	189
Annexe 2. PID (Pipping Instrumentation Diagram)	193
Annexe 3. Banc expérimental	195

Résumé

La gazéification est un procédé de conversion thermochimique de la biomasse utilisée dans des applications de production de chaleur et d'électricité. Ce procédé est prometteur dans un environnement ouest africain où les besoins énergétiques sont importants et où le potentiel en biomasse est considérable. La présente étude s'inscrit dans un contexte de valorisation par gazéification des résidus agricoles notamment la balle de riz. Elle a permis de concevoir et de fabriquer un réacteur de gazéification adapté aux petites unités industrielles dans le secteur de la transformation agricole.

Cette étude se décline en plusieurs étapes à savoir la mise en place d'une méthodologie de conception du prototype, la modélisation à l'équilibre de la composition du gaz produit, la simulation des pertes thermiques du procédé et la mise en œuvre d'une étude expérimentale sur le prototype. Plusieurs paramètres ont été étudiés expérimentalement à savoir le ratio d'équivalence, les niveaux d'injection d'air de même que le mode d'approvisionnement en combustible. Le gaz produit à l'issue du procédé de gazéification a été analysé afin de déterminer les conditions opératoires dans lesquelles le meilleur rendement a été obtenu.

Les meilleurs essais menés ont été réalisés à un ratio d'équivalence de 0,32 pour une puissance thermique de 50 kWth[PCI] et un rendement de 46 %. La composition du gaz obtenu est de 14,62 % de CO, 12,89 % de CO₂, 2,89 % de CH₄ et 6,84 % de H₂. Ces résultats avec un rendement relativement faible s'expliquent par les basses températures du procédé et une zone de réduction froide. En effet les pertes thermiques estimées à 8 % de l'ensemble du bilan d'énergie des entités sortantes du réacteur sont probablement plus élevées. Certaines difficultés

opérationnelles telles que l'homogénéisation du lit au cours de gazéification conduit à la formation de by-pass où les gaz de pyrolyse sont entraînés vers la sortie. Cela explique également les proportions du gaz obtenu avec de faibles teneurs en CO et H₂.

La campagne expérimentale menée sur le gazéifieur a permis d'émettre des perspectives pour améliorer les rendements pour de futurs travaux.

Abstract

Gasification is a thermochemical conversion process of biomass. Gasification is used for heat and power generation applications. This process is promising in a West African environment where energy needs are significant and where biomass potential is considerable. The aim of this study is the valorization by gasification of agricultural residues especially rice husk. It resulted to a design and a manufacture of a gasification reactor suitable for small-scale industrial units in the agricultural processing sector.

This study is divided into several stages, namely a design methodology of the prototype, an equilibrium modelling of the gas composition, a simulation of the process heat losses and an experimental study of the prototype. Several parameters have been studied experimentally, namely the equivalence ratio, the air injection levels as well as the fuel supply mode. The produced gas was analyzed in order to determine the operating conditions to obtain the best yield of gasification.

The best experimental results were carried out at an equivalence ratio of 0.32 for a thermal power of 50 kW_{th}[LHV] and a global efficiency of 46 %. The composition of the produced gas is 14.62 % of CO, 12.89 % of CO₂, 2.89 % of CH₄ and 6.84 % of H₂. These results with a relatively low yield are explained by the low process temperatures and a cold reduction zone. In fact, the heat losses estimated at 8 % of the energy balance of the exiting entities of the reactor, but they are probably higher. Some operational difficulties such as the homogenization of the bed during gasification lead to the formation of bypass where the pyrolysis gases are entrained towards the outlet. This also explains the proportions of the gas obtained with low CO and H₂ contents.

The experimental campaign carried out on the gasifier allows to issue perspectives to improve yields for future work.

Nomenclature

Abréviations

BAF	Gazéifieur en approvisionnement Batch Aspiration d'air et lit Fixe
BIF	Gazéifieur en approvisionnement Batch Insufflation d'air et lit Fixe
CAF	Gazéifieur en approvisionnement Continu Aspiration d'air et lit Fixe
CIF	Gazéifieur en approvisionnement Continu Insufflation d'air et lit Fixe
CIFL	Gazéifieur en approvisionnement Continu Insufflation d'air et lit Fluidisé
Cp	Capacité thermique
ER	Equivalence Ratio
GP2	Gasification Plant of 2iE (Plateforme de gazéification du 2iE)
SBAF	Gazéifieur en approvisionnement Semi-Batch Aspiration d'air et lit Fixe
SBIF	Gazéifieur en approvisionnement Semi-Batch Insufflation d'air et lit Fixe
SBIFL	Gazéifieur en approvisionnement Semi-Batch Insufflation d'air et lit Fluidisé
SGR	Specific Gasification Rate
SV	Vitesse superficielle

Symboles

ΔP	Pression différentielle [Pa]
e	Epaisseur [m]
E	Energie [kWh]
h	Hauteur [m]
h_c	Coefficient de convection du fluide chaud [-]
h_f	Coefficient de convection du fluide froid [-]
m	Masse [g]
M	Masse molaire [g.mol ⁻¹]
P	Pression [Pa]
r	Rayon [m]
R	Constante spécifique des gaz parfaits [J.mol ⁻¹ .K ⁻¹]
R_c	Résistance à la convection du fluide chaud [W.m ⁻² .K ⁻¹]
R_{co}	Résistance à la conduction [m ² .K.W ⁻¹]
R_f	Résistance à la convection du fluide froid [W.m ⁻² .K ⁻¹]
R_g	Constante spécifique du gaz [J.mol ⁻¹ .K ⁻¹]
R_t	Résistance thermique [m ² .K.W ⁻¹]
S	Surface [m ²]
t	Temps [s] , [min]
T	Température [K]
Y	Taux de production du gaz [-]

Lettres grecques

α	Air ratio [-]
λ	Conductivité thermique [W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
η	Rendement de gazéification [-]
P	Densité apparente [kg.m ⁻³]
ζ	Facteur de dilution [-]

Préambule

Cette thèse de doctorat s'inscrit dans le cadre d'un projet de recherche et de développement intitulé « Valorisation des résidus agricoles par gazéification de la biomasse -PRD Gascal - ». Ce projet de recherche est subdivisé en trois volets portés par trois thèses de doctorat axées sur :

- les aspects socio-économiques de l'adoption de la technologie de gazéification,
- la conception thermique et mécanique d'un réacteur de gazéification,
- la production d'électricité par l'utilisation du syngas issu de la gazéification dans un moteur à combustion interne.

L'ensemble de ces travaux de recherche a été mené au sein l'institut 2iE, de l'Université catholique de Louvain (UCLouvain), de l'Université de Liège (ULiège) et de l'Université Joseph Ki-Zerbo (UJKZ). Ce projet a été financé par l'Académie de Recherche et d'Enseignement Supérieur (ARES) de la Fédération Wallonie-Bruxelles - Commission de la Coopération au Développement.

La présente thèse a été menée en cotutelle au sein du pôle de Thermodynamique et de mécanique des fluides (TFL) de l'Institut de Mécanique, Matériels et Génie Civil (IMMC) de l'UCLouvain en Belgique et au sein du Laboratoire Energies Renouvelables et Efficacité Energétique (LabEREE) de l'Institut 2iE au Burkina Faso.

Introduction

Contexte de la zone d'étude

Le Burkina Faso, situé en Afrique de l'Ouest (Figure i), compte une grande partie de sa population soit 74% vivant en zones classées rurales et seulement 26% de sa population habitants dans les zones dites urbaines (INSD 2022). Dans les zones rurales, les activités socio-économiques sont pour la plupart à petite ou moyenne échelle. Les populations font en grande partie de l'agriculture. Ce secteur emploie 82% de la population active et de plus en plus de filières primaires de transformation agro-industrielles voient le jour. Cette évolution dans les mœurs de la vie socio-économique s'accompagne d'une consommation proportionnellement accrue en énergie.

Dans les zones urbaines, le paysage social et économique est plus varié. Du secteur public au secteur privé formel en passant par le secteur des activités informelles, la population active a besoin d'énergie pour produire des biens et services. Ainsi, le besoin énergétique à la hausse est dû au fort taux de croissance de la population (environ 3% par an) et à la consommation énergétique liée d'une part au confort de vie de cette population et d'autre part aux activités génératrices de revenus (INSD 2022).

De façon globale, le taux d'électrification est estimé en 2018 à 20% (IEA 2019). Cette couverture est principalement assurée par la société nationale d'électricité. Les zones urbaines sont couvertes à 64 % par ce réseau et les zones rurales sont les moins desservies car elles ne sont électrifiées qu'à moins de 5 %.

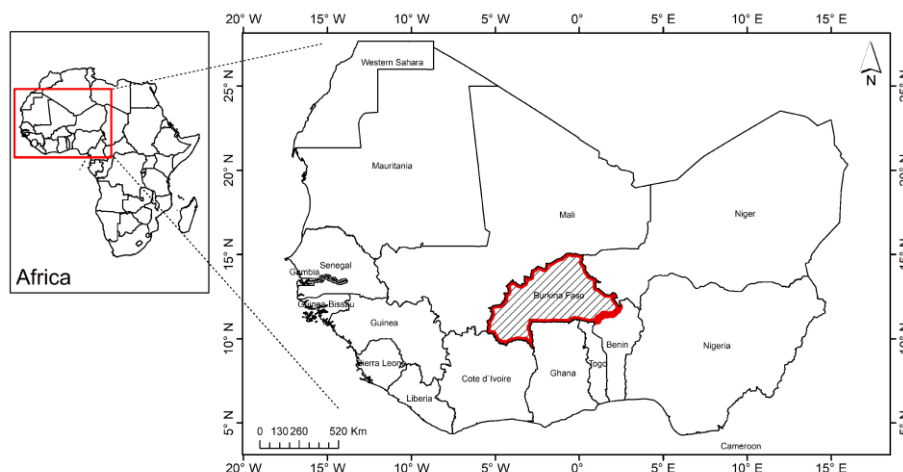


Figure i. Présentation de la zone d'étude

L'énergie finale consommée par la population au Burkina Faso provient principalement de l'énergie de la biomasse à hauteur de 82%¹, puis des hydrocarbures et de l'électricité à plus petite proportion (Figure ii).

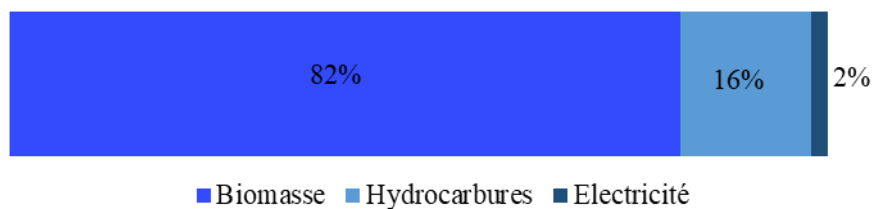


Figure ii. Distribution de la consommation énergétique finale au Burkina Faso dominée par l'utilisation du bois-énergie.

Ainsi, l'énergie de la biomasse consommée est principalement thermique afin de répondre à des besoins de chaleur à l'échelle

¹ Source SONABEL 2019 données de l'Intranet

familiale, ou pour des activités génératrices de revenus nécessitant dans la chaîne du procédé une source de chaleur pour produire un bien ou un service. Le second type d'énergie consommé par la population est issu des hydrocarbures essentiellement dans le secteur du transport. Le troisième type d'énergie est l'énergie électrique principalement fournie par la société nationale d'électricité.

La production électrique, pour l'instant déficitaire, a pourtant un énorme potentiel notamment lorsqu'il s'agit des énergies renouvelables. Bien que pour l'instant l'énergie hydroélectrique, le solaire photovoltaïque et le biogaz soient les seuls concernés par la production électrique ; un potentiel en biomasse existe notamment des résidus agricoles et pourrait être valorisé pour répondre au besoin en électricité. En effet, l'énergie de la biomasse est la plus grande partie du temps utilisée de façon primaire. Elle peine à trouver une utilisation plus poussée, hormis son utilisation calorifique, mais elle n'en demeure pas moins une source d'énergie renouvelable non négligeable pour la production électrique.

Potentiel en biomasse au Burkina Faso

Le gisement de biomasse au Burkina Faso est très semblable à celui de toute la sous région Ouest africaine au vu du climat tropical de la zone ainsi que des facteurs géo climatiques. Le pays étant essentiellement agricole, les principales cultures que sont les céréales de sorgho, de mil, de maïs, de riz et de fonio génèrent des quantités importantes de résidus agricoles (Figure iii). En plus des terres cultivées, le pays est couvert à hauteur de 14% de formation forestières ligneuses et arbustives². Les résidus agricoles

² https://www.memoireonline.com/11/12/6480/m_Conservation-des-entites-forestieres-au-Burkina-Faso2.html

constituent particulièrement un potentiel de biomasse disponible pour la production de bioénergie tout en protégeant la biodiversité et en évitant le défrichement des forêts. Le potentiel de résidus agricole est estimé à 8 millions de tonnes (Barry et al. 2022). Les résidus agricoles servent pour certains d'aliments ou de litière pour le bétail, ou d'intrant à l'artisanat.



(a)



(b)



(c)



(d)

Figure iii. Différents résidus agricoles abondants dans la sous région (a) balles de riz, (b) rafles de maïs, (c) tiges de cotonnier, (d) coques d'arachide

La présente étude se focalisera sur l'utilisation de balle de riz comme combustible pour le procédé de gazéification (Figure iv).

En effet, les résidus issus d'une culture cible comme celle du riz qui connaît une demande en forte hausse pourrait être profitable à une conversion bioénergétique importante (Duku, Gu, et Hagan 2011; Iye et Bilsborrow 2013). Au Burkina Faso, la quantité de balle de riz mobilisable pour une valorisation énergétique a été estimée à 6497 tonnes en 2018 (Barry et al. 2022).

En termes de quantité extractible de résidus par rapport au produit noble en ce qui concerne le riz, le quart de la production constitue de la matière résiduelle à savoir des balles et des tiges de riz (Pode 2016). L'intérêt pour les sous-produits du riz se justifie par sa disponibilité comme potentiel combustible pour une conversion énergétique. En effet, les balles de riz sont peu utilisées dans l'alimentation du bétail à cause de leur teneur en silice. Les potentielles utilisations faites sont dans le génie civil (au stade expérimental), pour la rétention d'eau dans les périmètres maraichers ou dans la confection des litières d'animaux (Barry et al. 2022). En fonction du procédé de conversion, la densité de la balle de riz peut être améliorée par torréfaction ou briquetage (Widjaya et al. 2018). Les analyses réalisées par Murugan et Sekhar démontrent que la balle de riz est un bon combustible compte tenu de sa faible teneur en humidité ($<10\%$), du bon pourcentage en matière volatile (59.5%) et de sa teneur en carbone fixe de 19.5% excepté sa forte proportion en cendres (Murugan et Sekhar 2017).

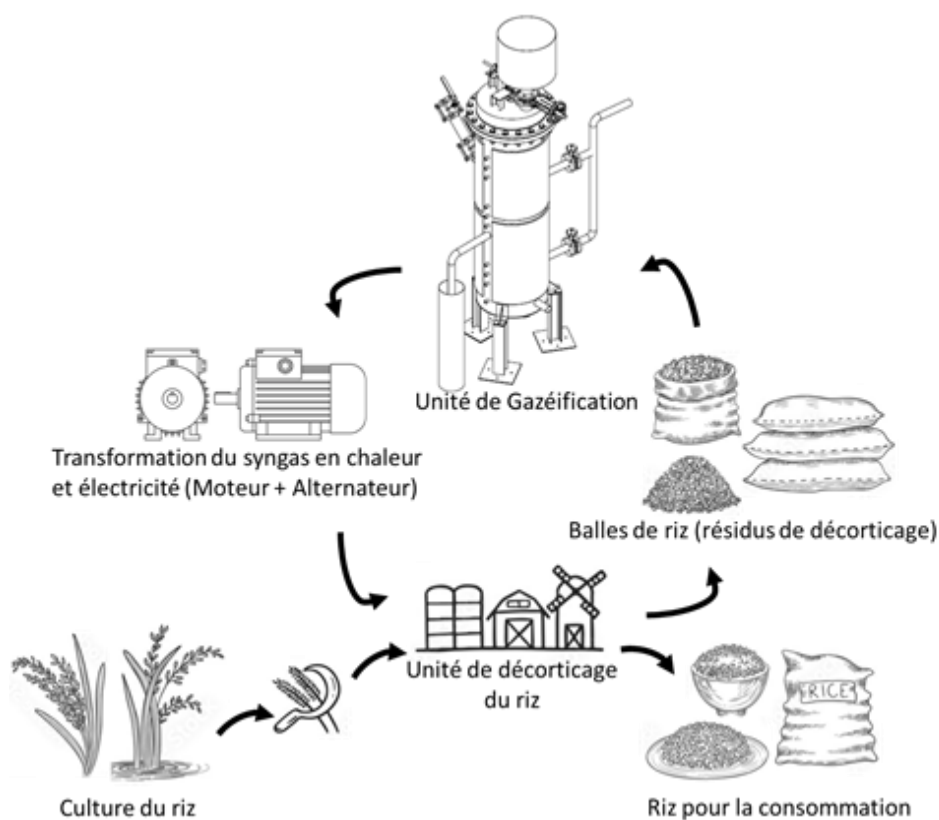


Figure iv. Résumé du contexte de la valorisation énergétique des résidus de balles de riz

Etat de la gazéification au Burkina Faso

Au Burkina Faso, dans la région des Hauts-Bassins, quelques unités de pyrolyse à échelle industrielle font de la valorisation énergétique par pyrolyse lente notamment des coques de cajou. Des plateformes de gazéification utilisant des résidus agricoles tels les balles de riz, les tiges de coton, les rafles de maïs, et les coques d'arachide ont été mises en place pour répondre au besoin énergétique présent dans certaines localités du Burkina Faso.

Ainsi, sont dénombrés dans les localités de Dano et de Bama, des gazéifieurs qui ont été installés pour la production d'électricité et de chaleur pour l'étuvage de riz. Dans la localité de Po un gazéifieur a été installé dans l'optique de produire de l'électricité avec une installation d'une puissance de 22 kWe. Dans la localité de Bagré qui est un pôle de production de riz au Burkina Faso, des gazéifieurs ont été mis en place afin de combler le besoin énergétique pour l'étuvage du riz. La quasi-totalité de ces plateformes de gazéification est cependant à l'arrêt. La gazéification rencontre des difficultés à s'implanter car la plupart des projets de fourniture énergétique via la gazéification se sont soldés par un échec. En effet l'adoption et la pérennité des installations de gazéification sont conditionnées par de multiples facteurs notamment des facteurs socioculturels et organisationnels (Barry et al. 2021).

Dans cette étude, l'idée fondamentale de la conception d'un gazéifieur dans les conditions de la zone d'étude découle du constat que l'utilisation de la gazéification comme procédé de valorisation énergétique de la biomasse demeure à l'état embryonnaire. Les quelques unités installées rencontrent des difficultés opératoires. En effet plus de la moitié des unités de gazéification installées sont des pilotes importés d'un fabricant étranger ; et quelques unités sont fabriquées in situ par des artisans locaux non spécialistes du domaine. Il se crée ainsi un décalage car les pilotes importés sont mal maîtrisés par les opérateurs locaux et ceux fabriqués localement rencontrent des problèmes dans leur fonctionnement.

De nombreux facteurs freinent le développement de la technologie de gazéification en Afrique sub-saharienne. Parmi ces facteurs, quatre principales difficultés : le manque de documentation scientifique rigoureuse sur le sujet, les barrières techniques, l'accessibilité à la ressource de biomasse et la fiabilité de la

technologie de gazéification (Dasappa 2011). Ainsi, le constat quasi général est que peu de gazéifieurs fonctionnent notamment au Burkina Faso pour des raisons nombreuses et diverses regroupées en quatre grandes catégories (Table i).

<u>Manque d'études et d'analyses scientifiques rigoureuses</u>	<u>Barrières socio-techniques</u>	<u>Disponibilité et Mobilisation de la ressource</u>	<u>Performance des gazéificateurs</u>
Peu de documentation sur l'évaluation des raisons de l'infirmité des projets de gazéification antérieurs.	Manque de main-d'œuvre scientifique et industrielle adéquate pour comprendre, apprécier et accompagner le secteur de la gazéification.	Absence d'une base de données sur la ressource de biomasse disponible et d'un modèle actualisé de l'utilisation potentielle.	Lacunes sur l'existence de normes et standards en matière de performance, de fabrication, d'installation et de maintenance de plateformes de gazéification.
Peu d'emphasis sur les cas de programmes réussis de gazéification à but d'électrification.	Manque de renforcement des capacités locales pour concevoir, fabriquer, exploiter et entretenir le système de gazéification.	Absence de données sur les exigences des pays en matière d'électricité notamment pour les zones urbaines et rurales distinctes.	Lacunes sur les compétences et l'expertise locale pour concevoir, fabriquer ou assembler les composants de technologies de gazéification.
		Absence d'adéquation stratégique entre les zones à fort potentiel de biomasse disponible et la demande d'approvisionnement en électricité.	Lacunes sur la capacité technique pour concevoir, installer, exploiter et entretenir des mini-réseaux basés sur les énergies renouvelables.
		Absence d'élaboration de stratégies pour une vision d'ensemble de la migration des combustibles fossiles vers l'énergie verte.	

Table i. Facteurs d'instabilité de la technologie de gazéification en Afrique sub-saharienne adapté de Dasappa (Dasappa 2011).

Au regard des nombreuses difficultés décrites et qui causent l'instabilité de l'adoption de la technologie de gazéification en Afrique de l'Ouest et particulièrement au Burkina Faso ; cette étude répond notamment aux lacunes rencontrées dans le manque d'expertise locale à concevoir un réacteur avec des matériaux locaux répondant aux besoins des utilisateurs. Elle devrait permettre à ce que la technologie soit appropriée et vulgarisée par les artisans et les utilisateurs locaux de sorte que le fonctionnement et la maintenance du gazéifieur ne soit pas un frein à l'adoption du procédé de gazéification.

La question de recherche qui s'assigne à cette étude est :

« Comment concevoir localement un réacteur de gazéification qui soit optimal dans son fonctionnement tout en répondant au besoin énergétique contextuel ? »

La réponse à cette question devrait permettre d'aboutir à la fabrication du gazéifieur avec un rendement acceptable mais au-delà du rendement le prototype devra être conçu avec des moyens locaux pour des utilisateurs locaux. Le gaz issu de la gazéification, après traitement dans une unité généralement constituée d'un laveur et d'un refroidisseur, devra être de qualité acceptable pour être utilisé dans un moteur à combustion couplé à un alternateur pour la production d'électricité.

Afin d'y répondre, des objectifs ont été définis ainsi qu'une méthodologie rigoureuse.

Objectifs

L'objectif principal de la présente étude est donc de concevoir, réaliser et expérimenter un réacteur de gazéification au Burkina Faso.

Les objectifs spécifiques assignés sont destinés à échelonner les différentes étapes de la méthodologie :

Objectif spécifique 1 : Concevoir un réacteur de gazéification selon une méthodologie de conception afin répondre au mieux aux besoins énergétiques de la localité d'étude.

Objectif spécifique 2 : Modéliser la composition du gaz et les transferts thermiques lors du procédé et réduire les températures aux parois afin d'augmenter la durée de vie du réacteur.

Objectif spécifique 3 : Fabriquer le gazéifieur selon les plans de détail et mettre en place le banc expérimental et d'acquisition de données.

Objectif spécifique 4 : Mener des essais sur l'installation et proposer des perspectives d'amélioration du prototype conçu.

Ces objectifs qui s'inscrivent dans l'optique de répondre à la question de recherche sont subdivisés en quatre chapitres. Le Chapitre 1 fera un état de l'art et une revue des systèmes de gazéification. Le Chapitre 2 s'attèlera à répondre aux questions sur la conception du gazéifieur. Qu'est ce que concevoir ? Comment fixer le cadre de la conception ? Comment aboutir à un produit final qui remplit pleinement les objectifs attendus ? Ce sont autant de questions auxquelles ce chapitre répondra. Le Chapitre 3 expliquera le processus de fabrication ainsi que la mise en place de l'instrumentation rattachée au prototype de même que la méthode de calcul des rendements du prototype. Le Chapitre 4 fera le bilan de l'étude expérimentale menée sur le prototype conçu. Ce dernier chapitre vient en conclusion confronter les attentes de la conception aux résultats expérimentaux. L'étude expérimentale permettra d'émettre des

perspectives pour l'amélioration mais aussi la réplication du prototype à l'échelle industrielle pour les petites et moyennes entreprises.

Chapitre 1

Etat de l'art du procédé de gazéification.

Ce chapitre fait l'état de l'art du procédé de gazéification. Il fait la revue des différentes technologies de gazéification existantes, des moyens et méthodes existantes pour l'optimisation du procédé. Dans ce chapitre seront notamment abordés les types d'agents oxydants et leur impact sur les rendements du procédé ; l'analyse de l'utilisation de différentes biomasses et l'influence de leurs compositions ultimes et immédiates. Les modes d'approvisionnement en combustibles ont été également comparés. Dans la continuité de l'analyse des rendements qui peuvent être atteints par le procédé de gazéification, un modèle à l'équilibre thermodynamique a été implémenté grâce au logiciel Aspen Plus® afin de prédire les compositions théoriques du gaz produit.

Sommaire

1.1. Généralités sur la valorisation thermochimique de la biomasse	14
1.2. Revue des plateformes en Afrique sub-saharienne	28

1.1. Généralités sur la valorisation thermochimique de la biomasse

Il existe trois différents procédés de conversion de la biomasse par voie thermochimique à savoir la combustion, la pyrolyse et la gazéification de la biomasse.

La combustion est le mode de valorisation thermochimique le plus ancien et le plus répandu du bois-énergie ; en l'occurrence dans les ménages. L'application de la combustion à l'échelle industrielle connaît également de plus en plus de déclinaisons par exemple dans le secteur agroindustriel, l'énergie calorifique produite est directement utilisée pour le séchage des aliments ou pour des unités utilisant des fours ou des chaudières.

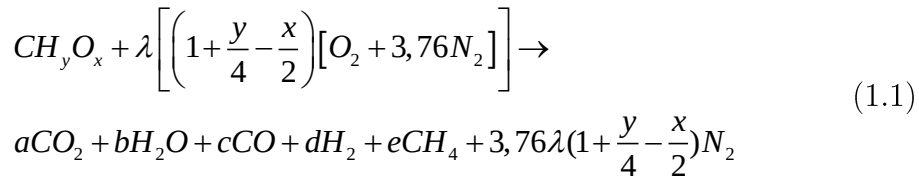
La pyrolyse peut être définie comme un procédé de décomposition thermique de la biomasse en l'absence d'oxygène. Les produits issus de la pyrolyse peuvent être sous la forme de gaz, de liquide ou de solide (le charbon de bois). Selon l'état du combustible, il existe différents types de pyrolyses : la pyrolyse lente et la pyrolyse rapide ou flash.

Contrairement à la combustion ou à la pyrolyse qui en sous produits produisent plus de goudrons ou de dioxyde de carbone CO_2 qui ont un effet néfaste pour l'environnement, la gazéification se définit comme étant un processus de transformation thermochimique de la biomasse en un gaz combustible dont les principaux composés utiles sont l'hydrogène et le monoxyde de carbone (Floriane Mermoud 2006). L'intérêt additionnel que suscite le procédé de gazéification est le champ d'application beaucoup plus large que ce procédé offre. En effet, la gazéification offre l'avantage de pouvoir utiliser une large gamme de combustibles pour la production d'un gaz pouvant être utilisé à diverses applications : production de chaleur, d'électricité, de biocarburants et de dérivés gazeux (Ruane,

Sonnino, et Agostini 2010). Quatre étapes thermochimiques se succèdent durant le procédé de gazéification. Ces étapes restent fondamentalement les mêmes mais peuvent varier de configuration spatiale et temporelle selon le mode d'introduction de la biomasse, la nature et le mode d'apport de l'agent oxydant et selon le type de gazéifieur. Ces étapes sont : le séchage, la pyrolyse, l'oxydation et la réduction des gaz d'oxydation (S.K. Sansaniwal et al. 2017).

1.1.1. Principe général de la gazéification

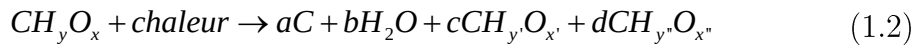
Comme définie dans le précédent paragraphe, la gazéification est la transformation d'un combustible solide en gaz de synthèse composé essentiellement de monoxyde de carbone (CO) et de dihydrogène (H₂). L'équation générale de la gazéification s'écrit :



Lorsque le combustible (le plus souvent de la biomasse) est introduit dans le gazéifieur, dans un premier temps, l'humidité résiduelle contenue dans ce combustible s'évapore ; c'est l'étape du séchage. Le séchage correspond donc à l'évaporation de l'eau contenue dans la biomasse qui initialement contient entre 5 et 35% d'eau. Ainsi, la chaleur provenant de la zone d'oxydation (dans le gazéifieur) permet un chauffage de la biomasse autour de 100 °C et le dégagement de l'eau sous forme de vapeur. Cette étape est fortement corrélée à la nature ainsi qu'à la composition physico-chimique du combustible introduit. En effet la teneur en humidité après séchage est fonction de ses caractéristiques à l'entrée. Ainsi, le combustible nécessite souvent un prétraitement à savoir un broyage pour réduire la granulométrie ou une

densification ou briquetage pour augmenter la taille des éléments dans le réacteur ou un séchage préalable car un fort taux d'humidité au sein du gazéifieur entraîne une perte d'énergie.

La deuxième étape de transformation que subit la biomasse est la pyrolyse. Les températures de pyrolyse atteignent des moyennes de 400 °C grâce à la chaleur relayée depuis la zone d'oxydation. L'équation générale de la pyrolyse s'écrit :



Durant la pyrolyse, la biomasse passe par plusieurs phases : d'abord le restant d'humidité après la phase de séchage est éliminé à température comprise entre 100 et 200 °C. Ensuite, à partir de 300° C, le principal constituant de la biomasse à savoir la cellulose amorphe commence à se désagréger et à former des radicaux carbonyles et carboxyles, il y a aussi formation de monoxyde et de dioxyde de carbone. Lorsque la température dépasse 300 °C, la cellulose cristalline résultante se décompose et il y a la formation de produits carbonés, de goudron et de gaz. L'hémicellulose se décompose en polymère soluble avec la formation de gaz volatils, de charbon et de goudron. La lignine (s'il y en a) se décompose à une température plus élevée variant de 300 à 500 °C et forme du méthanol, de l'acide acétique, de l'eau et de l'acétone. Dans l'ensemble, les grands biopolymères de la biomasse tels que la cellulose, l'hémicellulose et la lignine sont convertis en molécules de carbone (char) et en composés volatiles de taille moyenne. Les hydrocarbures se condensent sous la forme de goudrons. Les réactions chimiques dégageant de l'énergie sont des réactions exothermiques alors que les réactions chimiques endothermiques absorbent de la chaleur.

Les principaux produits de la pyrolyse sont le char, les produits gazeux, les goudrons et l'eau. Les proportions de ces dérivés peuvent varier en fonction de la température de la pyrolyse et du

type de pyrolyse. La pyrolyse dite lente ou carbonisation est généralement utilisée pour l'obtention de charbon de bois (Yaman 2004). La pyrolyse conventionnelle à température de 450 °C en moyenne produit approximativement un tiers de gaz, un tiers de liquide et un tiers de solide. La Figure 1.1 illustre les produits issus de la pyrolyse à différentes températures.

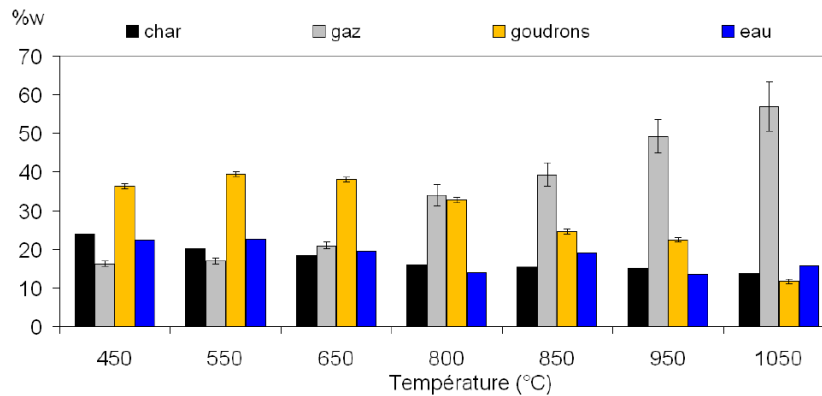


Figure 1.1. Rendements massiques de pyrolyse à différentes températures issus de l'étude expérimentale de (Gauthier et al. 2013)

L'étape d'oxydation est importante car elle est déterminante du type et de la qualité des produits finaux de la gazéification. Certains des paramètres clés tels que la pression, la température à l'intérieur du réacteur et la nature de l'oxydant (oxygène, air ou vapeur) jouent un rôle important dans le rendement du syngas. Durant l'oxydation, les températures peuvent aller de 1100 à 1500 °C dû aux réactions chimiques exothermiques : les matières volatiles de la biomasse sont oxydées et il se forme des combustibles gazeux comme CO, H₂, CO₂ et H₂O. Il y a aussi des réactions hétérogènes entre les particules de char et l'oxygène, ce qui produit du CO₂ et une quantité importante de chaleur. L'hydrogène se combine également avec l'oxygène pour

produire de la vapeur d'eau. Le choix de l'oxydant pour cette étape peut influencer les propriétés et la qualité du gaz synthétique obtenu en fin de gazéification. Ainsi, la vapeur d'eau s'est révélée être l'un des agents oxydant les plus pertinents, car elle contribue au processus de reformage du gaz. L'air, comme agent de gazéification résulte en un gaz de synthèse avec une teneur élevée en azote ce qui diminue le PCI du gaz par dilution. Enfin, l'oxygène est reconnu comme l'agent oxydant idéal car les proportions du gaz obtenu sont idéales pour la production d'électricité mais est plus coûteux à mettre en place.

Au cours de la dernière étape du processus, qui est la gazéification, plusieurs réactions de réduction se produisent et la température varie entre 800 et 1000 °C. Ces réactions sont principalement de nature endothermique et conduisent à la formation du gaz combustible principalement constitué de CO de CH₄ de H₂O de H₂ et de CO₂. Les produits de la gazéification ne sont pas seulement des gaz utiles, car il y a aussi formation de sous-produits indésirables tels que les goudrons. Dans la Table 1.1, les principales réactions activées durant le processus de gazéification sont résumées (Situmorang et al. 2020):

Etape de la gazéification	Nom de la réaction	Equation chimique
Oxydation	Oxydation du H ₂	$H_2 + 0.5 O_2 \rightarrow H_2O$
Oxydation	Oxydation du CO	$CO + 0.5 O_2 \rightarrow CO_2$
Oxydation	Oxydation des hydrocarbures légers	$C_{1.16}H_4 + 1.58O_2 \rightarrow 1.16CO + 2H_2O$
Oxydation	Oxydation des hydrocarbures lourds	$C_6H_{6.2}O_{1.2} + 4.45O_2 \rightarrow 6CO + 3.1H_2O$
Oxydation	Oxydation partielle de la particule de char	$C + 0.5O_2 \rightarrow CO$

Oxydation	Water Gas Shift	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$
Reduction	Boudouard	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$
Reduction	Water Gas Reduction	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$
Reduction	Méthanation	$\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$
Reduction	Recomposition du méthane	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$
--	Formation du H_2S	$\text{H}_2 + \text{S} = \text{H}_2\text{S}$
--	Formation du NH_3	$0.5 \text{ N}_2 + 1.5 \text{ H}_2 \leftrightarrow \text{NH}_3$

Table 1.1. Principales réactions se produisant au cours de la gazéification, tiré de l'étude de (Situmorang et al. 2020).

Les goudrons se révèlent être le principal obstacle à l'utilisation du syngas pour les applications de production d'électricité car une trop grande quantité de goudrons dans le gaz risque fortement de colmater les conduites, les filtres et le moteur durant le processus de conversion électrique. De façon plus générale, la présence des goudrons comme produits non désirables de la gazéification induit à déprécier ce procédé en matière de valorisation bioénergétique. Il existe plusieurs méthodes d'élimination des goudrons telles que l'élimination par craquage catalytique, par les méthodes plasma ou par craquage thermique au-delà de 1000 °C, mais la plus courante reste le passage du gaz dans un laveur.

1.1.2. Les types de gazéificateurs

Le processus de gazéification passe par les principales étapes mentionnées plus haut à savoir le séchage, la pyrolyse, l'oxydation et la réduction. Cependant suivant le type de réacteur ces étapes changent de configurations spatiale et temporelle. Il existe deux principaux types de gazéificateur : les

gazéifieurs à lit fixe et les gazéifieurs à lit fluidisés. De ces deux principaux types il y a différentes variantes de gazéifieurs. Cependant il existe en théorie autant de variantes que de procédés de gazéification, chacune ayant ses propres particularités.

- **Les gazéifieurs à lit fixe**

Les gazéifieurs à lit fixe ont été rapportés pour des applications de production de chaleur et d'électricité à petite échelle. Ces procédés sont de construction simple et robuste généralement constitués d'une cuve cylindrique, d'une unité de collecte des cendres, d'une unité d'alimentation en agent oxydant et d'une sortie de gaz. La biomasse repose généralement sur une grille. Dans les procédés à lit fixe, les vitesses de flux sont faibles, le temps de séjour de la biomasse relativement long et il en résulte une forte conversion du carbone. Selon le sens d'écoulement de la biomasse et du gaz, trois sortes de gazéifieurs à lit fixe sont différenciés : co-courant, contre-courant et transversal (Luc Gerun 2007).

- **Le gazéifieur à lit fixe contre-courant (Updraft)**

Dans le procédé impliquant un gazéifieur à lit fixe contre-courant, l'alimentation en biomasse se fait en partie haute ; le lit de biomasse repose généralement sur une grille et l'injection d'air se fait en dessous de la grille pour en extraire les gaz produits par le haut du réacteur. Les procédés à contre-courant ont l'avantage d'accepter des biomasses avec un taux d'humidité important car les flux de gaz traversant la biomasse contribuent à la sécher et à abaisser le niveau de température du syngas. Ainsi la température des gaz en sortie est relativement faible d'environ 200-300 °C. De plus, le lit de biomasse agit comme un filtre pour

les particules contenues dans le gaz, mais celui-ci est fortement chargé en goudrons formés lors de la phase de pyrolyse. En effet, les gaz produits ne traversant pas de zone chaude avant d'être évacués, il n'y a pas de possibilité de craquage thermique de ces goudrons. Leur concentration importante dans le gaz le rend difficilement utilisable dans un moteur à combustion interne à moins qu'un traitement complexe des gaz ne soit appliqué. En revanche, les gazéifieurs à lit fixe à contre-courant se prêtent bien à l'utilisation des gaz directement dans un brûleur pour la production de chaleur.

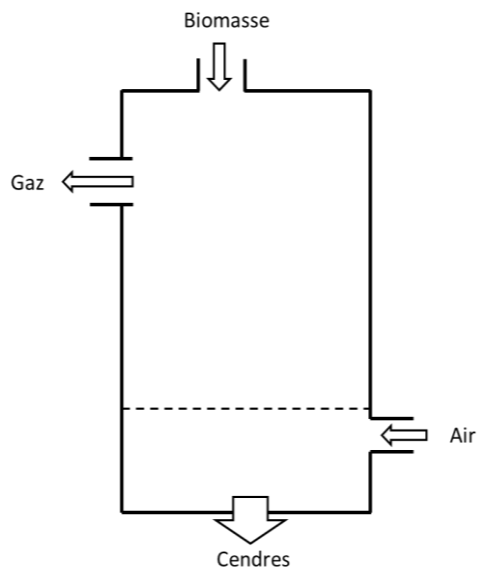


Figure 1.3. Illustration d'un gazéifieur à lit fixe à contre courant

– Le gazéifieur à lit fixe co-courant (Downdraft)

Dans les procédés à lit fixe co-courant, la biomasse et l'agent oxydant sont tous deux introduits en partie haute du réacteur et le gaz produit est récupéré en bas du gazéifieur. Le lit de biomasse est généralement supporté par une grille qui laisse passer les cendres. Les gaz de pyrolyse traversent obligatoirement la zone de combustion où ils sont oxydés et les molécules lourdes (dont les goudrons) sont craquées. Cela confère au gaz produit d'être faible en goudrons comparativement aux gazéifieurs à lit fixe contre-courant, rendant ce type de réacteurs plus adapté à la production d'électricité à petite échelle, via généralement un moteur à combustion interne (Sansaniwal et al. 2017). Certains gazéifieurs à lit fixe co-courant possèdent une gorge (réacteur Imbert). Cela améliore le contact entre l'oxydant et le combustible et contribue à l'élimination des goudrons en augmentant leur temps de résidence dans la zone chaude.

Le fonctionnement du gazéifieur à lit fixe co-courant connaît plusieurs variantes, cependant, le principe fondamental du procédé demeure le même. Il existe une variante du gazéifieur à lit fixe co-courant, appelée lit fixe co-courant stratifié ou open-core. Elle diffère de la version traditionnelle par l'absence de gorge et par le mode d'introduction de l'air. En effet, celui-ci est introduit en même temps que la biomasse par le sommet du réacteur, il en résulte un meilleur mélange oxydant/combustible. Dans ce type de réacteur, les phases d'oxydation et de pyrolyse ne sont plus distinctes mais se regroupent en une pyrolyse oxydante : un front d'oxydation se propage dans le combustible, immédiatement précédé d'un front de pyrolyse. Cela facilite l'introduction de la biomasse et diminue les restrictions sur le type et la taille du combustible. Toutefois la concentration de goudrons dans les gaz produits en est plus élevée (Luc Gerun 2007).

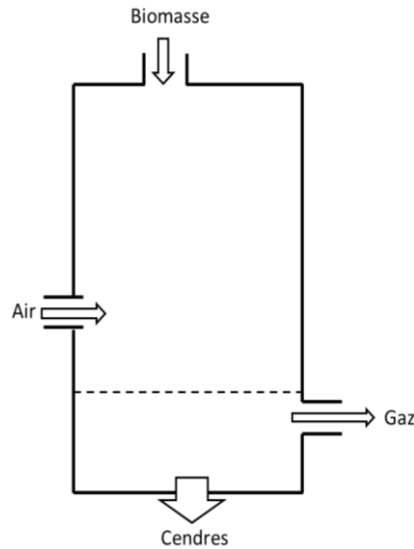


Figure 1.4. Illustration d'un gazéifieur à lit fixe à co-courant

Des améliorations ont été apportées aux réacteurs à lit fixe co-courant de sorte à en améliorer les rendements notamment par la diminution du taux de goudrons en sortie. Ainsi des variantes de réacteurs à lit fixe existent telles que :

Le réacteur à lit fixe étagé : ce type de gazéification repose sur la séparation physique entre les différentes étapes du processus. L'utilisation de ce type de modèle présente des avantages tels que des températures élevées dans le réacteur et donc une meilleure qualité du gaz de synthèse avec une teneur en goudrons très faible en sortie de réacteur. De l'étude menée par Jaojuarek et al., cette méthode peut réduire suffisamment la teneur en goudrons de sorte à alimenter directement le moteur à combustion interne (Cristina Ap Vilas Bôas de Sales et al. 2017). D'après les travaux menés par Gerun, la gazéification étagée présente une teneur en goudrons quasi-nulle. Ainsi, le potentiel de la gazéification étagée en termes d'élimination des goudrons est très intéressant.

Le gazéifieur à lit fixe à injections d'air multiples : L'Institut de Technologie Asiatique (AIT) a développé un gazéifieur co-courant à injections d'air multiples. Une première injection d'air est faite au-dessus de la zone d'oxydation pour brûler partiellement les gaz de pyrolyse et la deuxième entrée d'air se fait dans la zone d'oxydation. Ce prototype permet de réduire la quantité de goudrons avec des concentrations de goudrons en sortie 40 fois moindre qu'un gazéifieur conventionnel dans les mêmes conditions opératoires (Bui, Loof, et Bhattacharya 1994). Ce prototype a par la suite été modifié pour rajouter une troisième injection d'air dans la zone de pyrolyse, au-dessus de l'alimentation d'air primaire et les rendements de gazéification ont été améliorés avec des teneurs en goudrons allant de 34 à 19 mg/Nm³.

Le gazéifieur à lit fixe à injection d'air préchauffé : Yang et al ont travaillé sur un modèle mathématique pour la prédiction de tous les principaux processus chimiques et physiques intervenant lors de la gazéification en lit fixe utilisant de l'air à haute température. Ainsi, une augmentation de la température de l'oxydant se traduit par un taux de gazéification plus élevé, des fractions molaires plus élevées de H₂, CO et C_mH_n, donc un PCI élevé, et un taux d'allumage plus rapide (Weihong Yang et al. 2005).

– Le gazéifieur à lit fixe transversal

Le gazéifieur à courant transversal est l'un des types les plus simples de gazéifieur dans lequel la biomasse entre par le haut et les réactions thermochimiques se produisent progressivement au fur et à mesure que le combustible descend dans le réacteur. L'air pénètre dans le réacteur uniquement par les côtés. Il possède généralement un bac de récupération de cendre séparé ainsi

qu'une zone d'oxydation et de réduction distincte. Le gazéifieur à courant transversal possède certains avantages mais il n'est pas idéal pour la production d'un syngas de qualité. En effet, la teneur en goudrons est élevée en fin de procédé et la biomasse introduite doit être de faible granulométrie pour un bon écoulement du lit. Tous ces facteurs font que ces réacteurs ont très peu d'applications, hormis leur seul avantage qui est une bonne perméabilité du lit (Sansaniwal et al. 2017).

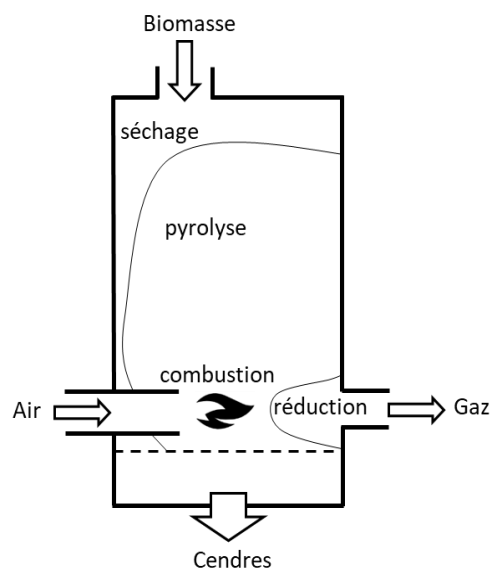


Figure 1.2. Illustration d'un gazéifieur à lit fixe à courant transversal

- Les gazéifieurs à lit Fluidisé

Dans ce type de réacteur, le combustible solide est préalablement broyé pour avoir un diamètre de petite taille (2 à 5 mm) et est fluidisé par l'introduction d'agent oxydant à haute vitesse dans le gazéifieur. Un lit de fluidisation, généralement du sable, est

associé au lit de combustible afin améliorer la fluidisation. Le solide se comporte alors comme un fluide et il en résulte une excellente homogénéité de température et de concentration des réactifs. Dans ce réacteur, les conditions opératoires sont maîtrisées, la température de fonctionnement est autour de 700-900°C, cependant, le gaz produit est fortement chargé en particules, exigeant la mise en œuvre de traitements avant sa valorisation.

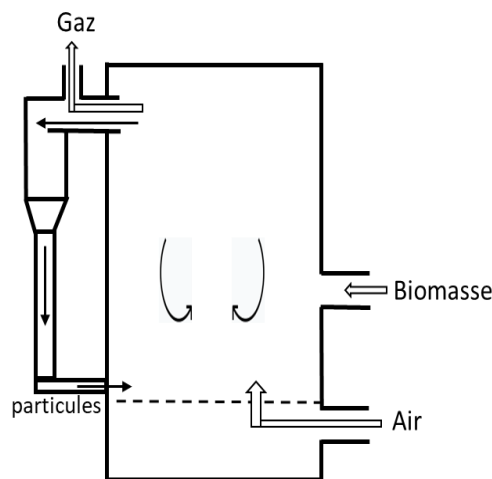


Figure 1.5. Illustration d'un gazéifieur à lit fluidisé

En revanche, sa complexité de mise en œuvre le rend peu adapté aux installations de faible puissance. On répertorie trois types de lits fluidisés, classés en fonction de la vitesse de fluidisation :

- **Le gazéifieur à lit fluidisé bouillonnant**

Le combustible repose sur une grille à travers laquelle traverse l'agent oxydant. La vitesse des flux est comprise entre 1 et 2 m/s pour permettre le brassage des particules sans les entraîner hors

du lit. Ce procédé n'est pas très souple d'exploitation, en particulier au niveau du contrôle du niveau du lit lors des variations de charge. De plus, son fonctionnement est optimal si les particules sont de taille calibrée (Floriane Mermoud 2006).

– **Le gazéifieur à lit fluidisé circulant.**

Le combustible circule entre la zone de réaction et un cyclone séparateur où les cendres sont éliminées. La vitesse de fluidisation est plus élevée (4 à 6 m.s⁻¹), si bien qu'une partie des particules du lit est entraînée hors du réacteur. Un cyclone sépare la phase solide qui est ensuite réinjectée dans la zone de réaction. Comparé au procédé à lit fluidisé bouillonnant, le procédé à lit fluidisé circulant dispose d'une plus grande tolérance vis-à-vis du combustible. (Floriane Mermoud 2006).

– **Le gazéifieur à lit entraîné**

Dans les réacteurs à lit entraîné le combustible broyé pour atteindre une granulométrie inférieure à 0,1 mm et est pulvérisé dans le flux gazeux d'agent gazéifiant qui le maintient en suspension jusqu'à consommation complète. La vitesse de fluidisation supérieure à 6 m.s⁻¹ est telle que la vitesse des particules est proche de la vitesse des gaz. Les températures y sont élevées (1400 – 1600°C) et la cinétique de réaction est très rapide. Le temps de séjour dans le réacteur est de l'ordre de la seconde. La pression dans le réacteur est comprise entre 20 et 50 bars. Il en résulte un craquage complet des goudrons car les températures élevées assurent une conversion complète des composés hydrocarbonés. Le très haut rendement de cette technologie, son faible impact environnemental et la forte puissance des installations (> 20 MWe) en font une des

meilleures technologies pour convertir le charbon en électricité à grande échelle.

1.2. Revue de plateformes implémentées en Afrique sub-saharienne

La technologie de gazéification est relativement peu disséminée en Afrique sub-saharienne. Le taux d'accès à l'électricité y est estimé à 26% dont 1% dans les zones rurales (Dasappa 2011). Selon cette même étude, le potentiel en biomasse issue des produits forestiers mais aussi des résidus de l'agriculture permettrait de produire une puissance électrique de 15 000 MW et générer 100 térawattheures (TWh), soit environ 15 % de la production actuelle de l'Afrique Sub-saharienne.

- **Gazéificateurs commerciaux**

Bien que les débuts de la gazéification en Afrique sub-saharienne datent de plusieurs décennies puisque, dans les années 70, des gazéificateurs ont été installés au Mali dans les localités de Dogofiri et N'Dedougou et que des unités ont également été installées à Molodo en 1986 (Mahin 1989), cette section se concentre sur les réalisations plus récentes.

Situmorang et al. (Situmorang et al. 2020) ont mené une revue sur les systèmes de gazéification existant en Afrique. En Ouganda à Mukono, une plateforme de gazéification à petite échelle pour la production électrique (10 kW) a été développée et installée par le constructeur Ankur Scientific. Exploitée en 2006, elle utilise l'eucalyptus comme combustible. Quelques plateformes de gazéification à plus grande échelle sont également présentes en Tanzanie, en Ouganda et au Burundi.

En Afrique de l'Ouest, le Nigeria se positionne comme l'un des pays les plus économiquement émergeant avec l'un des taux

d'accès à l'électricité les plus importants : 59.3% en 2016³. En plus du réseau d'électricité de nombreuses plateformes autonomes d'énergie renouvelable s'y mettent en place. Ejiofor et al. ont mené une étude sur la production d'électricité au Nigeria en utilisant comme combustible les balles de riz. La disponibilité de ce combustible permet d'avoir un schéma de production d'électricité par gazéification économiquement viable car moins cher au kWh que le prix vendu par la société nationale (Ejiofor et al. 2020). Salisu et al. ont conduit une étude technico-économique, à l'échelle d'une usine de transformation de riz au Nigéria, afin de produire du gaz de synthèse par gazéification de deux grands résidus polluant à savoir les matières plastiques et la balle de riz en présence de catalyseur (CaO). L'Aspect technique de gazéification a été étudié en déterminant des conditions de fonctionnement optimales comme une température de gazéification de 800 °C ; une consommation spécifique de 30 kg/h de résidus plastiques et une consommation spécifique de 70 kg/h de balles de riz. La composition volumique du gaz obtenue sur les essais a été présentée à la Figure 1.6. Le rendement de la plateforme de cogénération est de 74 %, jugé suffisant pour les besoins énergétiques de l'unité de transformation de riz.

³ <https://fr.statista.com/statistiques/958999/acces-electricite-nigeria/>

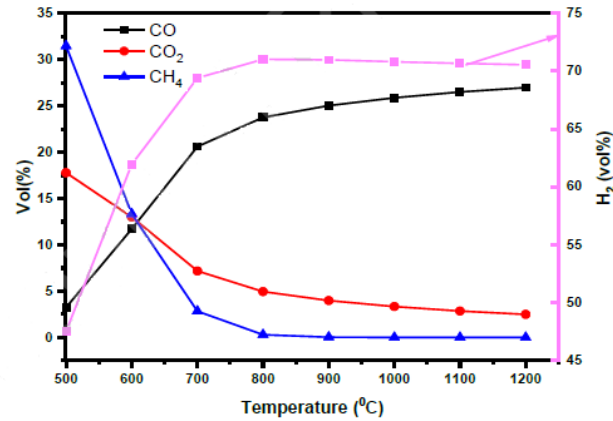


Figure 1.6. Composition volumique du gaz produit avec comme combustible un mélange de balle de riz et de résidus plastiques issu des travaux de (Ejiofor et al. 2020).

- **Gazéificateurs de recherche**

Ibrahim et al. (2019) ont mené une étude sur le design d'un gazéifieur et l'utilisation des combustibles balle de riz, coques de balanites aegyptiaca et charbon de bois. Des difficultés fonctionnelles pour la production de gaz ont été rencontrées par cette étude. En effet l'utilisation de la balle de riz a conduit à l'installation d'un agitateur dû à un mauvais écoulement du combustible au sein du lit. Afin d'augmenter la consommation en combustible, le nombre de tuyères a été rajouté de 3 à 5 afin d'insuffler une plus grande quantité d'air pour l'oxydation des gaz et l'initiation des réactions endothermiques. Le prototype expérimental utilisé dans l'étude de même que les températures de réactions obtenues ont été illustrés à la Figure 1.7.

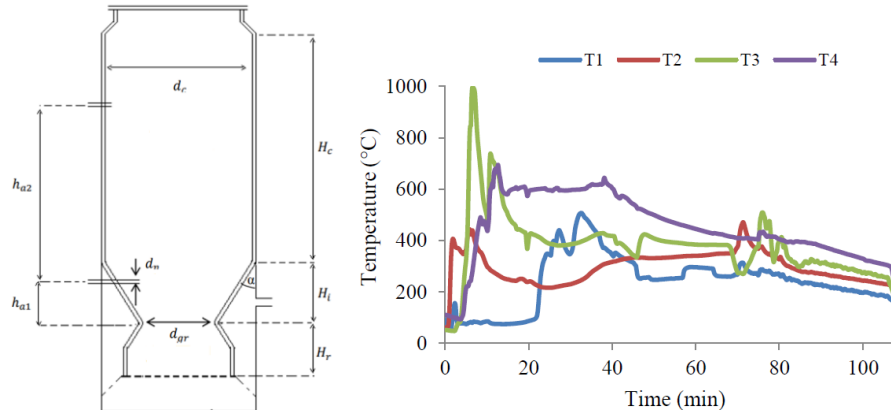


Figure 1.7. Prototype de gazéification utilisé par Ibrahim et al. (Ibrahim et al. 2019) et les températures de gazéification du combustible balle de riz

Diedhiou et al. (2014) ont travaillé sur la gazéification de la coque de cajou dans la région de la Casamance au Sénégal en Afrique de l'Ouest. A l'échelle semi-industrielle, les noix de cajou sont décortiquées et les coques constituent un déchet très souvent brûlé et qui cause de grands problèmes environnementaux. Du dioxyde de carbone, du diazote ainsi qu'un mélange des deux sont les trois agents qui ont été utilisés comme oxydant. Le dispositif expérimental est représenté dans la Figure 1.8 ; l'agent d'oxydation est préchauffé avant injection dans le gazéifieur.

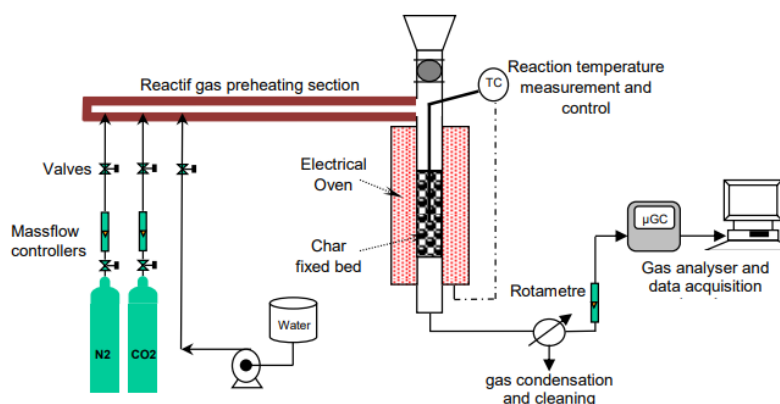


Figure 1.8. Dispositif expérimental utilisé par (Diedhiou A. et al. 2014; Adamon et al. 2019)

Adamon et al. ont travaillé sur le même dispositif expérimental mais en utilisant la balle de riz comme combustible (Adamon et al. 2019). Des tests de gazéification ont été effectués à plusieurs températures 900, 950 et 1000 °C. Les agents d'oxydation utilisés sont le dioxyde de carbone et la vapeur d'eau dans des conditions isothermes. Ils ont déterminé des paramètres cinétiques tels que l'énergie d'activation (E) et les facteurs pré-exponentiels à partir de données d'analyse de gaz en utilisant l'équation d'Arrhenius.

Commeh et al. ont mené des essais expérimentaux en utilisant plusieurs combustibles dans un système de gazéification constitué de plusieurs cylindres en ferrociment (Figure 1.9). La température extérieure du système n'excédait pas 50 °C quand la température interne de gazéification avoisinait 1045 °C. La configuration du gazéifieur en ciment réfractaire et à aspiration se prête bien à la production énergétique dans les conditions de l'étude. Cependant la difficulté majeure rencontrée est l'apparition de fissures dans l'armature en ciment réfractaire coulé pendant l'utilisation, ce qui réduit la durée de vie du système (Commeh et al. 2019). Le système de gazéification se

compose de six cylindres, le premier cylindre est intrinsèque au processus de gazéification quand les autres cylindres servent à l'épuration du gaz. Les résultats de températures mesurés pour différents combustibles se stabilisent après 20 à 30 min de gazéification et avoisinent 1000 °C pour le cas des tiges de bambou.

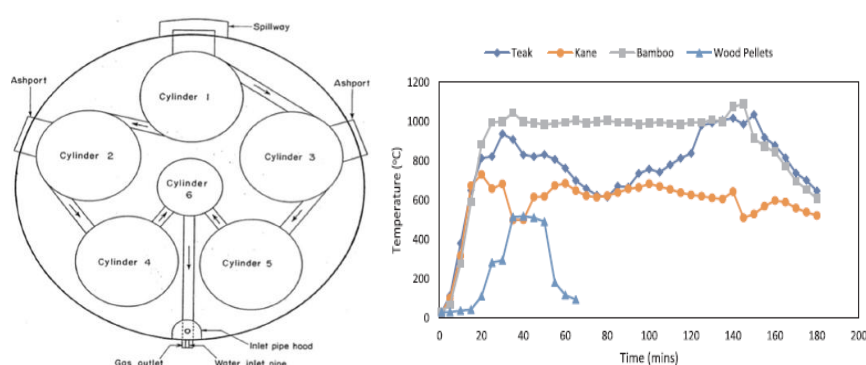


Figure 1.9. Système de gazéification de l'étude menée par (Commeh et al. 2019) et les températures de gazéification des différents combustibles utilisés

L'utilisation du ciment réfractaire est une alternative envisageable pour une amélioration du comportement thermique des parois de gazéificateurs et pour une prolongation de la durée de vie des systèmes de gazéification. En effet, une utilisation de la gazéification dans un contexte Ouest Africain implique une prise en compte du contexte économique dans l'optique d'optimiser les coûts liés au fonctionnement de la plateforme dont notamment un investissement sur la durée de vie du prototype. Higman et Maarten (2008) dans leur étude spécifient l'importance du revêtement du gazéifieur car cela impacte intrinsèquement la durée de vie du réacteur. Les alternatives permettant de protéger les parois de la pression et de la température de réaction sont

généralement : un revêtement réfractaire ou un refroidisseur à eau solidaire à la paroi. Bien que ce dernier moyen soit très performant, le revêtement réfractaire est plus souvent utilisé en raison de son coût relativement plus abordable.

Carlborg et al. (2018) ont travaillé sur différents matériaux réfractaires en situation de gazéification. L'étude a consisté à soumettre des sondes couvertes de différents matériaux réfractaires au sein de la gazéification d'un mélange de biomasse ligneuse et de tourbe. En fonction de la teneur du matériau en Al_2O_3 , CaO et SiO_2 le comportement des matériaux variait dû à la température et à la présence de scories. L'hibonite avec respectivement 90,6 %, 8,5 % et 0,8 % de composition en Al_2O_3 , CaO et SiO_2 , après 6h d'exposition au procédé n'a pas été contrairement au matériau réfractaire constitué d'une forte teneur en alumine avec 94 % de Al_2O_3 . En effet, après 6 h d'exposition, l'échantillon a montré une infiltration de scories dans presque toute la matrice du matériau. Après 27 h, l'échantillon avait été complètement infiltré par les scories tandis que des phases amorphes comme l'anorthite et la gehlénite se sont formés. Cette étude permet d'entrevoir les meilleures compositions minéralogiques des matériaux réfractaires les plus adaptés pour le revêtement des gazéificateurs.

Conclusion

Ce premier chapitre a défini le procédé de gazéification, les différentes étapes importantes de la gazéification de même que les réactions qui s'y passent. Les différents types de gazéificateurs ont également été passés en revue. La gazéification demeure cependant un procédé peu disséminé en Afrique sub-saharienne. Quelques études menées sur la mise en œuvre de prototypes de gazéification en Afrique sub-saharienne en utilisant comme combustible la balle de riz ou d'autres biomasses telles les coques

de cajou permettent d'envisager des choix technologiques sur le prototype à concevoir. Chacune des études présentait la particularité d'avoir un prototype soit isotherme ou constitué en ciment ou présentait l'utilisation d'un catalyseur couplé à la biomasse. Dans l'ensemble les rendements obtenus permettent d'envisager l'utilisation du procédé de gazéification pour la production de chaleur et d'électricité.

Chapitre 2

Conception du prototype de gazéification

Ce chapitre aborde dans une première partie la méthodologie de conception du prototype de gazéification. Cette méthodologie adaptée de la démarche conceptuelle de Cross est ponctuée par plusieurs étapes. Les besoins et les objectifs à atteindre ont d'abord été définis. Par la suite, les fonctions à remplir pour atteindre ces objectifs ont été établies. L'étape suivante a été de fixer la spécification des performances du prototype à concevoir et enfin des solutions ont été proposées et évaluées pour de meilleurs rendements. La méthodologie de conception a abouti aux plans de détails du gazéifieur pour permettre sa fabrication.

Dans la seconde partie de ce chapitre, une modélisation à l'équilibre thermodynamique a permis de prédire la composition volumique du gaz en utilisant en entrée la caractérisation immédiate et ultime de la balle de riz. Une modélisation thermique des profils de température et des pertes de chaleur pendant le procédé de gazéification a été réalisée grâce au logiciel Fluent®.

Sommaire

2.1.	Méthodologie de conception du réacteur de gazéification.....	38
2.2.	Modélisation à l'équilibre sur Aspen Plus®	64
2.3.	Modélisation thermique sur ANSYS FLUENT®	74

La méthodologie de conception du prototype est développée dans la Section 2.1. Elle est reprise de la publication:

Zoungrana, L.; Sidibé, S.d.S.; Herman, B.; Coulibaly, Y.; Jeanmart, H. *Design of a Gasification Reactor for Manufacturing and Operation in West Africa*. Designs 2021, 5, 76. <https://doi.org/10.3390/designs5040076>

2.1. Méthodologie de conception du réacteur de gazéification

La méthodologie proposée par Cross (2000) a été utilisée pour la conception du réacteur afin d'obtenir un design répondant aux objectifs fixés. Cette méthodologie s'articule autour de différentes étapes majeures, allant de la définition des objectifs à la réalisation des plans de fabrication. La méthodologie est subdivisée en sept étapes (Figure 2.1) à savoir : clarification des objectifs, établissement des fonctions, spécification des performances, détermination des caractéristiques, génération de solutions, évaluation des alternatives et amélioration des détails.

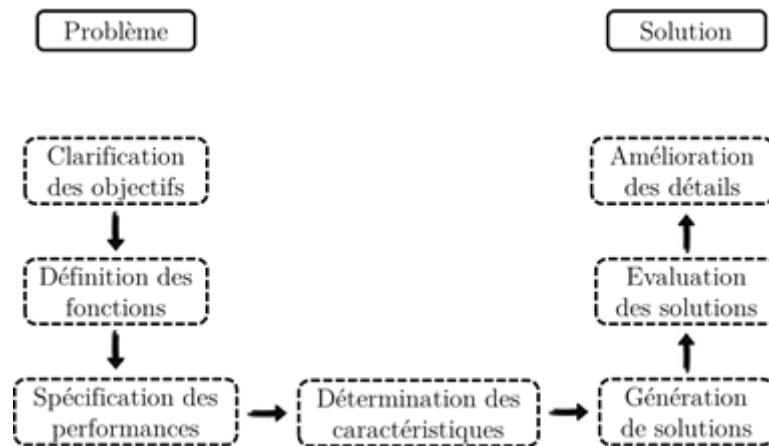


Figure 2.1. Les sept étapes du processus de conception, telles que proposées par Cross (Nigel Cross 2000), utilisées pour le design du gazéifieur.

2.1.1. Clarification des objectifs

L'objectif principal est de concevoir un réacteur de gazéification adapté aux besoins des petites industries d'Afrique de l'Ouest, notamment au Burkina Faso choisi comme site expérimental. La technologie à concevoir doit être fabriquée localement tout en répondant à des exigences élevées de qualité et de sécurité. Pour cela, des paramètres spécifiques ont été considérés comme le risque d'explosions, le risque d'intoxication dû aux fuites de gaz dans l'environnement, notamment lors d'actionnements par l'opérateur.

L'un des principaux défis consiste à fabriquer un réacteur adapté non seulement à une utilisation modérée dans un environnement de recherche (par exemple un laboratoire) mais aussi à sa vente et à son utilisation dans de petites entreprises comme les agro-industries. Toutefois, le prototype qui sera construit et expérimenté à l'issue de la méthodologie de conception sera

dimensionné pour s'intégrer dans un environnement de laboratoire.

Les exigences relatives au réacteur ont été subdivisées en plusieurs objectifs basés sur les besoins et aspirations locaux identifiés. Pour cette première étape, le livrable est le graphique des objectifs. L'objectif global de conception d'un réacteur de gazéification est divisé en dix objectifs principaux. Ces dix objectifs sont classés par ordre d'importance. Pour les ordonner, une matrice carrée a été construite. Chaque élément de la matrice, hors diagonale, représente la comparaison entre deux objectifs. La comparaison est binaire. Si l'objectif de la ligne est considéré plus important que celui de la colonne, un score de 1 est attribué. Sinon, le score est 0. Les sommes de chaque ligne permettent de trier les objectifs associés par ordre d'importance. Ensuite, sur une échelle de 1 à 100, ces dix objectifs ont été pondérés en fonction du contexte de l'étude, la somme de toutes les pondérations étant égale à 100. Les objectifs et leurs pondérations sont présentés dans la Table 2.1. L'accent est mis sur une fabrication locale et une installation sécurisée. La qualité du gaz et la durée de vie du gazéifieur viennent ensuite. Les objectifs moins importants, comme la capacité et la possibilité d'utiliser plusieurs combustibles, sont faiblement pondérés.

Les dix objectifs sont ensuite divisés en sous-objectifs primaires et secondaires afin d'affiner les besoins exprimés. La fabrication locale comprend à la fois l'utilisation de matériaux locaux et de main-d'œuvre locale. La sécurité de l'installation concerne la protection contre les éléments à risque (par exemple les pièces à haute température) et le contrôle des gaz ambiants potentiellement dangereux pour la santé des opérateurs. Le gaz produit par le prototype doit également être combustible dans un moteur et avoir une faible concentration en goudrons. De plus, le réacteur doit être résistant aux cycles thermiques, aux hautes

températures et à la corrosion. Il doit également permettre une conversion maximale des carburants, en ayant de bons rendements en gaz et de faibles résidus de carbone. L'utilisation et la maintenance doivent être accessibles à un grand nombre d'utilisateurs. Le contrôle et la modification des paramètres de fonctionnement doivent être des opérations simples. Le démontage et le remontage pour la maintenance doivent être faciles et avec des intervalles de maintenance relativement longs. Le réacteur doit être respectueux de l'environnement et conforme aux normes des petites installations de gazéification en matière de pollution de l'atmosphère et du sol. Plusieurs combustibles locaux doivent être potentiellement admissibles dans le gazéifieur (avec un léger prétraitement) afin de répondre à la disponibilité locale du combustible. Enfin, la capacité du réacteur doit permettre de répondre à la demande quotidienne en énergie.

Ensuite, après avoir défini les sous-objectifs liés aux dix objectifs principaux, des pondérations relatives et des pondérations absolues sont attribuées à ces objectifs et sous-objectifs en fonction de leur importance. La somme des pondérations des dix objectifs principaux est de 100. Aux niveaux inférieurs, les sous-objectifs primaires et secondaires reçoivent ensuite des pondérations relatives les unes par rapport aux autres, mais avec également un total de 100. Leur pondération globale est calculée comme une fraction de la pondération absolue de l'objectif situé au-dessus d'eux, comme le montre l'équation 2.1.

$$Poids\ réel_n = Poids\ relatif_n * Poids\ réel_{n+1} \quad (2.1)$$

Où $n+1$ est le niveau pour désigner le poids d'un objectif et n est le niveau pour désigner le poids d'un sous-objectif. Deux valeurs sont attribuées à tous les objectifs et sous-objectifs : leur valeur par rapport aux objectifs du même niveau et leur valeur réelle ou

valeur par rapport à l'objectif global. La Table 2.1 présente les poids réels et relatifs attribués aux objectifs.

Objectifs	Poids	Sous-objectifs	Poids Réels	Poids Relatifs
Fabrication locale	13	Matériel local	6,5	50
		Main d'oeuvre locale	6,5	50
Installation sécurisée	13	Sécurisée pour l'utilisateur	6,5	50
		Réacteur isolé	6,5	50
	12	Combustible dans un moteur	10,8	90
Prototype résistant	12	Brûlable en torchère	1,2	10
		Plateforme résistante	6	50
		Matériaux résistants	6	50
		Facile d'allumage et d'extinction	2,5	25
Utilisation facile	10	Instrumentation facile à prendre en main	2,5	25
		Simple pour le chargement et le déchargement	2,5	25
		Prototype intuitif	2,5	25
		Bon syngas	4,5	50
		Peu de pertes thermiques	1,8	20
Valorisation Maximale des combustibles	9	Bonne conversion de la biomasse	2,7	30
		Faible consommation électrique de la plateforme	1,8	20
Durable environnementalement	9	Faible consommation d'eau de la plateforme	0,9	10
		Conforme aux standards de rejet sur le sol	2,25	25

		Conforme aux standards		
		de rejet dans	2,25	25
		l'atmosphère		
		Peu bruyant	0,45	5
		Pas d'odeur	1,35	15
		caractéristique		
		Longue fréquence de	0,9	10
		maintenance		
Maintenance simple	9	Pas de qualification	8,1	90
		spécifique requise		
Multi combustibles	7	Biomasses locales	7	100
Capacitif	6	Satisfais le besoin	6	100
		énergétique journalier		

Table 2.1. Poids réels et relatifs des principaux objectifs et sous-objectifs de la conception d'un gazéifieur pour une application en Afrique de l'Ouest.

2.1.2. Définition des fonctions

Une fois les objectifs définis et les pondérations fixées, il faut définir les moyens permettant d'atteindre ces objectifs. A cet effet, le processus de gazéification a été divisé en plusieurs opérations unitaires, appelées fonctions. Toutes ces fonctions agissent soit simultanément, soit l'une après l'autre, pour constituer le processus de gazéification. Cette étape est matérialisée par une analyse fonctionnelle qui représente toutes les fonctions du système permettant d'atteindre les objectifs définis précédemment, comme l'illustre la Figure 2.2. Dans le principe de la définition des fonctions, l'analyse fonctionnelle du gazéifieur est d'abord représentée sous la forme d'une boîte noire avec des entrées et des sorties. Ensuite, cette boîte noire est décomposée en sous-fonctions pour détailler les quatre étapes nécessaires dans un processus de gazéification, à savoir : le séchage, la pyrolyse de la biomasse, l'oxydation des gaz et la

réduction du charbon (Dogru, Midilli, et Howarth 2002). Enfin, l'analyse fonctionnelle a été approfondie en détaillant davantage les fonctions qui pouvaient encore être fragmentées pour plus de précision. Comme le présente la Figure 2.2, les principaux intrants du système de gazéification sont la biomasse et l'air. La biomasse est temporairement stockée avant sa transformation. Elle est ensuite séchée et pyrolysée. Les flux de sortie de la fonction de pyrolyse sont le charbon de bois et les gaz de pyrolyse qui sont oxydés dans un environnement riche en combustible. Les dernières étapes sont la réduction du charbon et le stockage des cendres. À ce stade de la gazéification, les deux produits sont les cendres et le gaz de synthèse brut. Le flux de gaz de synthèse entre dans les fonctions d'épuration : le gaz est filtré de ses particules solides, puis refroidi et débarrassé des goudrons. Le gaz ainsi traité et épuré est alors prêt à être utilisé dans un moteur pour la production d'électricité ou à être brûlé pour la production de chaleur. D'autres fonctions sont également mentionnées dans l'analyse fonctionnelle, ce sont les fonctions nécessaires qui permettent d'injecter l'agent de gazéification (l'air dans ce cas) dans le 0gazéifieur et de collecter les données numériques relatives aux essais. Dans l'analyse fonctionnelle, deux types de flux sont définis : les flux obligatoires et les flux optionnels. Par exemple, l'introduction d'eau dans la fonction de refroidissement thermique du gaz de synthèse est un flux facultatif. Le gaz de synthèse peut être refroidi à sec. De même, le flux représentant l'actionnement par l'opération peut être facultatif entre le stockage de la biomasse et le séchage de la biomasse. En effet, la biomasse peut être stockée dans un conteneur physiquement séparé du gazéifieur, puis l'utilisateur transporte la biomasse du conteneur au gazéifieur. Ou bien le conteneur peut être relié directement au gazéifieur par un convoyeur qui ne nécessite pas d'action humaine.

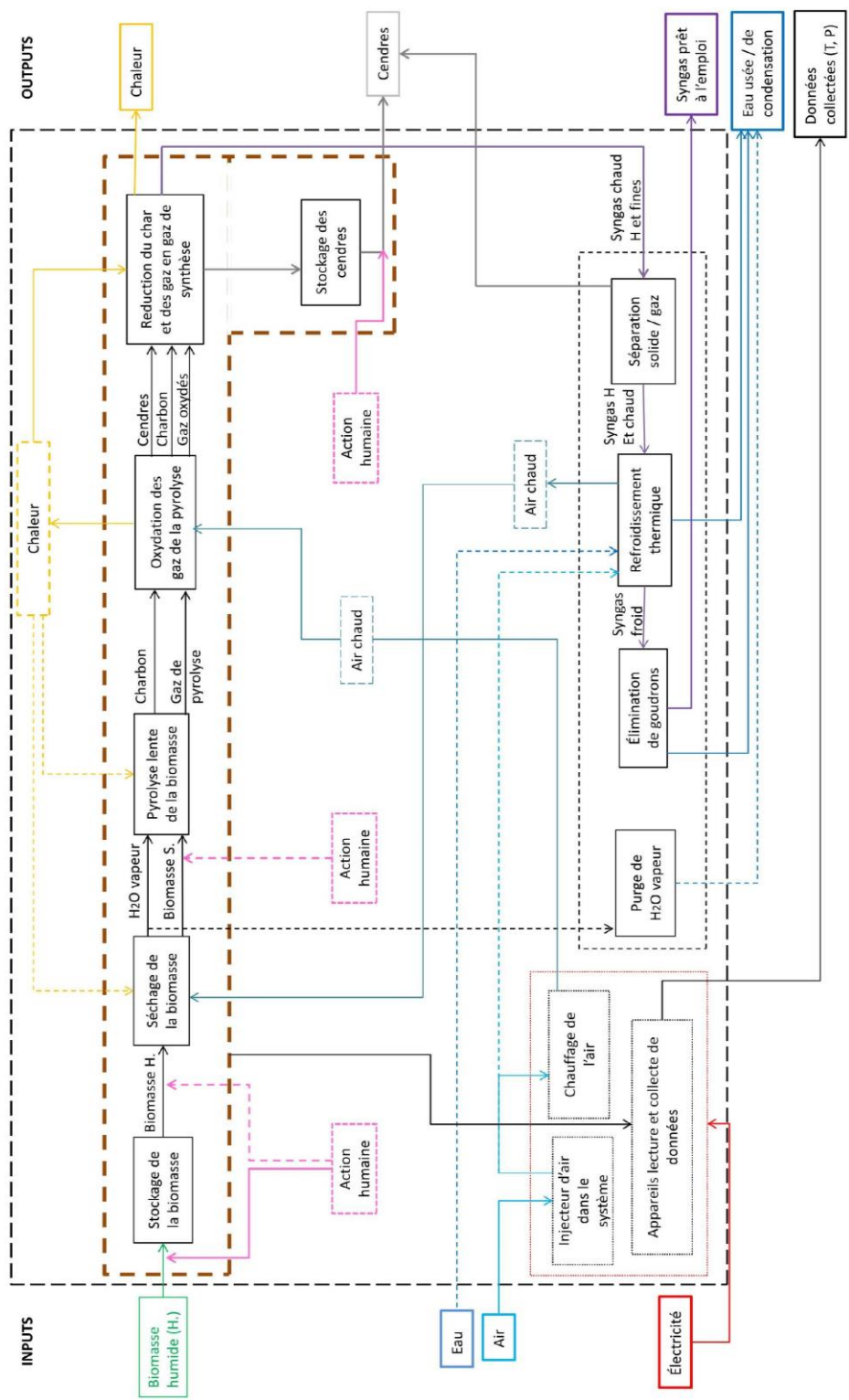


Figure 2.2. L'analyse fonctionnelle du gazéifieur avec les principales fonctions de gazéification, les fonctions de traitement secondaire et les flux de produits entre les fonctions.

2.1.3. Spécification des performances

La troisième étape de la conception consiste à spécifier quantitativement ou qualitativement les objectifs, fonctions et besoins exprimés. Cette étape permet de fixer et de quantifier le niveau d'exigence, de fiabilité et de sécurité du prototype à concevoir. La spécification des performances a été organisée en différentes sections à savoir les exigences de performance, les exigences de fabrication et les exigences d'exploitation et contraintes de sécurité. La définition du besoin énergétique auquel devra répondre le gazéifieur est une spécification clé. Elle dicte la taille de l'installation ainsi que d'autres caractéristiques du réacteur. Ici, le besoin énergétique a été quantifié sur la base d'une petite unité industrielle de décorticage de riz. Ce scénario correspond à une utilisation représentative d'un gazéifieur. Ce type d'unité utilise, entre autres, un décortiqueur d'une puissance nominale d'environ 10 kWe (11 kW choisis pour la conception). Cette puissance électrique se situe dans une fourchette représentative des besoins potentiels pouvant être satisfaits par une plateforme de gazéification à petite échelle. Sur cette base, il est possible de définir la quantité d'énergie électrique à produire pour faire fonctionner cette machine pendant une journée de travail fixée à 10 heures de temps de fonctionnement. Afin de produire de l'électricité, un moteur couplé à un alternateur est alimenté par le gaz produit par le gazéifieur. Le rendement du groupe électrogène est estimé à 25%. Ainsi, la puissance du gaz devrait être d'environ 44 kW. Le rendement du gazéifieur, c'est-à-dire l'énergie contenue dans le gaz par rapport à l'énergie de la biomasse, est estimé à 60 %. Les 40 % restants sont perdus en chaleur et autres pertes (par exemple, la biomasse partiellement convertie). La puissance d'entrée est donc d'environ 75 kW, compte tenu du pouvoir calorifique inférieur de la biomasse (sèche). Le combustible considéré pour cette étude est la balle de

riz. C'est un combustible approprié à la gazéification (Gao et al. 2019; Susastriawan, Saptoadi, et Purnomo 2019; Salisu, Gao, et Quan 2021). L'analyse immédiate de la balle de riz effectuée par Viera et al. (2020) est présentée dans la Table 2.2.

Propriétés	Teneur
Humidité	8,5 %
Cendres	12,99 %
Carbone Fixe	14,73 %
Matières Volatiles	63,78 %

Table 2.2. Propriétés physico-chimiques de la balle de riz (adapté de (Vieira et al. 2020)) considérées pour la conception du gazéifieur.

La densité apparente de la balle de riz est estimée à 120 kg/m^3 et le pouvoir calorifique inférieur est choisi comme étant de $3,6 \text{ kWh/kg}$. Ainsi, la quantité de balle de riz requise quotidiennement est de 200 kg/jour . Sur la base de cette spécification, différentes solutions pour le gazéifieur peuvent être générées comme décrit dans la section suivante.

2.1.4. Génération de solutions

Pour proposer des solutions établies sur les objectifs et sous-objectifs, les fonctions et les performances, plusieurs options technologiques ont été comparées. Afin d'organiser les différentes possibilités ou alternatives pour le gazéifieur à concevoir, trois fonctions considérées comme fondamentales ont été le point de départ pour générer des solutions. Ces trois fonctions sont : le mode d'alimentation en combustible, le mode d'injection de l'agent de gazéification (l'air dans ce cas) et le type de réacteur. Par conséquent, les solutions ont été générées en effectuant une combinaison des trois fonctions principales. Elles sont ensuite

évaluées afin de sélectionner la solution la plus adaptée à l'application choisie.

Le mode d'approvisionnement en combustible

En ce qui concerne l'alimentation en biomasse du gazéifieur, le combustible peut être introduit en une seule fois au début du processus de gazéification, en mode batch. Dans l'approvisionnement en batch, un opérateur introduit manuellement la biomasse dans le réacteur de gazéification. Ensuite, l'opérateur ferme le réacteur avant d'initier les réactions. L'autonomie du gazéifieur en mode batch est déterminée par l'épuisement du combustible à l'intérieur de l'unité. Ainsi, le réacteur a un volume dimensionné en fonction du temps de fonctionnement nécessaire et de la puissance requise. Par conséquent, ce temps de fonctionnement est la plupart du temps limité à quelques heures par jour. Cependant, le mode d'approvisionnement par batch est relativement autonome pendant la durée de son fonctionnement et ne nécessite pas d'intervention supplémentaire de l'opérateur ou d'un quelconque mécanisme. Par conséquent, dans un réacteur batch, l'opérateur travaille principalement pendant les temps de chargement de la biomasse et de déchargement des cendres. Pour une petite installation, une alimentation par batch limite les coûts liés à la gestion de l'installation : la réduction des tâches confiées à l'opérateur ainsi que la réduction des coûts liés à l'automatisation de la plateforme. Une spécificité de ce type d'alimentation est liée à la régularité de la composition du gaz qui n'est observée qu'en phase de régime d'un cycle. L'introduction de biomasse pour un nouveau cycle entraîne une transition dans la composition du gaz en début de cycle avant d'obtenir un gaz de synthèse de bonne qualité en phase de régime (De Filippis et al. 2010). De plus, dans l'étude de Patel (Patel, Manisha 2013), un temps de résidence plus long de la biomasse dans le réacteur en mode

batch, permet une meilleure conversion du combustible et des teneurs en goudron plus faibles. Un autre avantage de l'alimentation en batch a été décrit par Daouk (Daouk 2015). Dans son étude expérimentale, Daouk a fait une comparaison entre l'approvisionnement en bois en batch et en continu d'un réacteur de pyrolyse oxydante. Il a constaté que la consommation de combustible différait. Il a conclu que la consommation de combustible, pour un débit d'air fixe, était de 3,73 kg/h pour une alimentation en combustible continue contre 1,66 kg/h pour une alimentation en combustible par batch. Le faible taux de consommation de combustible en batch a permis un temps de résidence plus long du combustible et une meilleure conversion du combustible.

Contrairement au mode d'approvisionnement par batch, la biomasse peut être introduite en continu dans le réacteur. Une alimentation continue en combustible présente certains avantages, le principal étant un processus de gazéification plus long sans restriction de temps et indépendant de la taille du gazéifieur (Patel, Manisha 2013; Daouk 2015). L'alimentation continue en biomasse est généralement réalisée au moyen d'une automatisation électrique, de même le processus de déchargement est automatique (Bellouard 2017). Ce mode d'approvisionnement doit être réalisé en continu à intervalles réguliers afin de maintenir un rythme cyclique en termes d'apports et une qualité de gaz plus constante. Les cendres doivent également être régulièrement retirées pour permettre une recharge continue de la biomasse (Daouk 2015). Le système d'approvisionnement continu est caractérisé par un plus grand nombre d'auxiliaires en comparaison au batch. Il est par conséquent plus sujet à de potentielles pannes et/ou des fuites de gaz notamment au niveau des ouvertures (entrée de la biomasse et extraction des cendres). La méthode d'approvisionnement continu impose également plus

de contraintes sur le prétraitement, notamment la taille des particules de biomasse avant la gazéification. Par conséquent, le processus de gazéification nécessite des points de contrôle supplémentaires, une plus grande occupation de l'espace ainsi que des coûts opérationnels supplémentaires. Son mécanisme étant plus complexe, il est plus sensible à la qualité de la fabrication.

Entre les deux solutions d'alimentation possibles, il y a le mode d'alimentation semi-batch qui se définit par une alimentation initiale au début de la gazéification, puis par l'ajout de biomasse dans le réacteur à quelques intervalles de temps réguliers. Dans ce mode, les cendres ne sont pas évacuées pendant le fonctionnement du gazéifieur, elles sont retirées une fois le procédé de gazéification terminé. Le mode d'approvisionnement semi-batch comprend des auxiliaires qui sont, outre le réacteur de gazéification, un conteneur de biomasse relié à la partie supérieure du réacteur par une vanne qui scelle l'étanchéité. Dans ce mode, la taille et la forme des particules de biomasse sont importantes pour permettre leur écoulement depuis le conteneur vers le réacteur. Dans cette configuration, un opérateur introduit manuellement la biomasse dans le conteneur et ouvre la vanne pour permettre à la biomasse de s'écouler dans le réacteur. L'objectif de ce système d'alimentation est principalement d'augmenter le temps de gazéification par rapport à un procédé batch conventionnel et en même temps d'avoir un système simplifié par rapport à une alimentation continue automatisée.

L'évaluation de ces trois options d'approvisionnement en combustible et le choix définitif de l'une d'entre elles seront basés sur les propriétés du combustible, sur le type de réacteur, sur la taille de l'installation, ainsi que sur les propriétés du gaz de synthèse attendues.

Le mode d'injection de l'agent de gazéification

L'agent de gazéification envisagé dans la présente étude est l'air. Plusieurs raisons ont justifié ce choix notamment la simplicité et la facilité de mise en œuvre d'un procédé utilisant de l'air ; mais aussi le coût de fonctionnement de la plateforme. L'air peut être injecté de deux principales manières dans un gazéifieur : par aspiration en aval du gazéifieur ou par insufflation en amont avec une soufflante. Différents auteurs ont travaillé sur ces deux configurations. Par exemple, Rakotosaona et al. ont travaillé sur une conception de gazéifieur ayant la particularité de fonctionner par aspiration. Une aspirante placée en aval permet d'aspirer l'air dans le réacteur et en même temps d'évacuer le syngas en aval (Rakotosaona et al., s. d.). Bien que la qualité du gaz produit ne soit pas intrinsèquement liée au mode d'injection de l'agent oxydant, l'aspiration des gaz en aval du réacteur reste relativement moins répandue en gazéification. Plusieurs raisons expliquent cela notamment à cause du débit massique plus important en aval ou du risque d'encrassement dû aux goudrons. En fonction des objectifs principaux à atteindre, ces deux modes d'introduction d'air seront considérés pour en déduire la meilleure option pour le prototype à concevoir.

Le type de gazéifieur

Il existe de nombreux types de réacteurs en fonction de la gamme de puissance (Figure 2.3). Pour cette étude, deux types de réacteurs adaptés à la production d'électricité à petite échelle ont été considérés : le lit fixe co-courant et le lit fluidisé bouillonnant (Ndindeng et al. 2019; Bellouard 2017). Dans les sections suivantes, ces deux réacteurs seront appelés respectivement lit fixe et lit fluidisé. Les différences entre ces deux types de réacteurs sont tout d'abord la vitesse des gaz dans le réacteur. En effet, dans un lit fixe, la vitesse est faible alors qu'elle est

beaucoup plus importante dans un lit fluidisé (Cluet 2014). De plus, dans le réacteur à lit fixe, le lit de combustible repose sur une grille et descend par gravité. Il y a dans le gazeifieur à lit fixe une stratification des différentes zones le long du lit de biomasse. Dans un lit fluidisé, les différentes zones ne peuvent pas être distinguées car la biomasse est en continuelle agitation et la température est uniforme dans tout le lit.

Dans l'optique d'atteindre l'objectif visé à savoir la production d'électricité en couplant le gazéifieur à un moteur à combustion interne, le choix du type de réacteur est limité aux deux solutions proposées ci-dessus. Le lit fixe co-courant a été choisi, parmi d'autres types de lits fixes, car il est le plus adapté à cette application (Comme et al. 2019; Indrawan et al. 2020). Dans le lit fixe co-courant, la fraction de goudrons dans le gaz brut (c'est-à-dire avant l'unité de conditionnement du gaz) est très faible, de 0,01 à 6 g/Nm³. Au contraire, le lit fixe contre-courant produit un gaz avec des concentrations de goudrons plus importantes de 10 à 150 g/Nm³, qui ne peut être brûlé dans un moteur sans un traitement important (Basu 2010; Berger 2018). En effet, la plupart des moteurs à combustion interne admettent un gaz de synthèse dont le taux de goudron maximum est bien inférieur à 1 g/Nm³ (Bhaduri et al. 2017).

Il existe plusieurs types de réacteurs à lit fluidisé : les lits fluidisés bouillonnants (appelés ici lits fluidisés), les lits circulants, et les lits pressurisés (Breault 2010). Seul le lit fluidisé bouillonnant est considéré ici. Bien qu'il soit généralement adapté à des puissances beaucoup plus importantes (Pecate 2017), voir Figure 2.3, il a été inclus dans la phase de conception pour explorer l'opportunité d'un tel réacteur à petite échelle dans les conditions très spécifiques de l'Afrique de l'Ouest. Ainsi, même si en se basant uniquement sur les caractéristiques des différents types de gazéifieurs, le lit fixe co-courant est le meilleur gazéifieur

compte tenu de la taille de l'exploitation. Le lit fluidisé bouillonnant peut être envisagé comme une potentielle solution pour plusieurs raisons notamment pour sa fabrication locale plus facile, son adéquation avec le combustible de balle de riz et son étape modérée d'épuration des gaz.

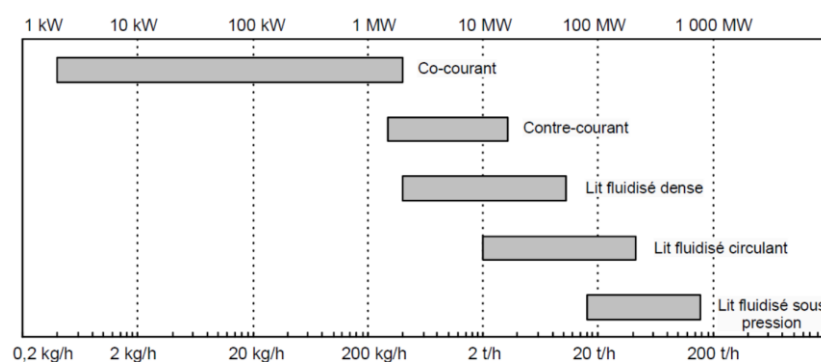


Figure 2.3. Types de gazéificateurs en fonction de leur puissance de sortie ou de leur consommation de biomasse en t/h ; adapté de (Pecate 2017).

2.1.5. Evaluation des alternatives

Des solutions ont été dégagées grâce à la combinaison des trois fonctions essentielles, conduisant à neuf options possibles pour la technologie de gazéification. Ainsi, chaque réacteur est une combinaison d'options technologiques, en ce qui concerne le mode d'alimentation en biomasse (alimentation par batch, semi-batch ou continue), l'alimentation en air (aspiration ou insufflation) et le type de lit (fixe ou fluidisé), voir Table 2.3. La combinaison de l'aspiration et du lit fluidisé est exclue pour des raisons de faisabilité. La comparaison de toutes ces technologies est réalisée sur la base des dix objectifs principaux définis précédemment dans la Section 2.1.1. Un score a été attribué à chaque technologie pour chacun des dix objectifs. La somme pondérée des scores attribués au réacteur pour atteindre les différents objectifs permet d'identifier la meilleure option technologique.

La notation de chaque technologie se fait sur une échelle de -4 à 4. Cependant, le BIF, le lit fixe avec approvisionnement du combustible batch et insufflation d'air, a été désigné comme technologie de référence, avec la note zéro pour tous les objectifs. En effet, il est plus facile d'évaluer les performances des différentes conceptions sur une base relative que sur une base absolue.

Batch			Semi-batch			Continue		
Aspiration	Insufflation		Aspiration	Insufflation		Aspiration	Insufflation	
Fixe	Fixe	Fluidisé	Fixe	Fixe	Fluidisé	Fixe	Fixe	Fluidisé
BAF	BIF	BIFL	SBAF	SBIF	SBIFL	CAF	CIF	CIFL ¹

¹ Alimentation du combustible : Batch (B), semi-batch (SB), et continue (C); Injection d'air : aspiration (A), et insufflation (I); Type de lit : fixe (F), et fluidisé (FL)

Table 2.3. La Table morphologique de conception

2.1.6. Résultats

La Table 2.4 résume l'évaluation des différentes solutions de prototypes envisageables. Ainsi, les scores de chaque réacteur sont attribués en fonction d'une évaluation faite par rapport aux objectifs établis dans l'étude. Le SBAF, le SBIF et le BAF ont un score de +42, +38 et +12, respectivement. Ces trois réacteurs sont mieux notés que le réacteur de référence BIF, noté 0 par définition. Le SBIF obtient un meilleur score que le BIF principalement en raison d'un bon rendement obtenu par ce type de réacteur ainsi que d'une bonne qualité de gaz. Comme indiqué précédemment dans la Section 2.1.4, le mode d'alimentation batch présente des phases transitoires avec une qualité de gaz évoluant en dents de scie au rythme des approvisionnements en combustible.

Les bons scores du SBAF et du BAF sont principalement dus à une bonne sécurité de l'installation car l'aspiration d'air permet d'éviter les fuites de gaz qui peuvent être dangereuses pour la santé humaine par empoisonnement (Reed et Das 1988). Les réacteurs à aspiration d'air sont également plus respectueux de l'environnement que le BIF en raison des faibles fuites de gaz lors du procédé. Les points négatifs majeurs des deux réacteurs SBAF et BAF sont la sensibilité dans le traitement du gaz avant l'aspirante. En effet, l'aspiration du gaz de synthèse peut endommager le ventilateur par la chaleur résiduelle du gaz sortant, même après l'épuration et le refroidissement du gaz, ou par les dépôts de goudron et leur entretien est laborieux.

Le mode d'introduction de la biomasse dans le gazéifieur par alimentation semi-batch (comme dans les gazéifieurs SBAF et SBIF) a la priorité sur les modes batch et continu. Le mode semi-batch est meilleur que le mode continu car c'est un système moins complexe à mettre en œuvre localement par rapport au système continu. Le semi-batch est également meilleur que le batch car il permet une meilleure qualité de gaz. Même si, pour le premier objectif, le système d'alimentation semi-batch est plus difficile à fabriquer localement que le système batch. Pour la résistance et l'éligibilité multi-combustible, le semi-batch est moins avantageux car le mécanisme d'alimentation est plus sensible à la granulométrie de la biomasse. Cependant, le semi-batch permet de produire moins de sous-produits imbrûlés, et a donc un meilleur rendement de conversion.

Le réacteur à lit fixe l'emporte sur celui à lit fluidisé car le lit fixe à courant descendant produit un rendement plus faible en goudron et en particules dans le syngas que le lit fluidisé (UNIDO et USPCAS-E National University of Sciences and Technology 2016). Le mode d'alimentation en air par aspiration

est préférable à l'insufflation car il permet principalement d'éviter les fuites de gaz et d'améliorer la sécurité.

Les réacteurs BIFL, SBIFL, CAF, CIF et CIFL obtiennent des résultats inférieurs à ceux du gazéifieur de référence BIF. Les objectifs définis sont à peine atteints avec eux. Le BIFL est l'un des pires réacteurs par rapport au BIF, en effet, le lit fluidisé est plus difficile à mettre en œuvre localement et il en résulte une mauvaise qualité du gaz en raison des particules et du niveau de goudron dans le gaz de synthèse. De plus, le SBIFL et le CIFL ont un score moins élevé parce que le lit fluidisé réduit l'éligibilité multi-combustible, car la plupart du temps, un prétraitement de la biomasse (principalement une réduction de la taille) est nécessaire pour la fluidisation du lit. Les autres objectifs difficilement atteignables avec ce type de gazéifieur sont la fabrication locale, la résistance de l'installation et la maintenance des appareils en raison du mécanisme continu ou de la mise en œuvre du lit fluidisé. En outre, la sécurité des installations est plus sensible aux fuites de gaz en raison du soufflage d'air.

Objectifs	Poids	Batch (6 fois par jour)				Semi-batch				Continue			
		Aspiration		Insufflation		Aspiration		Insufflation		Aspiration		Insufflation	
		Fixe	Fluid.	Fixe	Fluid.	Fixe	Fluid.	Fixe	Fluid.	Fixe	Fluid.	Fixe	Fluid.
		BAF		BIF	BIFL	SBAF		SBIF	SBIFL	CAF		CIF	CIFL
Fabrication locale	13	0		0	-2	-1		-1	-3	-4		-4	-4
Installation sécurisée	13	3		0	-2	2		-1	-2	1		-3	-4
Gaz de qualité	12	-1		0	-2	1		2	1	3		4	3
Prototypage résistant	12	-1		0	-2	-2		-1	-3	-4		-3	-4
Accessible d'utilisation	10	0		0	-2	1		1	-1	-2		-2	-4
Valorisation Maximale des combustibles	9	0		0	-2	1,44		1,44	1	0,99		0,99	0,5
Durable environnementalement	9	1,575		0	-1	0,45		0,675	-1	-2,475		-0,45	-2
Maintenance simple	9	-2		0	-3	1		2	-1	-4		-3	-4
Multi combustibles	7	0		0	-3	-1		-1	-3	-2		-2	-4
Capacitif	6	0		0	0	2		2	2	3		3	3
TOTAL	100	12		0	-195	42		38	-117	-116		-117	-216

Table 2.4. Scores comparatifs donnés aux différents réacteurs pour les différents objectifs. Les scores sont relatifs au cas BIF

Les réacteurs CIF et CAF ont de mauvais scores dus principalement à l'alimentation continue en combustible. Même si le réacteur CAF est plus sûr grâce à l'aspiration de l'air et la qualité du gaz est meilleure pour ce type de gazéifieurs (CIF et CAF) grâce à l'alimentation continue (Duku, Gu, et Hagan 2011). Le mécanisme continu des réacteurs CIF et CAF est difficile à fabriquer localement et sa maintenance est également plus difficile. Cependant, l'un des points positifs est qu'il produit un gaz de synthèse de bonne qualité et la conversion du combustible est également meilleure dans les systèmes continus (de CIFL, CAF et CIF) car il y a peu de solides à la fin et moins de pertes thermiques (Daouk 2015).

Après comparaison des neuf gazéifieurs possibles définis par la Table morphologique de la Section 2.1.5, le réacteur à lit fixe semi-batch avec aspiration (SBAF) est le plus conforme aux objectifs fixés, voir la figure 2.4.

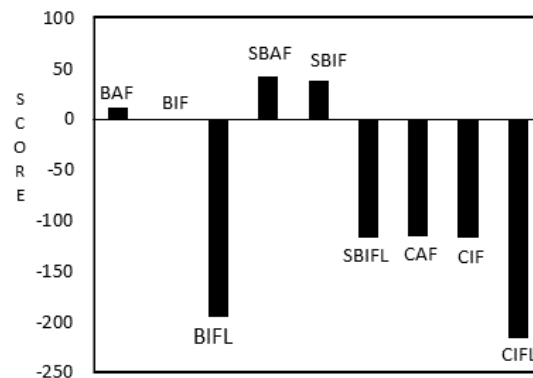


Figure 2.4. Scores globaux des neuf conceptions par rapport à la conception BIF

Configuration du réacteur

La conception détaillée d'un gazéifieur à lit fixe co-courant nécessite plusieurs spécifications supplémentaires. En fait, il existe essentiellement deux types de réacteurs à lit fixe co-courant, le réacteur stratifié et le réacteur à gorge. Le réacteur stratifié a la forme d'un cylindre, tandis que le réacteur à gorge, également appelé Imbert du nom de son inventeur, présente un étranglement généralement à $1/3$ de sa hauteur à partir de la grille inférieure. La présence d'une gorge où l'air est introduit favorise le mélange comburant / combustible, d'une part, et empêche l'apparition de zones relativement froides dans lesquelles les goudrons pourraient passer sans être craqués, d'autre part (Bassil, 2012; Sansaniwal et al. 2017).

Dans le réacteur stratifié à courant descendant, l'air est généralement introduit en même temps que la biomasse par le haut du réacteur. Dans ce cas, les phases d'oxydation et de pyrolyse se déplacent ensemble dans un front de flamme. Cela réduit les restrictions sur le type et la taille du combustible, mais la concentration de goudron dans le gaz produit est plus élevée (Luc Gerun 2007). Cependant, pour diminuer la production de goudrons, une double injection d'air peut être réalisée sur le réacteur, une au sommet et une à l'endroit où l'oxydation doit avoir lieu. Cela détermine l'emplacement des trois principales réactions dans le gazéifieur, la pyrolyse, l'oxydation et la réduction, ce qui contribue à réduire les niveaux de goudrons (Luc Gerun 2007; Susastriawan, Saptoadi, et Purnomo 2018).

Afin de déterminer le type de réacteur le plus approprié, une évaluation de quatre prototypes différents a été réalisée en fonction des objectifs. Ces prototypes sont : Un réacteur Imbert avec une entrée d'air, un réacteur Imbert avec une double injection d'air ; un réacteur stratifié avec une entrée d'air et un

réacteur stratifié avec une double injection d'air. Pour décider de la meilleure configuration du gazéifieur co-courant, ces quatre réacteurs ont été évalués en fonction des dix objectifs définis et des résultats les plus probants.

adapté est le réacteur stratifié à courant descendant avec double injection d'air. Ce choix a été fait principalement parce que le gazéifieur stratifié est plus facile à fabriquer localement, et que la double injection d'air permet une meilleure qualité de gaz.

Conception détaillée du gazéifieur

La puissance du gaz de synthèse a été calculée sur la base du pouvoir calorifique inférieur, du taux de gazéification spécifique (SGR) et du taux de consommation de carburant. La puissance de sortie requise, Q (kWth), est déterminée en utilisant l'énergie du gaz de synthèse en fonction des besoins de l'unité industrielle et du temps de fonctionnement. En connaissant la consommation d'énergie du décortiqueur de riz par jour, le rendement du moteur est utilisé pour calculer l'énergie du gaz de synthèse alimentant le moteur (voir Figure 2.5). Ensuite, l'énergie de la biomasse est déduite en appliquant le bilan énergétique du gazéifieur. Cette énergie de la biomasse correspond, comme déterminé précédemment dans la Section 2.1.3, à 200 kg/jour de combustible de balle de riz sur la base du pouvoir calorifique inférieur de la balle de riz.

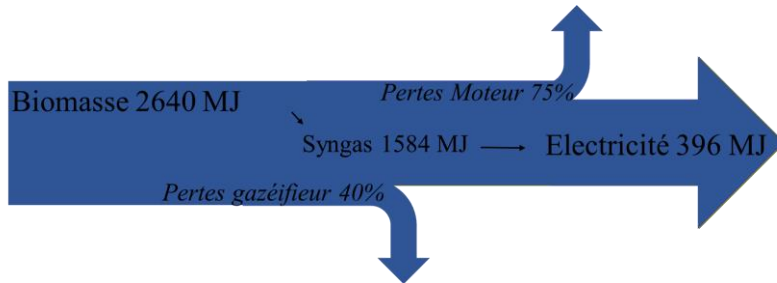


Figure 2.5. La conversion énergétique de la biomasse en électricité, avec un rendement de gazéification de 60% (équivalent à 40% de pertes) et un rendement du groupe électrogène pris à 25% d'efficacité (équivalent à 75% de pertes).

La consommation spécifique de gazéification (SGR) est définie comme la consommation de combustible rapportée à la section du réacteur. La Table 2.5 résume les caractéristiques théoriques du réacteur conçu. La puissance thermique sur base du pouvoir calorifique de la biomasse introduite est de 44 kW. La consommation moyenne en combustible est de 20,38 kg/h sur le temps de fonctionnement journalier estimé nécessaire aux besoins de l'unité industrielle.

Caractéristiques	Unités	Valeurs
Puissance [kWth]	[kW _{PCI}]	44
Consommation moyenne en combustible	[kg/h]	20,38
Débit d'air moyen	[kg/h]	28,8
SGR	[kg/m ² /h]	101,9
Section du réacteur	[m ²]	0,2

Table 2.5. Caractéristiques spécifiques de la conception du gazéifieur semi-batch à lit fixe co-courant

Plans de conception du gazéifieur

La méthodologie de conception et le dimensionnement ont permis d'obtenir une conception finale convertie en plans techniques pour la fabrication locale du prototype (Figure 2.6). Une esquisse de la conception est présentée à l'annexe 1. La biomasse est fournie dans la trémie, puis l'opérateur ouvre la vanne pour laisser tomber la biomasse dans le réacteur. L'air est divisé en deux flux. L'air passe dans les tuyaux et entre dans les doubles parois pour être chauffé par le contact avec les parois chaudes du réacteur pour finalement arriver aux buses. Le gaz est récupéré au fond du gazéifieur. Les cendres sont retirées à la fin du processus de gazéification après refroidissement en ouvrant le cendrier. A côté du gazéifieur, il y a une unité de nettoyage et de refroidissement du gaz. Cette unité existe déjà et ne faisait pas partie de la méthodologie de conception, ainsi, le gazéifieur conçu a été connecté à celle-ci. L'unité d'épuration et de refroidissement est composée d'un cyclone, d'un échangeur de chaleur pour refroidir le gaz et d'un système de lavage du gaz constitué d'huile

végétale et de biomasse. Le lavage du gaz permet l'élimination des goudrons et des particules résiduelles dans le gaz.

Dans l'utilisation envisagée du gazéifieur, à savoir la production d'électricité pour les besoins d'une petite unité industrielle, le gaz alimenterait un moteur à combustion interne de type dual-fuel. Cela permettrait de dissocier la puissance produite par le moteur de la puissance disponible dans le gaz puisque le gazole pourrait servir de combustible d'ajustement, notamment lors des phases transitoires.

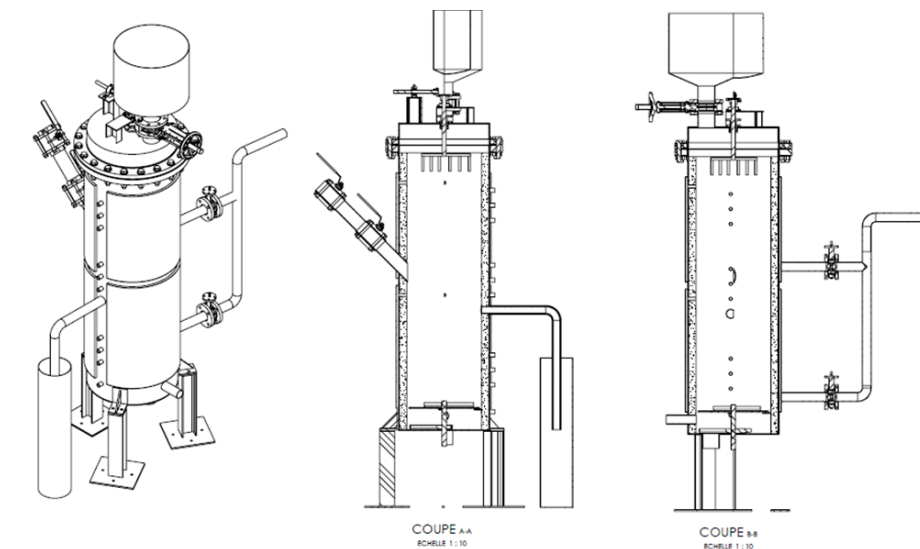


Figure 2.6. Plans finaux du prototype de gazéification à lit fixe co-courant

2.2. Modélisation à l'équilibre du procédé sur ASPEN PLUS®

Le modèle à l'équilibre thermodynamique est utilisé dans le calcul du rendement maximum qui peut être atteint pour un produit désiré dans un système réactif. Le modèle à l'équilibre permet ainsi de prédire la composition du gaz issu du procédé de gazéification. Les calculs de ce modèle sont indépendants de la conception du gazéifieur et permettent seulement d'étudier l'influence de la composition du combustible (Patra et Sheth 2015).

Le modèle à l'équilibre comporte deux approches, il est basé soit sur l'utilisation de constantes d'équilibre, soit sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. La première approche est dite stoechiométrique car elle nécessite une spécification des réactions chimiques et espèces impliquées dans la réaction. L'approche d'équilibre stoechiométrique nécessite le calcul des constantes d'équilibre des réactions chimiques mises en jeu. La seconde approche basée sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs est dite non-stoechiométrique car elle n'exige pas la connaissance des mécanismes de réactions chimiques pour déterminer la composition du gaz de synthèse à l'équilibre. Ainsi, le choix de l'approche dépend de la complexité des mécanismes de réaction à résoudre (Fortunato et al. 2017).

Une simulation à l'équilibre thermodynamique du processus de gazéification a été développée avec les caractéristiques de la balle de riz. La composition du gaz produit a été obtenue à l'issue du procédé en y incluant des paramètres comme la température et le ratio d'équivalence. Le logiciel Aspen Plus® construit par Aspen Technology, est un logiciel de simulation de processus statiques et dynamiques. Il permet la modélisation et l'optimisation de designs notamment dans le domaine de procédés thermochimiques. Le procédé de gazéification y est simulé en

plusieurs blocs-réacteurs représentant les différentes étapes réactionnelles de la gazéification. Des conditions aux limites sont définies et tous les blocs sont liés par des flux. Ces flux sont assignés des conditions, ainsi, la propriété du flux de sortie est calculée sur la base des caractéristiques d'entrée et des conditions aux limites du bloc réacteur.

2.2.1. Implémentation du modèle

Le modèle à l'équilibre thermodynamique sur la base de la minimisation de l'énergie libre de Gibbs a été développé. Il a permis une prédiction de la composition théorique du gaz produit en fonction des propriétés de la balle de riz utilisée. Des conditions constantes de température et de pression du procédé ont été spécifiées. La fonction objective de minimisation est traduite par l'équation:

$$G^S = \sum_{i=1}^N n_i \Delta G_{f,i}^0 + \sum_{i=1}^N n_i RT \cdot \ln \left(\frac{n_i}{n_{tot}} \right) \quad (1.2)$$

Dans cette equation, n_i est le nombre de moles des espèces i , n_{tot} est le nombre total de moles des espèces i et $\Delta G_{i,f}^0$ l'énergie libre de Gibbs.

L'ensemble du procédé de gazéification a été simulé dans Aspen Plus grâce à plusieurs fonctions matérialisées par des blocs dans le logiciel (Han et al. 2017; Kombe et al. 2022; Cao et al. 2019).

Aspen Plus effectue un calcul du bilan massique entre l'entrée et la sortie de chaque bloc au fur et à mesure de son exécution et à la fin de la simulation. La vérification du bilan massique est effectuée avec une tolérance relative de 0,0001.

Dans un premier temps, le combustible est considéré comme un composé non conventionnel dans le logiciel. Pour qu'il puisse être pris en compte dans le calcul de l'équilibre thermodynamique, le bloc RYield simule la décomposition de la biomasse considérée comme non-conventionnelle en fractions molaires élémentaires de C, CO, CO₂, CH₄, H₂O, H₂, O₂ et de cendres admises comme conventionnelles. Le bloc RYield effectue ce calcul sur la base de l'analyse élémentaire du combustible (Patra et Sheth 2015). Ainsi, en considérant des données sur la distribution des rendements, RYield effectue des corrélations sur les rendements de réaction de chaque composant.

Le flux résultant du bloc RYield constitue le flux d'entrée dans le second bloc RGibbs. Grâce à la fonction MIXER, ce flux est mélangé à de l'air défini comme constitué de 79 % de N₂ et 21 % de O₂.

Dans un second temps, le bloc RGibbs modélise l'équilibre thermodynamique à une température et une pression donnée en minimisant l'énergie libre de Gibbs. La méthode IDEAL suivant la loi de Raoult a été utilisée. Les principales hypothèses pour la simulation du procédé sont les suivantes:

- Les blocs sont adiabatiques par approximation puisque les pertes thermiques sont difficilement quantifiables avec précision.
- L'équilibre thermodynamique est atteint dans le bloc RGibbs,
- Les cendres sont des composés inertes,
- Les gaz sont tous considérés comme idéaux.

Le flux résultant du bloc RGibbs constitue le gaz produit. La suite des fonctions simule le traitement du gaz produit en le

séparant des matières inertes comme les cendres et de l'humidité résiduelle.

Ainsi, le flux S3 constituant le gaz produit entre dans le bloc CYCLONE qui modélise un décanteur de particules, puis, dans un bloc COOLER qui est un échangeur thermique. Il permet d'abaisser la température en condensant l'humidité du gaz. Le bloc adjacent nommé SEPARATO permet de scinder l'humidité présente dans le gaz du gaz sec. La Figure 1.6 illustre le modèle implémenter dans le logiciel Aspen Plus®.

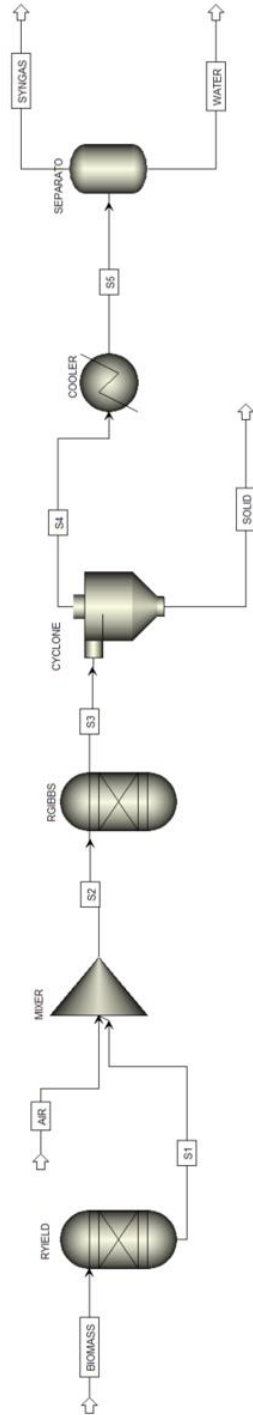


Figure 2.7. Implémentation du processus de gazéification dans Aspen plus

2.2.2. Résultats du modèle

La modélisation à l'équilibre a permis d'obtenir les compositions molaires du mélange gazeux produit. L'évolution des proportions de CO, CO₂, CH₄, et H₂ en fonction du ratio d'équivalence admis dans le procédé sont illustrés à la Figure 2.8. Pour un ratio d'équivalence de 0,3 généralement utilisé pour le procédé de gazéification, les fractions volumiques du gaz données par le modèle sont respectivement de 22 %, 17% et 5 % pour le CO, H₂ et CO₂. Le modèle a résulté en une sous-estimation du CO₂ et une approximation très faible du méthane car les valeurs de CH₄ sont extrêmement peu perceptibles. Des études menées par (Pala et al. 2017; Hoo et Md Said 2021; Paviet, Chazarenc, et Tazerout 2009) ont déduit que la modélisation à l'équilibre ne permet pas de prédire la teneur en goudrons ni celle du méthane qui est généralement sous-estimée dans le mélange gazeux par rapport aux teneurs réellement présentes dans le gaz produit en gazéification mono-étagée.

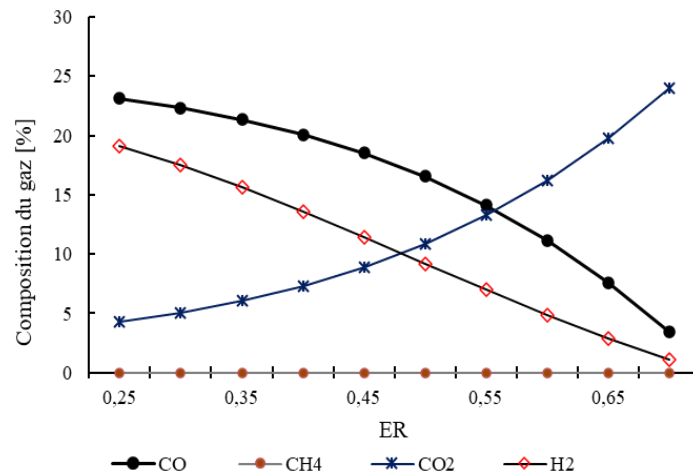


Figure 2.8. Prédiction de la composition du gaz en fonction du ratio d'équivalence

(Dhanavath et al. 2018) ont modélisé sur Aspen Plus un procédé de gazéification à lit fixe co-courant utilisant comme combustible la balle de riz. La particularité de cette étude a été l'utilisation d'un mélange d'oxygène et de vapeur d'eau comme agent de gazéification. Dans l'implémentation du modèle, le bloc RYield a été utilisé pour simuler la pyrolyse de biomasse et décomposer le combustible considéré comme non-conventionnel en éléments admis conventionnels. Le flux sortant du bloc de pyrolyse est admis avec un mélange de flux d'oxygène et de vapeur d'eau dans le bloc RGibbs qui modélise la gazéification à l'équilibre thermodynamique. L'ensemble du procédé est présenté dans la Figure 2.9 et les résultats pour la biomasse balle de riz à la Figure 2.10.

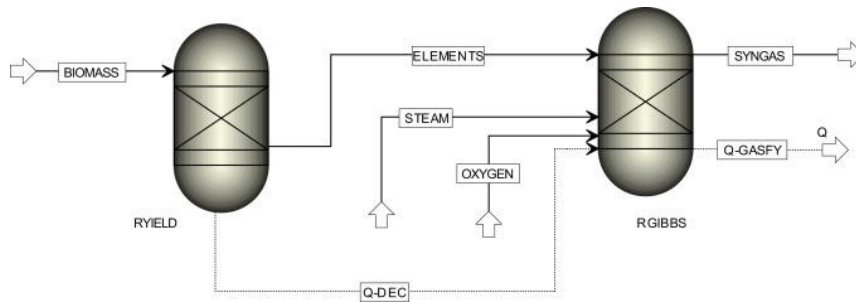


Figure 2.9. Implémentation du modèle de Dhanavath dans Aspen plus

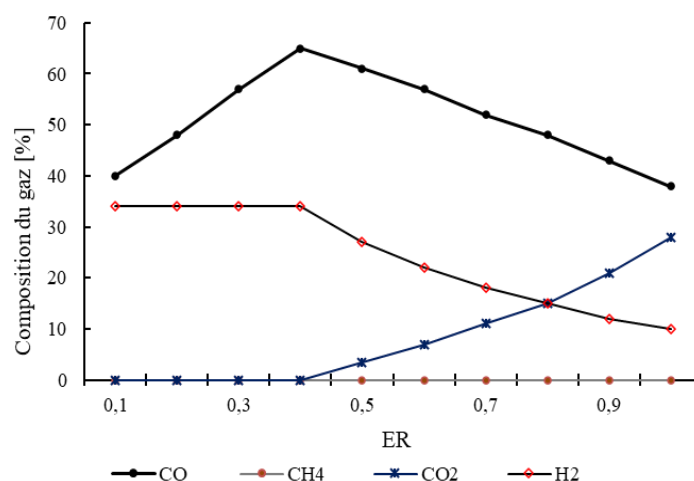


Figure 2.10. Résultat du modèle de (Dhanavath et al. 2018), pour la biomasse balle de riz

Les résultats de l'étude menée par Dhanavath en utilisant l'oxygène et la vapeur d'eau démontrent une évolution globale de la composition du gaz similaire à celle de la Figure 1.7 mais avec des pourcentages en gaz utiles plus importants. En effet, l'augmentation du ratio d'équivalence entraîne une diminution du CO et du H₂ dans le gaz et une augmentation du taux de CO₂. Pour un ratio d'équivalence de 0,3, le gaz a une composition avec près de 57 % de CO et de 34 % de H₂ et une sous-estimation des proportions de méthane et de CO₂.

(Hoo et Md Said 2021) ont également implémenté sur Aspen Plus un modèle à l'équilibre avec comme combustible des déchets de fruits et comme agent de gazéification de l'air. Les résultats de l'étude menée par Hoo et Said sont mis à comparaison avec les résultats de la présente étude. L'interprétation globale des compositions du gaz est la même dans les deux études, c'est-à-dire qu'avec l'augmentation de l'apport d'air, la teneur en gaz utiles (CO et H₂) diminue tandis que celle de CO₂ augmente. A

un ratio d'équivalence de 0,3, Hoo et Said obtiennent des teneurs de CO et H₂ approximativement de 15 % et 8 % ; quand celle de CO₂ est de 13 % ; tandis que le modèle de la présente étude prédit de meilleures compositions avec 22 % de CO, 5 % de CO₂ et 17 % de H₂. Ces différences dans la composition du gaz produit résultent d'hypothèses différentes pour les simulations (pertes thermiques et atteinte de l'équilibre).

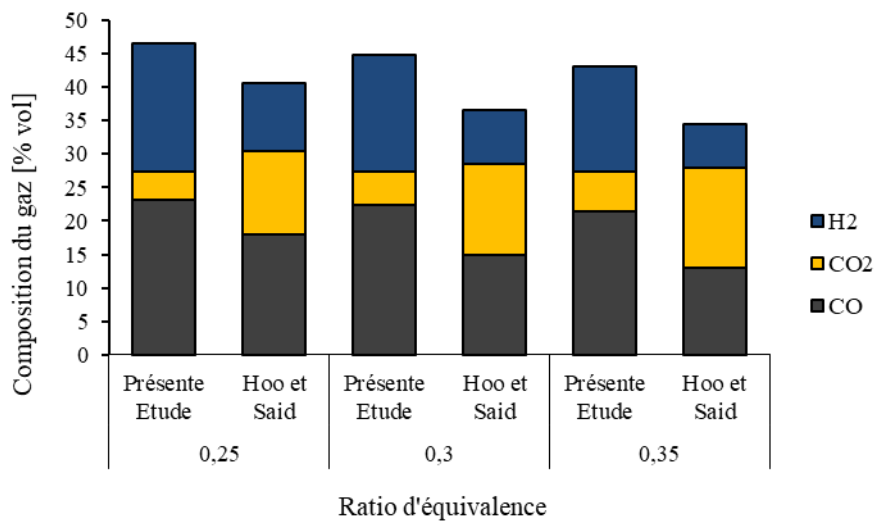


Figure 2.11. Résultats du modèle de (Hoo et Md Said 2021) et comparaison des résultats du modèle avec ceux de la présente étude.

Le pouvoir calorifique inférieur du gaz est illustré à la Figure 2.12. Il a été calculé sur base des PCI fournis par l'étude de Silva pour les différents éléments présents dans le gaz produit (Silva et al. 2019). Pour un ratio d'équivalence de 0,3, le pouvoir calorifique inférieur du gaz est de 4,71 MJ/Nm³. Il diminue avec l'augmentation du ratio d'équivalence.

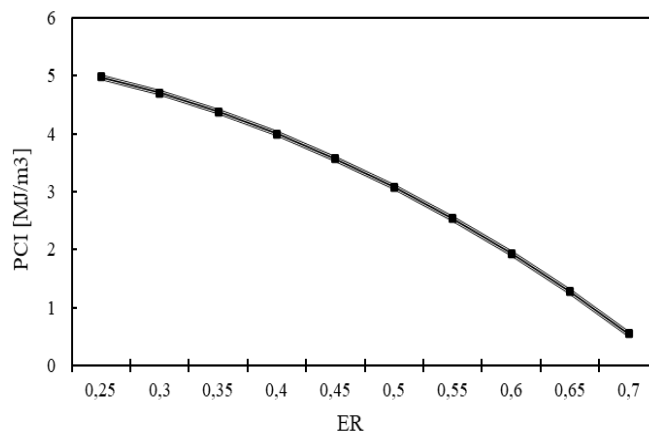


Figure 2.12. PCI du gaz selon le modèle

Zainal et al. ont modélisé à l'équilibre thermodynamique la gazéification de copeaux de bois et ont prédit la composition du syngas ainsi que son pouvoir calorifique. Le pouvoir calorifique du gaz diminuait avec l'augmentation de la température et la teneur en monoxyde de carbone diminuait de façon linéaire avec l'augmentation de l'humidité du combustible (Zainal et al. 2002).

Bien que le modèle d'équilibre soit approprié dans le calcul de la conversion thermochimique de la biomasse, il ne permet pas d'étudier les propriétés physiques du réacteur qui pourtant influencent également le procédé de gazéification. Cette limite au modèle d'équilibre est résolue dans section suivante grâce au modèle de la cinétique des fluides.

2.3. Modélisation thermique sur ANSYS FLUENT®

Une simulation avec le logiciel FLUENT® a été entreprise afin de modéliser les transferts de chaleur dans un système réactionnel dynamique. Les flux thermiques ont été modélisés pour conforter le choix du design de mettre une paroi de béton réfractaire en plus de la paroi ordinaire en acier inoxydable dans l'optique de limiter les pertes de chaleur et d'améliorer les rendements de gazéification. Le processus de modélisation commence d'abord par la réalisation de l'esquisse du réacteur, puis par le maillage de la géométrie, ensuite par le modèle à implémenter et se termine par la visualisation des résultats de calcul.

2.3.1. Géométrie du réacteur modélisé

La géométrie du réacteur a été simplifiée à partir des plans du GP2, tout en retranscrivant le design du prototype dans ses dimensions et son fonctionnement.

L'objectif de cette modélisation a été de comparer les contours de température et les transferts de chaleur particulièrement aux parois de deux réacteurs types, l'un avec une enveloppe d'acier inoxydable uniquement (Figure 2.13.a) et le second réacteur avec une enveloppe de béton réfractaire et d'acier inoxydable juxtaposés comme défini dans la conception (Figure 2.13.b). La géométrie d'ensemble des deux réacteurs est toutefois similaire avec le même volume utile outre les différences de matériaux des parois. Le réacteur est aussi conforme aux plans avec une hauteur de 1200 mm (sans la hauteur du cendrier), un rayon interne de 250 mm, une épaisseur de béton de 50 mm et une épaisseur d'acier de 10 mm. Les deux entrées d'air sont matérialisées sur la géométrie. L'air admis circule le long de la double paroi pour se

préchauffer au contact de l'enveloppe d'acier avant d'entrer dans le réacteur.

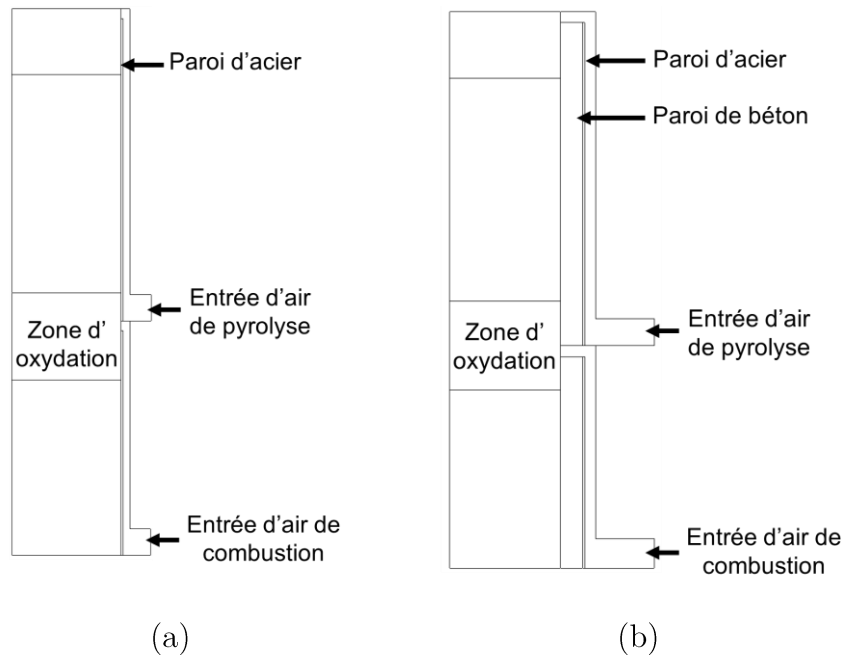


Figure 2.13. Gazéifieur avec une enveloppe (a) d'acier inoxydable (b) de béton réfractaire et d'acier inoxydable

2.3.2. Maillage des géométries

Un maillage a été réalisé sur les géométries avant l'implémentation du modèle. La Figure 2.14 illustre le maillage sur l'ensemble de la géométrie du réacteur. Le maillage a été fait par la méthode de dimensionnement des éléments. La taille des éléments a été fixée à 0,005 m pour le réacteur constitué seulement d'une paroi en acier (Cf. Figure 2.13.a). Ce maillage comprend 14002 nœuds et 13688 éléments. La taille des éléments a été réduite à 0,002 m pour le réacteur constitué d'une double paroi d'acier et de béton (Cf. Figure 2.13.b). Ce maillage comprend 108614 nœuds et 107704 éléments, il a été raffiné par

rapport au premier maillage afin de mieux percevoir les gradients de température notamment aux parois avec la présence du béton réfractaire.

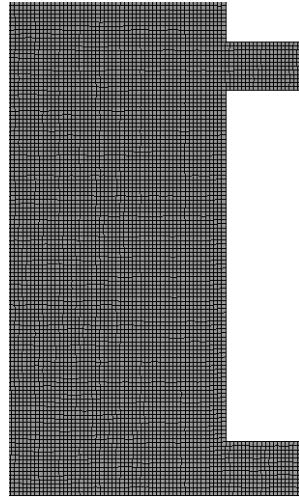


Figure 2.14. Illustration du maillage de la géométrie du réacteur

2.3.3. Implémentation du modèle

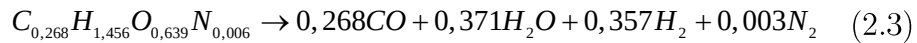
Le réacteur a été modélisé en 2D axisymétrique dans Fluent. De l'air est injecté par les deux orifices. La quantité d'air admise est basée sur des valeurs théoriques. Le débit massique d'air admis a été spécifié à 0,004 kg/s. L'air diffuse ensuite à l'intérieur du réacteur qui est défini comme un milieu poreux. Le milieu poreux interne est défini avec les caractéristiques physiques de la balle de riz qui a une densité apparente de 120 kg/m³. Les différents matériaux solides intégrés à cette modélisation à savoir l'acier inoxydable et le béton réfractaire ainsi que leurs propriétés physiques ont été créés car n'étant pas contenus dans la base de données de Fluent (Table 2.6).

	Densité [kg/m ³]	Cp [J/kg.K]	Conductivité thermique [W/m.K]
Balle de riz	120	1800	0,46
Béton réfractaire	1500	1216	0,5
Acier inoxydable	8030	502,48	30

Table 2.6. Propriétés physiques des matériaux utilisés dans la modélisation

Des valeurs théoriques ont été imposées notamment un patch de température de 730 °C qui demeure constant dans la zone d'oxydation afin d'initier les réactions.

Les modèles P-1 pour la radiation, k-epsilon pour la turbulence et DPM (Discrete Phase Model) pour le flux de particules de biomasse ont été utilisés avec une interaction continue entre la phase discrète et la phase continue. Dans les spécifications du modèle DPM, le diamètre des particules de biomasse a été fixé à 0,003 m (Zheng et al. 2006) et le débit massique de combustible de 0,0031 kg/s. Le mécanisme de dévolatilisation des particules est activé par les lois de dévolatilisation et d'oxydation. La fraction de volatiles est basée sur la stœchiométrie décrite par (Janajreh et Al Shrah 2013) pour des particules de bois :



Dans la Table 2.7, différentes réactions, basées sur l'étude menée par (Pandey, Prajapati, et Sheth 2021) ont été introduites afin de définir la cinétique chimique. Le modèle est ensuite initialisé et calculé à près de 2500 itérations à l'aide de l'outil Fluent.

N°	Réaction	Facteur Pré-exponentiel	Energie d'activation (J/kg.mol)
R1	$2\text{C(s)} + \text{O}_2 = 2\text{CO}$	147000	1,13 E+08
R2	$\text{CO} + 0.5\text{O}_2 = \text{CO}_2$	1,00 E+10	1,26 E+08
R3	$2\text{H}_2 + \text{O}_2 = 2\text{H}_2\text{O}$	2,20 E+09	1,09 E+08
R4	$\text{CH}_4 + 1.5\text{O}_2 = \text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	4,40 E+11	1,26 E+08
R5	$\text{C(s)} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$	8,268	1,88 E+08
R6	$\text{C(s)} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$	8,268	1,88 E+08
R7	$0.5\text{C(s)} + \text{H}_2 = 0.5\text{CH}_4$	8,89 E-06	6,72 E+07
R8	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$	2,35 E+10	2,88 E+08
R9	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 = \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	1,79 E+12	3,26 E+08

Table 2.7. Réactions utilisées dans le modèle CFD

Une méthode de résolution « pressure-velocity coupling » est utilisée pour résoudre les équations de conservation de masse, de moment et d'énergie.

2.3.4. Résultats du modèle pour les transferts thermiques

La Figure 2.15 illustre les profils de vitesse du flux d'air dans le réacteur. Le débit massique d'air entrant est de 0,004 kg/s sur la base des données expérimentales avec le GP2. L'air est injecté par les deux entrées et se répartit à travers l'intérieur du réacteur défini comme un milieu poreux. Les vitesses à l'intérieur du lit sont quasiment nulles.

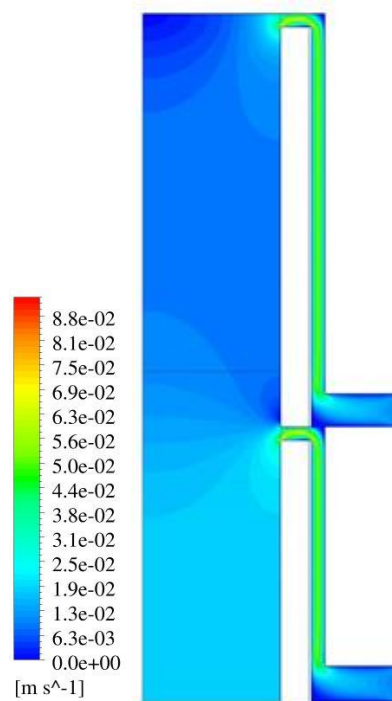


Figure 2.15. Contours de Vitesse dans le réacteur

Les profils de température du réacteur sont présentés à la Figure 2.16. L'équation de la chaleur prend en compte les phénomènes de conduction et de convection tandis que le rayonnement est pris en compte par le modèle P-1 de la radiation. La chaleur diffuse dans l'ensemble du réacteur depuis la zone d'oxydation. L'air qui entre à température de 27 °C est préchauffé au contact de la paroi. Fondamentalement, le préchauffage de l'air consiste à fournir plus d'enthalpie au processus de gazéification, ce qui contribue légèrement à améliorer la décomposition thermique du combustible (Jangsawang, Laohalidanond, et Kerdsuwan 2015). Dans le cas de la Figure 2.16.a, les températures de la paroi en acier et celle de l'air en contact sont relativement élevées. Les températures illustrées cependant à la Figure 2.16.b sont plus faibles. Le béton réfractaire qui est en contact avec le milieu interne affiche des

températures moyennes de 327 °C, près de la zone d'oxydation et 227 °C aux extrémités. La paroi d'acier, juxtaposée au béton, de même que l'air circulant le long de cette paroi en acier affichent des températures plus basses que celle du béton. La température moyenne de l'air après son parcours le long de la paroi est de 127 °C.

Cette modélisation permet de valider le rôle barrière que joue le béton réfractaire pendant le fonctionnement du réacteur. La paroi en acier est ainsi moins impactée par les températures élevées du milieu interne. De plus, le béton réfractaire ayant une grande inertie thermique, il met un certain temps à monter en température et à refroidir. La paroi en acier est ainsi moins soumise aux chocs thermiques, ce qui contribue à l'amélioration de la durée de vie du réacteur.

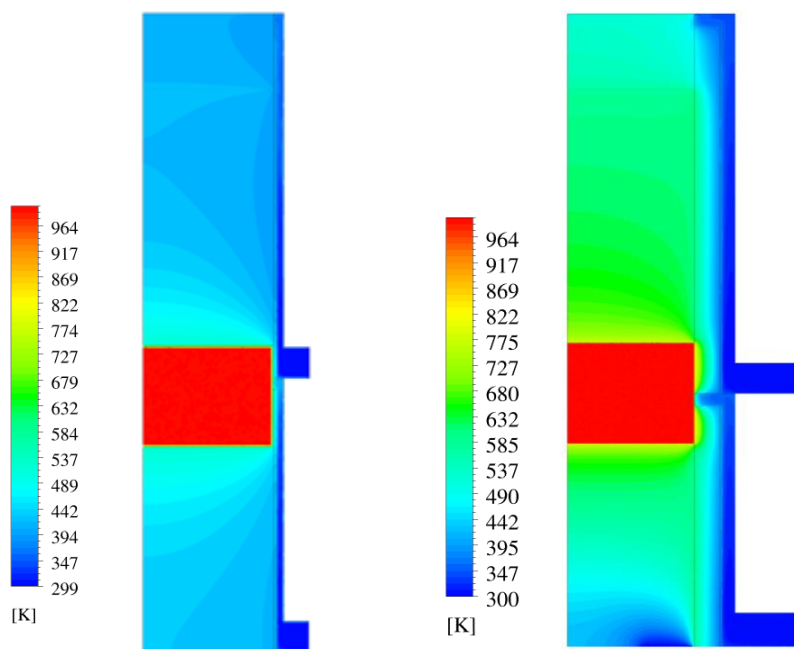


Figure 2.16. Contours de température dans un réacteur avec des parois (a) en acier inoxydable (b) en béton réfractaire et acier inoxydable.

La Figure 2.17 reprend les résultats de modélisation sur le comportement de la température de l'air au contact de la paroi en acier le long de l'axe du réacteur. Ces résultats montrent les différences obtenues pour un réacteur avec une paroi en acier et pour un réacteur avec une paroi en acier et béton réfractaire. Le graphe de la Figure 2.17 est subdivisé en deux parties où i indique les températures le long de la zone de pyrolyse et ii indique les températures le long de la zone d'oxydation jusqu'au bas du réacteur.

Lorsque le réacteur est constitué d'une paroi d'acier, les températures sont en moyenne de 130 °C le long de la zone de pyrolyse, puis croissent à 225 °C le long de la zone d'oxydation pour stabiliser autour de 140 °C au bas du réacteur. Lorsque la simulation tient compte des deux parois d'acier et de béton réfractaire, les températures après simulation sont beaucoup plus faibles le long de la paroi du réacteur. Elles évoluent entre 40 °C et 100 °C le long de la paroi de la zone de pyrolyse. Autour de la zone d'oxydation, les températures de parois sont autour de 175 °C puis stabilisent autour de 140 °C au bas du réacteur.

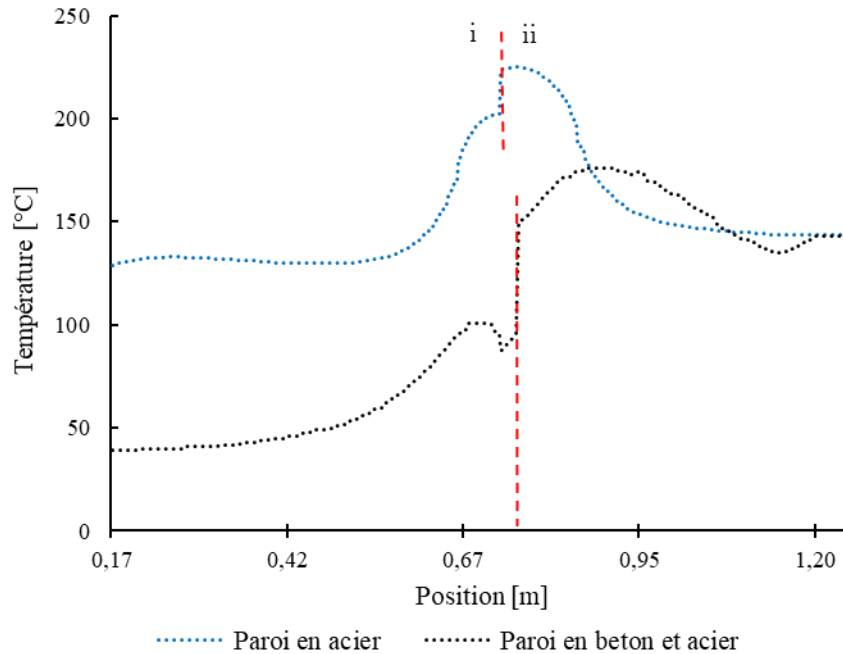


Figure 2.17. Résultats de simulation de la température de l'air en contact avec le réacteur avec des parois d'acier (en bleu) et avec des parois de béton et d'acier (en noir)

La Figure 2.18 illustre les températures de l'air obtenues de façon expérimentale. Les thermocouples TA et TB indiquent respectivement les températures de l'air au contact de la paroi dans la zone de pyrolyse et dans la zone d'oxydation. Ces températures évoluent entre 62 °C et 350 °C pour le thermocouple B. Le thermocouple A enregistre des températures comprises entre 38 °C et 277 °C. Après 120 min de fonctionnement ces températures commencent à décroître ce qui marque la phase de déclin de l'essai. Les températures de la simulation Fluent illustrés à la Figure 2.17, sont plus faibles que les températures réellement enregistrées au cours d'un essai de

gazéification. Bien qu'en l'état sur le prototype conçu il n'y a que deux thermocouples de paroi TA et TB qui ne permettent pas d'avoir une vision de l'évolution des températures le long de l'axe de la paroi depuis le long jusqu'au bas du réacteur.

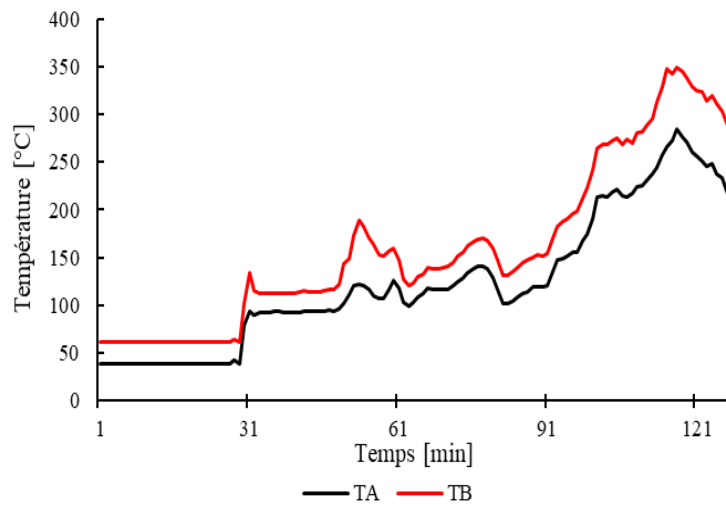


Figure 2.18. Profils de température de l'air après préchauffage par contact avec la paroi externe du gazéifieur obtenus expérimentalement

Conclusion

La méthodologie de conception a permis de penser un prototype selon l'approche de Cross. Sur la base de cette approche, le réacteur Semi-Batch à lit Fixe et à Aspiration d'air (SBAF) s'est avéré être le plus adapté aux exigences de conception et aux objectifs définis, tels que la fabrication locale, la sécurité de l'installation ou la qualité du gaz. Ainsi les résultats du design ont permis d'élaborer les plans détaillés annexés au manuscrit. La

seconde section de ce chapitre a permis d'évaluer une composition théorique du gaz qui peut être obtenu par gazéification des balles de riz grâce au modèle à l'équilibre thermodynamique. Pour un ratio d'équivalence de 0,3 généralement utilisé en gazéification, les rendements obtenus sont de 22 % de CO, 17 % de H₂ et 5 % de CO₂. Aussi, ce chapitre a permis de simuler les températures et les transferts de chaleur aux parois du réacteur. La comparaison entre les résultats théoriques et expérimentaux des flux thermiques au niveau des parois du réacteur a permis de conclure que les températures mesurées expérimentalement sont plus élevées que les prédictions du modèle. Cela montre que les pertes thermiques sont relativement considérables et permet d'envisager des perspectives d'amélioration du prototype. Une perspective serait notamment l'isolation autour des zones où les parois sont les plus chaudes dans l'optique d'améliorer les rendements de gazéification.

Le chapitre suivant décrit la procédure de fabrication du prototype et la mise en place du banc expérimentale.

Chapitre 3

Réalisation du prototype de gazéification et méthodologie expérimentale

Ce chapitre explicite la mise en fonctionnement réelle du prototype conçu. Il fait l'état de l'ensemble des capteurs et instruments liés à l'acquisition de données sur le gazéifieur. La méthodologie employée pour effectuer les mesures nécessaires à l'évaluation de la performance du prototype y est détaillée. De même, la méthodologie de calcul des rendements pour l'estimation de la qualité des essais et de la performance du gazéifieur ; ainsi que les calculs de bilans de matière et d'énergie y sont analysés. Ce chapitre fait également une revue des problèmes rencontrés et les adaptations réalisées dans le design développé dans le chapitre 2. Enfin, s'ouvre dans ce chapitre la méthode d'estimation des incertitudes sur les différentes mesures effectuées.

Sommaire

3.1.	Présentation du prototype.....	86
3.2.	Les capteurs et instruments.....	94
3.3.	Conditions des essais	100
3.4.	Bilan de masse.....	112
3.5.	Bilan d'énergie.....	118
3.6.	Méthodologie de calcul	126
3.7.	Rendements de performance.....	129

3.1. Présentation du prototype

Le gazéifieur a été réalisé en deux étapes : la fabrication de l'enveloppe externe en acier inoxydable puis le coulage de l'enveloppe interne en béton réfractaire. La description du GP2 abordée dans cette Section 3.1 ainsi que toutes les cotations mentionnées font référence au plan de détail du prototype présenté au Chapitre 2.

3.1.1. Paroi externe en acier inoxydable

Le corps principal du gazéifieur d'une hauteur de 1450 mm a été découpé dans des tôles d'acier inoxydable 316L puis roulé et soudé à l'argon (Figure 3.1). La paroi formant le cylindre principal a une épaisseur de 5 mm. Quatre types de perforations ont été faits sur le cylindre principal. Une perforation a hauteur de 822 mm depuis le plancher du gazéifieur, pour un diamètre de 76 mm. Le tube d'ignition du gazéifieur a été soudé sur cette perforation. A 90° de l'axe de la première perforation, une deuxième perforation a été faite à hauteur de 631 mm pour un diamètre de 50 mm. Le tube de contrôle de la pression interne a été connecté à cette perforation. A 180° de l'axe de la première perforation, un perçage à 100 mm du plancher du réacteur avec un diamètre de 50 mm a été réalisé. Cette ouverture sert à l'évacuation du gaz produit. Le quatrième type de perforation qui a été fait sur le cylindre principal concerne les entrées d'air. Trois perçages de diamètre 22 mm et séparés chacun d'un angle de 120° ont été réalisés à deux niveaux : à hauteur de 720 mm correspondant à l'entrée d'air de la zone d'oxydation ; et à hauteur de 1275 mm correspondant à l'entrée d'air de la zone de pyrolyse. Sur l'axe de perforation du tube de contrôle de pression, dix orifices de diamètre 30 mm dans lesquels seront logés les capteurs de température ont été percés (Figure 3.1.b). Le corps

principal du gazéifieur a été par endroit recouvert d'une double paroi d'acier inoxydable 316L et d'épaisseur 5 mm. Cette deuxième paroi est séparée de l'enveloppe principale d'un intervalle de 20 mm. La lumière interne qui constitue la zone de circulation de l'air entrant n'est cependant que de 18 mm. Sur cette double enveloppe sont perforés deux trous à 276 mm et 906 mm sur lesquels seront rattachés les deux tubes d'admission d'air, l'un dans la zone d'oxydation et l'autre dans la zone de pyrolyse. Deux perçages de 10 mm de diamètre ont été réalisés dans cette paroi pour y loger les capteurs de températures.

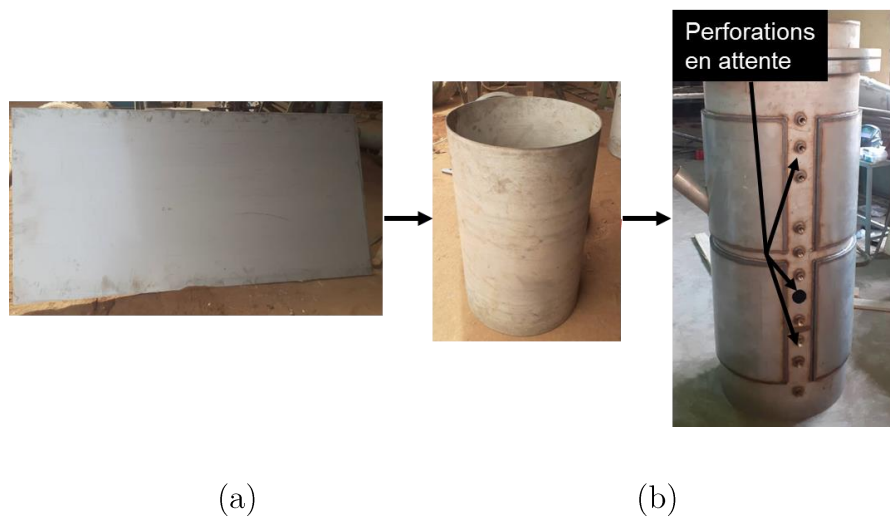


Figure 3.1. Processus imagé de la fabrication du gazéifieur de la tôle d'acier au corps soudé (a) Tôle d'acier inox (b) Corps principal en acier inox

3.1.2. Paroi de béton réfractaire

La seconde étape dans la fabrication du prototype a consisté au coulage d'une paroi de béton à l'intérieur du réacteur. Depuis le plancher du réacteur et sur toute la hauteur du cylindre principal

en acier inoxydable, du béton a été coulé pour une épaisseur de 50 mm. L'intérêt de la pose d'une paroi en béton réfractaire est la tenue à haute température de ce type de mortier. La température de tenue dépend du type de granulats utilisés. La chamotte qui a été utilisée comme granulat en addition au ciment permet de résister à une température interne de 1250 °C. Le mortier a été réalisé avec un mélange de ciment réfractaire, de chamotte comme granulat et d'eau à un dosage de 400 kg/m³ comme illustré à la Figure 3.2. Les caractéristiques du ciment réfractaire mis en œuvre sont reprises dans la Table 3.1 avec la particularité de la faible teneur en oxyde de fer :

Al_2O_3	CaO	SiO_2	Fe_2O_3
$\geq 68,5$	$\leq 31,0$	$\leq 0,8$	$\leq 0,4$

Table 3.1. Composition minéralogique du ciment réfractaire.

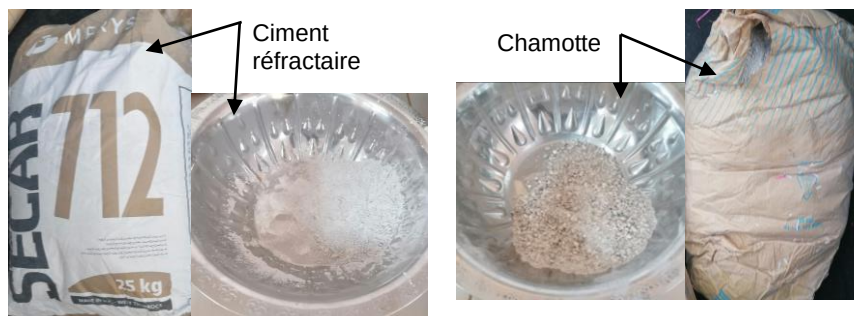


Figure 3.2. Agrégats de ciment réfractaire et de chamotte utilisés dans la réalisation du mortier

La pose du mortier peut être rendue laborieuse car la forme anguleuse de la chamotte occasionne un mélange plus difficile à réaliser. Cependant, le ciment réfractaire réagit avec la plupart des additifs minéraux pour obtenir un écoulement exceptionnel

avec une haute résistance à la compression initiale. De ce fait, lors du coulage du béton, l'adjonction d'une faible quantité de super plastifiant, haut réducteur d'eau, a permis la pose du mortier (Figure 3.3.b).

La mise en place du béton s'est fait grâce à la confection d'un moule en fer cylindrique de diamètre 500 mm et de hauteur 1450 mm posé sur le plancher du réacteur (Figure 3.3.a). Des coffrages ont été mis à tous les perçages effectués sur le corps inox de sorte que chaque perforation ait une continuité dans le béton jusqu'au centre du gazéifieur.

Afin d'éviter les poches d'air, le mortier a été vibré par plongeurs d'une aiguille vibrante. Pendant la phase de séchage, les surfaces exposées à l'air ont été protégées par un film plastique et humidifiées afin d'empêcher les dessiccations locales pouvant entraîner des pertes de résistance du béton. 48 heures après le coulage du mortier, la mise en chauffe du béton a été faite grâce à un bruleur à gaz. L'objectif de cette mise en chauffe est d'augmenter les températures de séchage par rapport à la température ambiante des premières 48 h. Ainsi la teneur en eau résiduelle diminue grâce à des températures moyennes atteintes de 200 °C.

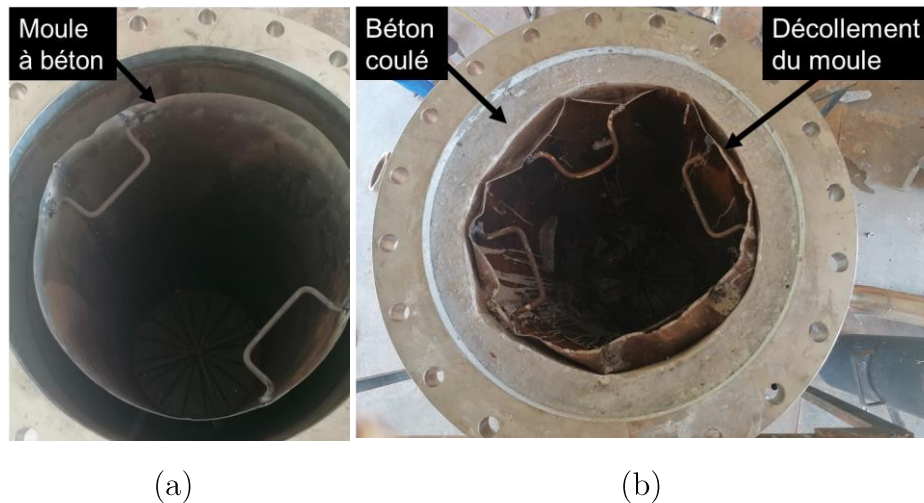


Figure 3.3. Illustration de la pose du moule et du béton réfractaire coulé dans le gazéifieur

3.1.3. Eléments amovibles

Les tuyauteries

La mise en place des tuyauteries indispensables au fonctionnement du gazéifieur sont évoquées dans ce paragraphe ; elles sont rattachées au corps du réacteur par des soudures. Sur les différents poinçonnages effectués dans le corps principal du réacteur des tuyauteries en acier inoxydable de diamètre correspondant sont soudées. Ainsi, à hauteur de 822 mm se trouve le tuyau d'allumage avec pour diamètre 80 mm. A 90° de l'axe d'allumage du gazéifieur se trouve à 631 mm de hauteur, un tuyau de contrôle de la pression intérieure. En effet, ce tube d'un diamètre 50 mm, relie l'intérieur du réacteur à dans un seau rempli d'eau et soumis à la pression atmosphérique. Ainsi, la pression intérieure est limitée par la pression de la colonne d'eau contenue dans le seau. Une trop grande surpression au sein de

l'enceinte induira une évacuation de gaz vers l'atmosphère. A 180° de l'axe d'allumage, se situe à 100 mm de hauteur la ligne d'évacuation du gaz produit d'un diamètre de 2".

Le tuyau d'admission d'air relie la soufflante au réacteur en se subdivisant en deux tuyaux de 60 mm de diamètre chacun. L'un des tuyaux achemine l'air à 276 mm de hauteur et le second à 906 mm de hauteur depuis la base du gazéifieur.

Les vannes

Les vannes font aussi partie du design amovible. Elles ont été acheminées depuis un constructeur de pièces hydrauliques, afin de remplir le critère de sûreté de l'installation. Quatre vannes sont installées sur le gazéifieur. Une vanne guillotine, illustrée à la Figure 3.4, de diamètre nominal 100 mm est montée entre brides en haut du réacteur. Son ouverture permet de remplir de combustible le gazéifieur.

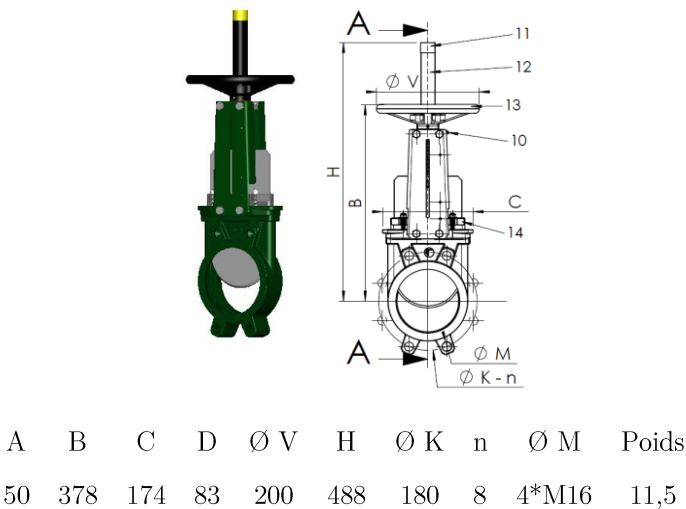


Figure 3.4. Vanne guillotine installée sur le haut du gazéifieur

Une vanne robinet à boisseau sphérique est montée sur la ligne d’ignition du réacteur. Elle permet l’ouverture et la fermeture facile du réacteur pour l’allumage (Figure 3.5).

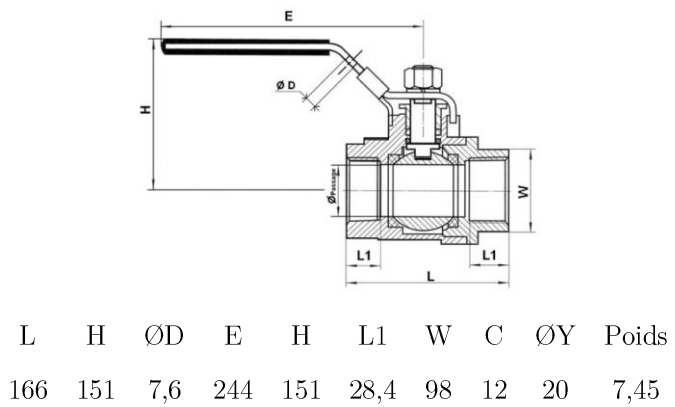


Figure 3.5. Vanne robinet à boisseau régulant le port d’ignition du gazéifieur

Deux vannes papillon sont raccordées entre brides sur chacune des deux lignes d’introduction d’air dans la double enveloppe du gazéifieur (Figure 3.6). Elles permettent de réguler mécaniquement le flux d’air entrant dans le réacteur.

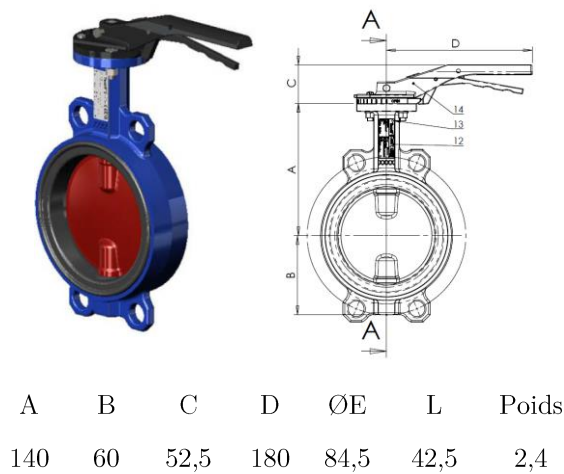


Figure 3.6. Vanne papillon pour le réglage de l’admission d’air

Les axes tournants

Il y a 2 axes tournants alignés avec le centre du réacteur. Le premier axe est l'axe du râteau situé au dessus du réacteur. Il permet d'homogénéiser la biomasse entrante. Le second axe est l'axe du racleur situé dans le fond du réacteur. Il permet de faire tomber les cendres présentes sur la grille dans le cendrier et permet aussi d'évacuer les cendres du cendrier vers l'extérieur. Ces axes sont illustrés dans la Figure 3.7.

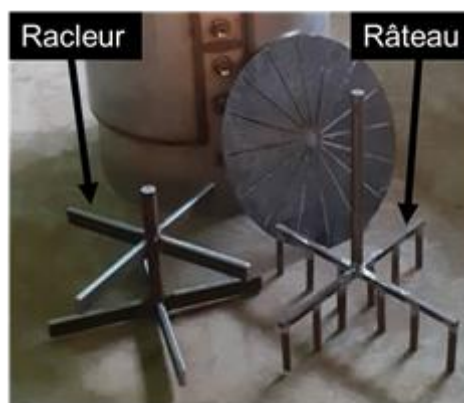


Figure 3.7. Axe du racleur pour la vidange des cendres et râteau pour l'épandage de la biomasse au sein du gazéifieur

La soufflante à air

L'air est injecté dans le gazéifieur grâce à une soufflante. La soufflante utilisée est du constructeur FPZ et du type SCL K04-TD MOR IE2 avec la caractéristique d'être à canal latéral. Le débit maximal pour une fréquence de 60 Hz est de 168 m³/h. La pression de service max est de 350 mbar. La soufflante est rattachée à la conduite inox d'acheminement d'air dans la double paroi par l'intermédiaire d'un col flexible. Sur l'orifice d'entrée de la soufflante est rattaché un organe déprimogène à savoir un diaphragme pour la mesure de débit. La soufflante est alimentée

électriquement via un variateur de fréquence qui permet de varier le débit d'air insufflé.

3.2. Les capteurs et instruments de mesure

3.2.1. Mesures de température

Deux types de capteurs sont installés sur le gazéifieur. Des capteurs de température et des capteurs de pression différentielle. Pour ce qui est de la mesure de la température, des thermocouples de type K ont été installés avec des plages de mesures allant de 0 à 1100 °C. Dix thermocouples type K ont été placés sur l'axe de mesure situé à 90° du port d'allumage.

Ces thermocouples ont été placés à une distance d'environ 150 mm les uns des autres le long du réacteur (Figure 3.8). Ces distances relativement rapprochées des capteurs donnent un profil de température du réacteur linéaire en cours de fonctionnement. Les thermocouples traversent la fine paroi d'acier puis la paroi de béton d'une épaisseur de 50 mm et plongent dans le combustible d'environ 50 mm. Les thermocouples du constructeur *Thermibel* ont une protection chemisée dans des doigt-de-gants. Le premier thermocouple est le plus excentré du cœur du gazéifieur à cause de l'axe tournant du râteau qui est gêné par sa présence.

En fonction de la configuration en fonctionnement, notamment selon le positionnement des vannes d'air, le mouvement du lit de biomasse n'est pas le même au sein du gazéifieur. Ainsi, les positions des thermocouples ne déterminent pas nécessairement s'ils plongent dans la zone de pyrolyse, d'oxydation ou de réduction. Le dixième thermocouple se trouve en dessous de la grille, dans le cendrier. Il mesure la température du gaz sortant. Lors des mesures de température en cours de test, des

discontinuités peuvent apparaître d'un thermocouple au suivant. En effet, pour des raisons de conception, l'ensemble des thermocouples étant alignés le long d'un même axe, les mesures recueillies ne sont pas nécessairement représentatives de ce qui se passe dans l'ensemble du lit de biomasse.

Deux thermocouples type K ont été placés dans la double enveloppe afin de mesurer la température de l'air préchauffé au contact des parois du réacteur. Les thermocouples sont ensuite reliés à des data logger par le biais de câbles et de connecteurs. Les data logger du constructeur *Pico Technology* sont du modèle USB TC-08. Les data logger sont reliés à l'ordinateur qui sert d'interface grâce au logiciel *Picolog6* à l'affichage et à l'enregistrement des données.

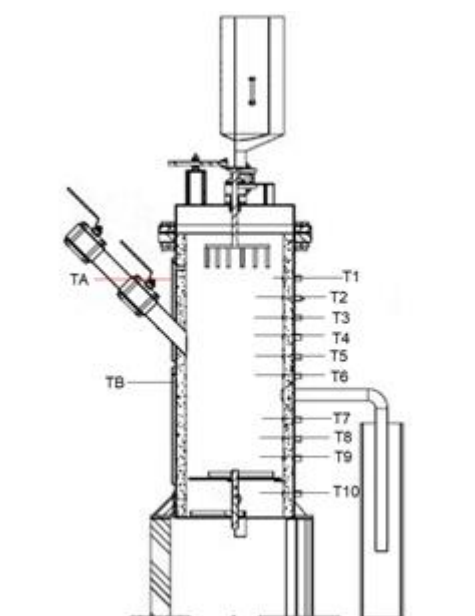


Figure 3.8. Illustration des différentes positions des thermocouples

3.2.2. Mesures de pression différentielle

Les capteurs de pression différentielle donnent la lecture de la différence de pression entre deux points de mesure. Sur le gazéifieur, quatre perforations ont été réalisées et chacune reliée à un tube de force pour la mesure de la pression. Ainsi une pression différentielle est mesurée entre le haut et le bas du réacteur et une seconde pression différentielle est mesurée entre le tuyau principal d'acheminement d'air et un des tuyaux dérivés allant dans la double paroi. La première mesure de pression différentielle permet d'avoir un point d'observation sur les variations de pression au travers du lit. Ainsi les variations pression différentielle sont souvent corrélées au mouvement du lit au sein du réacteur. Les mesures acquises par le second capteur de pression différentielle n'ont pas été utilisées dans l'évaluation des rendements sur le prototype. En effet, ces points de mesures ont été mis en attente dans la perspective d'y placer un organe déprimogène pour la mesure de débit sur les différentes conduites d'air.

Une troisième mesure de pression différentielle est faite non pas sur le gazéifieur mais sur la soufflante d'air. La différence de pression est mesurée entre la pression atmosphérique et la conduite de la soufflante. Ces deux points de mesure sont situés de part et d'autre du diaphragme afin de déterminer le débit d'air total. Tous les points de mesure de pression sont connectés à des tubes qui assurent la liaison entre le point de mesure et le capteur. A partir du capteur, les données sont collectées dans un data logger en passant par un conditionneur de signal référencé *ADC-20 Terminal Board*. Ce conditionneur convertit le signal d'intensité venant des capteurs en une plage de tension admissible par la centrale d'acquisition. Le data logger, également du constructeur *Pico Technology*, est de la référence *ADC-24*. Il est ensuite relié à l'ordinateur pour la lecture des données.

L'acquisition des données se fait par l'interface du logiciel *Picolog6*.

3.2.3. Mesure de la composition du gaz

Le gaz produit est principalement composé d'un mélange de six éléments : CO, CO₂, CH₄, H₂, N₂ et H₂O. En plus de ces gaz majoritairement présents dans le gaz produit, il y a en fin de gazéification d'autres gaz mais en faibles proportions comme les goudrons.

Les goudrons sont des composés formés d'un mélange complexe d'hydrocarbures condensables ou non, produits au cours du processus de conversion thermochimique d'un combustible. Ils dépendent de la nature de la biomasse et de la méthode de gazéification, car la température et le temps de séjour dans le gazéifieur influencent la composition des goudrons (Zhai et al. 2015). Ils ont cependant une concentration moyenne de 1 g/Nm³ pour un procédé en lit fixe co-courant (Silva et al. 2019 ; Galadima, Masudi, et Muraza 2022 ; Shen et al. 2014).

Les goudrons sont classés essentiellement selon leur composition, leur détectabilité et leur solubilité dans l'eau (Dafiqurrohman et al. 2020; Zhang et Pang 2019).

Ainsi, les goudrons de classe 1 sont indétectables par chromatographie gazeuse. Ils se composent d'hydrocarbures poly-aromatiques qui ont plus de sept cycles et sont généralement appelés goudrons lourds.

Les goudrons de classe 2 sont des composés hétérocycliques. Ce sont des hydrocarbures solubles dans l'eau, tels que le phénol, la pyridine et le crésol.

Les goudrons de classe 3 sont des hydrocarbures légers à un cycle, tels que le toluène ou le xylène.

Les goudrons de classe 4 sont des d'hydrocarbures poly-aromatiques légers qui ont 2 à 3 cycles tels le naphthalène, le biphényle et le phénanthrène.

Les goudrons de classe 5 sont des composés poly-aromatiques lourds dérivés d'hydrocarbures aromatiques de 4 à 7 cycles. Ils condensent à de faibles concentrations à des températures élevées comme le fluoranthène et le chrysène.

Lors de la campagne expérimentale menée sur le prototype, les goudrons n'ont pas été mesurés ou caractérisés, ils n'ont pas fait objet d'étude lors des analyses du gaz produit. Ainsi, seuls les principaux constituants du gaz ont été quantifiés et pris en compte dans le calcul des bilans du gazéifieur.

Le gaz produit est prélevé près de la torchère et raccordé à une baie d'analyse par une conduite en silicone pour y être analysé. La baie d'analyse est composée de cellules pour cinq gaz analysés qui sont CO, CO₂, CH₄, H₂ et O₂. La baie analyse les gaz sur base sèche car l'humidité perturbe les mesures. La lecture donnée est la fraction volumique de chacun des gaz dans le mélange gazeux produit par gazéification. Une cellule pour l'analyse de l'oxygène a été installée afin de s'assurer de la fiabilité des mesures obtenues. En effet, pendant le procédé de gazéification, la teneur en oxygène dans le gaz est nulle car l'oxygène réagit entièrement dans les réactions d'oxydation des gaz de pyrolyse. Ainsi une quantité significative d'oxygène pendant la gazéification indiquerait une mauvaise étanchéité du circuit d'analyse et une dilution du gaz par succion de l'air ambiant. La fraction de N₂ présente dans le gaz produit est déduite par calcul de la différence des autres gaz mesurés. La baie d'analyse commercialisée par le constructeur ABB est constituée d'une unité de conditionnement du gaz. Cette unité comprend :

- Un refroidisseur de gaz équipé d'un échangeur de chaleur.
Un filtre fin FPF-2-0,3GF (porosité 0,3 µm) placé en aval

du refroidisseur qui permet une ultime filtration du gaz avant les cellules.

- Une pompe péristaltique SR25.2 assure l'aspiration du gaz produit
- Un débitmètre FM40 est contenu dans la baie d'analyse à la sortie des gaz mesurés.

Lorsque la pompe aspire le gaz produit peu avant la torchère, le gaz est filtré une première fois dans une cartouche mobile remplie d'ouate. Puis il est filtré une deuxième fois par un filtre F-50T (porosité 50 μm) et une troisième fois dans un filtre F-2T (porosité 2 μm). Le gaz est refroidi à la température maximale de +7 °C puis filtré une ultime fois à porosité de 0,3 μm avant d'être injecté dans les cellules. Le refroidissement du gaz humide s'accompagne d'une condensation de la vapeur d'eau présente dans le gaz. Ainsi, l'humidité contenue dans le gaz condense en fines gouttelettes qui sont recueillies dans un récipient à condensats.

Généralement, la teneur en eau du gaz produit est estimée en fonction de la quantité d'eau purgée dans la chaîne d'épuration du gaz, notamment dans le laveur. Cependant sur le prototype mis en œuvre, l'unité de traitement du gaz a été by-passée pour des raisons de réfection. Ainsi, après gazéification, le gaz est conduit directement à la torchère. Le seul moyen de récupération de l'humidité contenue dans le gaz sur les essais menés a été la collecte des condensats du récipient dans la baie d'analyse. L'estimation de la fraction de vapeur d'eau à partir de la quantité d'eau condensée est cependant biaisée. En effet, la vapeur d'eau condense dans les tuyaux avant d'arriver au refroidisseur. Une partie de l'eau reste prisonnière dans les fines conduites de silicone reliant le point d'échantillonnage du gaz à la *baie d'analyse*, une autre fraction de l'humidité est absorbée dans le premier filtre rempli d'ouate hydrophile. Aussi, dans les deux

filtres de 50 μm et de 2 μm , les condensats se retrouvent piégés. En conséquence, au niveau de l'unité de conditionnement du gaz, on obtient une faible quantité d'eau récupérée alors que la quantité d'eau initialement présente dans le gaz produit est plus importante. L'analyseur de gaz est calibré avant les mesures de la composition du gaz produit sur les essais de gazéification. La baie d'analyse est équipée de cellules de calibration. Pour ce faire, un gaz neutre, en l'occurrence de l'azote est véhiculé dans le circuit de l'analyseur pendant un certain temps. Ce gaz neutre sert de référence *zero gas* pour la calibration des cellules. La Table 3.2. reprend les différentes plages de mesures de chacune des cellules intégrées à la baie d'analyse.

Cellules de mesure				
CO	CO ₂	CH ₄	H ₂	O ₂
0-50%	0-40%	0-10%	0-50%	0-100%

Table 3.2. Plages de mesure des cellules.

3.3. Conditions des essais

Les essais expérimentaux ont été menés dans le but de réaliser une validation de la technologie conceptualisée. Dans cette section, les difficultés à reproduire le design théorique sont soulevées. De même, tous les écarts et dérogations au design de base sont argumentés.

En effet, la reproduction du design théorique a parfois été en décalage avec le prototype manufacturé, cela en raison des imprécisions de la fabrication locale artisanale et de l'utilisation de matériaux parfois non homologués. La fabrication du réacteur a nécessité, comme décrit dans la section précédente, le coulage d'une épaisseur de béton réfractaire. Ce béton de 50 mm

d'épaisseur a été réalisé avec les moyens et outillages primaires dont disposait le laboratoire et cela a rajouté une imprécision sur les caractéristiques du réacteur.

3.3.1. Comparaison du prototype au design

Mode d'alimentation en combustible

La conception du gazéifieur avait préconisé un mode d'alimentation du combustible en semi-batch. Le semi-batch a été défini comme un apport de biomasse régulier au cours de l'essai. Ce type d'alimentation en combustible pendant que l'essai est en cours présume la mise en place d'une ouverture sécurisée du réacteur en cours de process.

Généralement les systèmes d'alimentation continue disposent d'un mécanisme d'automatisation du convoi de biomasse vers le réacteur. Le semi-batch devrait permettre de stocker le combustible et d'envoyer par pas de temps des sas de combustible dans le gazéifieur. L'ouverture du réacteur en cours de fonctionnement est assurée par un sas étanche. L'étanchéité est généralement assurée soit de façon chimique par l'injection d'un gaz neutre notamment l'air ou l'azote qui assure une séparation entre les milieux interne et externe ou de façon mécanique par un espace tampon. Pour réaliser cet espace tampon, deux vannes sont montées en série avec un espace intermédiaire constituant le volume de combustible d'approvisionnement.

Dans la fabrication, il a été difficile de réaliser l'étanchéité nécessaire pour un fonctionnement en semi-batch pour plusieurs raisons : dans un premier temps pour des raisons économiques, dans un second temps pour des raisons de technicité. En effet, le mode d'apport d'air par insufflation pour le procédé augmente les risques d'exposition de l'utilisateur lors de l'ouverture du

gazéifieur en cours de fonctionnement pour un rechargement semi-batch du combustible.

Mode d'apport d'air

L'air est injecté grâce à une soufflante. Le design avait cependant prévu un apport d'air par aspiration. Plusieurs motivations avaient guidé ce choix d'aspiration notamment la limitation des fuites de gaz en cours de fonctionnement. L'aspiration d'air pour la gazéification ne produit pas spécifiquement un meilleur gaz mais peut limiter les fuites de gaz recensées à certains interstices du réacteur. De plus, recharger la biomasse en cours de gazéification peut exposer l'utilisateur aux effets nocifs des gaz produits. L'aspiration améliore la sécurité pour l'utilisateur.

Dans la mise en œuvre du prototype, il a été difficile de réaliser une aspiration du gaz produit. L'unité de traitement du gaz étant by-passée la température du gaz reste relativement élevée en fin de chaîne, cela conduirait à une surchauffe de la soufflante. Il a alors été convenu d'utiliser la soufflante en amont plutôt qu'en aval afin d'effectuer les essais en insufflation plutôt qu'en aspiration.

La principale difficulté liée à l'insufflation d'air dans le réacteur est la fuite de gaz au niveau des axes tournants. En effet, les axes tournants n'étant pas fixés au corps du réacteur, ils sont directement en contact (contact métal-métal) avec le corps du gazéifieur. Ce contact entre deux entités ne peut être comblé par un joint afin de laisser à l'axe tournant de pouvoir effectuer son mouvement de rotation. Les pertes de gaz à ces niveaux auraient été atténuées en mode aspiration ; cependant ils peuvent être plus ou moins importants en mode insufflation d'air selon le débit auquel a lieu l'essai.

Présence du béton réfractaire

Lors de la conception du prototype, la mise en place du béton réfractaire avait pour rôle d'isoler les parois tout en améliorant la durée de vie du réacteur constamment soumis à de hautes températures. En corrélation avec le mode d'alimentation semi-batch qui a pour objectif de faire fonctionner le gazéifieur durant des périodes relativement longues (tant que la biomasse est disponible) ; le béton a été choisi car sur de longues périodes de fonctionnement il permet d'améliorer le rendement énergétique. En effet, lors du fonctionnement, le béton réfractaire nécessite un certain temps de chauffe avant que le gazéifieur ne soit en régime. En effet, en début de procédé, le béton relativement froid accumule la chaleur qui lui permet de monter en température avant de jouer un rôle de barrière sur les échanges de chaleur entre le milieu intérieur et le milieu extérieur.

Cependant dans le fonctionnement réel du réacteur le mode semi batch a été difficilement mis en œuvre. Ainsi, pour les premiers essais réalisés, l'approvisionnement en combustible a été fait en batch. Sur le temps que durait un essai, le béton prenait quasiment la moitié du temps pour monter en température avant d'être suffisamment chaud pour équilibrer le transfert de chaleur au niveau des parois.

Les premiers essais ont donc été réalisés pour près d'une dizaine en fonctionnement batch avec des rendements relativement faibles. Par la suite, une méthode de fonctionnement par batches rapprochés a été mise en œuvre afin d'augmenter le temps de fonctionnement sur une journée. Cela a permis d'améliorer les rendements notamment en tenant compte du temps nécessaire à la chauffe du béton réfractaire. Généralement au cours du 2^{ème} batch le béton suffisamment chaud joue son rôle tampon et la qualité du gaz est améliorée.

Validation du design

Les performances du prototype conçu avaient été envisagées dans la Section 2.1. Cependant le choix de certaines options dans le design de départ couplé aux modifications mentionnées dans les paragraphes précédents ont quelque peu altéré certaines performances. Notamment, la présence des axes tournants comme le râteau et le racleur ne posaient pas de difficultés avec le mode d'injection d'air par aspiration proposé par le design. Le choix de l'insufflation d'air a entraîné des fuites au niveau des axes tournants, plus ou moins importantes selon le débit d'apport d'air du process.

Dans l'ensemble, le plan de détail a été respecté et l'artisan a reproduit le prototype lors de la fabrication sur la base des plans fournis, à quelques modifications près. Comme expliqué dans les précédents paragraphes, ces modifications ont été engagées afin de respecter le portefeuille financier mais aussi de s'adapter à l'environnement local et aux marchés locaux de la matière première et des pièces disponibles. L'environnement d'accueil (lieu de fixation du réacteur) et la marge de manœuvre disponible ont été des facteurs déterminants lors de la fabrication.

La Table 3.3 reprend les objectifs du design définis dans le Chapitre 2. Ces objectifs avaient chacun été pondérés selon leur importance dans les critères de conception. Cependant, des modifications ayant été entreprises lors de la fabrication du prototype, chaque objectif est réévalué par rapport au poids qui lui était attribué. Aussi, dans l'utilisation expérimentale du prototype, les critères attendus ne sont pas systématiquement atteints. Ainsi, la réévaluation du poids de chaque objectif permet de jauger du niveau de conformité entre le design conceptuel et le prototype expérimental.

Afin d'avoir une base d'évaluation des objectifs, une échelle de 0 à 4 a été adoptée de sorte que si dans le fonctionnement réel du

gazéifieur un objectif est réellement atteint ou respecté il a une note de 4/4. Lorsque l'objectif est évalué être respecté par le prototype à plus de la moitié il obtient la note de 3/4. Un objectif jugé être atteint à moitié a une note de 2/4 et lorsque l'objectif n'est pas du tout atteint ou très peu il est attribué d'une note de 0/4 et 1/4 respectivement.

Chaque note attribuée sur une échelle de 0 à 4 est rapportée sous forme d'un pourcentage de validation, 100 % étant le pourcentage d'un objectif entièrement respecté en comparaison de ce qui était annoncé dans le design.

$$P_{\text{objectif}} = \frac{\omega \cdot Echelle_{\text{objectif}}}{Echelle_{\text{max}}}$$

$$Validation_{\text{globale}}(\%) = \sum P_{\text{objectif}}$$

Avec P étant le pourcentage d'atteinte de chaque objectif et ω le poids de chaque objectif.

Objectifs	Poids	Echelle de notation	Score	Pourcentage d'atteinte des objectifs
Fabrication locale	13	3/4	9,75/13	75%
Installation sécurisée	13	3/4	9,75/13	75%
Gaz de qualité	12	2/4	6/12	50%
Prototype résistant	12	4/4	12/12	100%
Accessible d'utilisation	10	3/4	7,5/10	75%
Valorisation Maximale des combustibles	9	2/4	4,5/9	50%
Durable environnementalement	9	2/4	4,5/9	50%
Maintenance simple	9	3/4	6,75/9	75%
Multi combustibles	7	3/4	5,25/7	75%
Capacitif	6	4/4	6/6	100%
Pourcentage global de conformité			72 %	

Table 3.3. Evaluation de la conformité du réacteur par rapport aux objectifs du design.

Le prototype que la méthodologie de conception avait évalué le plus adapté aux objectifs était le SBAF avec un score de 42 (Cf. Table 2.4). Cependant dans l'expérimentation mise en place par la suite, le prototype a fonctionné comme un SBIF avec une

injection d'air. Les difficultés rencontrées lors de la fabrication et de l'installation du prototype ont finalement permis d'évaluer plus finement ce type de réacteur. Les notes du gazéifieur SBIF ont donc été réévaluées afin de tenir compte de la réalité expérimentale par rapports aux objectifs de conception (Table 3.4).

Objectifs	Poids	Semi-Batch	
		Lit Fixe	
		Aspiration	Insufflation
Fabrication locale	13	-1	1
Installation sécurisée	13	2	-1
Gaz de qualité	12	1	2
Prototype résistant	12	-2	-1
Accessible d'utilisation	10	1	2
Valorisation Maximale des combustibles	9	1,44	1,44
Durable environnementalement	9	0,45	0,675
Maintenance simple	9	1	2
Multi combustibles	7	-1	-1
Capacitif	6	2	2
Total	100	42	74

Table 3.4. Réévaluation après fabrication de la pertinence des prototypes SBAF et SBIF

Les scores des réacteurs SBAF et SBIF présentés à la Table 3.4 sont respectivement de 42 (inchangé) et 74. Le score du SBIF est passé de 38 à 74. En effet, le prototype SBIF a été finalement plus facile à mettre en œuvre localement. De ce fait des objectifs tels que la fabrication locale et l'accessibilité ont été revus à la hausse. Les scores des deux solutions restent proches le mettant globalement sur pied d'égalité.

Opérationnalité et mise en marche

Le chargement de la biomasse se fait par le haut, l'entonnoir est rempli et la biomasse chute par gravité dans le réacteur. Parfois, des ponts se forment dans la biomasse à l'embouchure de l'entonnoir et une action manuelle est requise pour écouler la balle de riz. Une fois rempli, le réacteur est refermé en actionnant la vanne guillotine et en refermant l'entonnoir. Lors du second batch rapproché, la soufflante à air est éteinte dans un premier temps, pour ne pas provoquer l'inhalation du gaz par l'utilisateur, puis le gazéifieur est rechargé de biomasse.

L'ignition de la combustion au sein du gazéifieur se fait par le moyen de braises introduites par le port d'allumage puis la vanne robinet boisseau est refermée. La soufflante est alors mise en marche à un débit d'air généralement élevé pour amorcer la combustion avant d'être ramené à un débit optimal comme l'illustre la Figure 3.9. La phase de transition est alors lancée. Cette phase de transition dure le temps pendant lequel la combustion se propage horizontalement depuis le point d'ignition jusqu'à l'ensemble de la zone d'oxydation et jusqu'à ce que les transferts de chaleur se propagent verticalement dans l'ensemble du lit de gazéification. Ainsi, la chaleur se propageant depuis la zone d'oxydation permet d'alimenter la pyrolyse et la réduction endothermique. Un apport d'air déterminé permet de réaliser dans certaines configurations d'essai une pyrolyse oxydante.

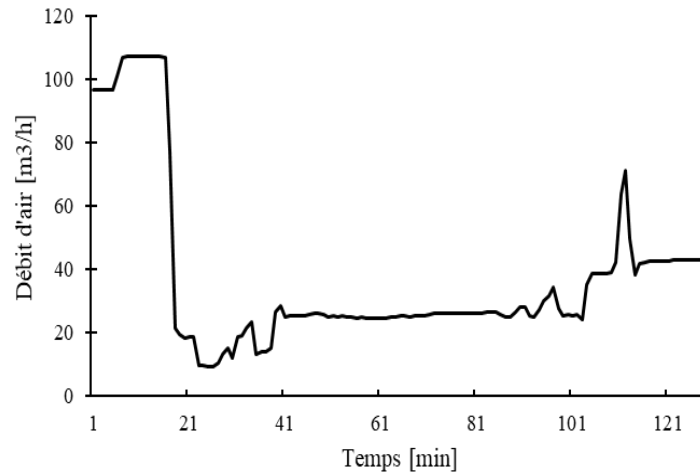


Figure 3.9. Débit de la soufflante d'air en début d'essai puis en phase stationnaire

Les capteurs de températures étant alignés et situés à 90° du port d'ignition, ils affichent encore des températures froides en début d'allumage le temps que la combustion diffuse horizontalement. Ainsi, pendant le temps de la transition, les températures s'homogénéisent dans l'ensemble du lit avant que les capteurs n'indiquent des valeurs élevées de ces températures comme présenté dans la Figure 3.10.

On déduit sur le graphe les deux phases de l'essai : la phase de transition qui dure en moyenne une vingtaine de minutes puis la phase stationnaire qui correspond à la phase où les réactions du procédé sont réellement amorcées et que l'ensemble du lit connaît une certaine homogénéité dans les températures en fonction des zones. Lorsque le test commence à décliner après un certain temps de fonctionnement, les températures déclinent de même que la qualité du gaz produit ; se distingue alors la phase de déclin de l'essai.

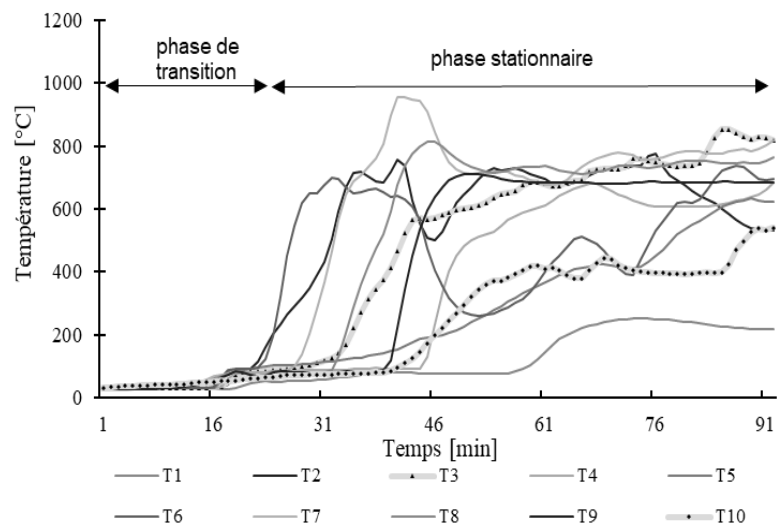


Figure 3.10. Mesure des températures pendant la phase de transition en début d’essai puis pendant la phase stationnaire

3.3.2. Positionnement des vannes

Plus d’une trentaine d’essais expérimentaux ont été conduits sur le prototype de gazéification. Les rendements ont été comparés pour différentes configurations opératoires. Une matrice d’essais a été établie spécifiquement en changeant le positionnement des vannes durant le test (Table 3.5) :

Vanne Pyrolyse			
Semi-Ouverte	Ouverte	Fermée	Ouverte
Vanne Combustion			
Ouverte	Ouverte	Ouverte	Fermée

Table 3.5. Postions des vannes pour les différents essais.

Sur l'ensemble des essais menés, les essais avec les deux vannes ouvertes et ceux avec la vanne de pyrolyse uniquement ouverte seront discutés en priorité. Selon que l'on passe de l'une ou à l'autre des configurations, le positionnement des vannes définit le niveau d'injection d'air dans le gazéifieur : dans la partie haute, dans la partie basse ou aux deux niveaux. Le niveau d'injection d'air est conjointement lié au sens de déplacement des flux à l'intérieur du lit. La Figure 3.11 présente le déplacement des flux au sein du gazéifieur.

Lorsque la vanne de pyrolyse est ouverte et la vanne d'oxydation est fermée, l'air arrive uniquement par le haut du réacteur puis diffuse dans le lit depuis le haut vers le bas du réacteur. Le lit de combustible suit le même mouvement que l'air et descend graduellement du haut vers le bas. Dans la configuration où les deux vannes, de pyrolyse et d'oxydation, sont ouvertes, l'air entrant par le haut permet de fixer la zone de pyrolyse et l'air entrant par le bas permet de fixer la zone d'oxydation.

La vitesse du front de réaction est fortement corrélée à la vitesse du flux d'air entrant, mais dépend également du milieu réactionnel environnant la particule. En effet, les réactions d'oxydation et la diffusion du flux de chaleur émanant de la combustion, dépend des propriétés du combustible à savoir la taille, la densité, la conductivité thermique, la teneur en humidité, la teneur en cendres et le pouvoir calorifique.

Le front d'oxydation se propage plus rapidement dans un lit de combustible à faible densité apparente par rapport à celui d'un lit de combustible à haute densité apparente. En effet, la densité des particules est corrélée à leur porosité intrinsèque, et plus le combustible est poreux moins il est dense ; de ce fait, la chaleur diffuse facile au sein de la particule. Par contre les particules de combustible à forte densité ont une plus grande inertie thermique

et requièrent plus de temps pour la dégradation de la particule et par incidence pour la propagation du front.

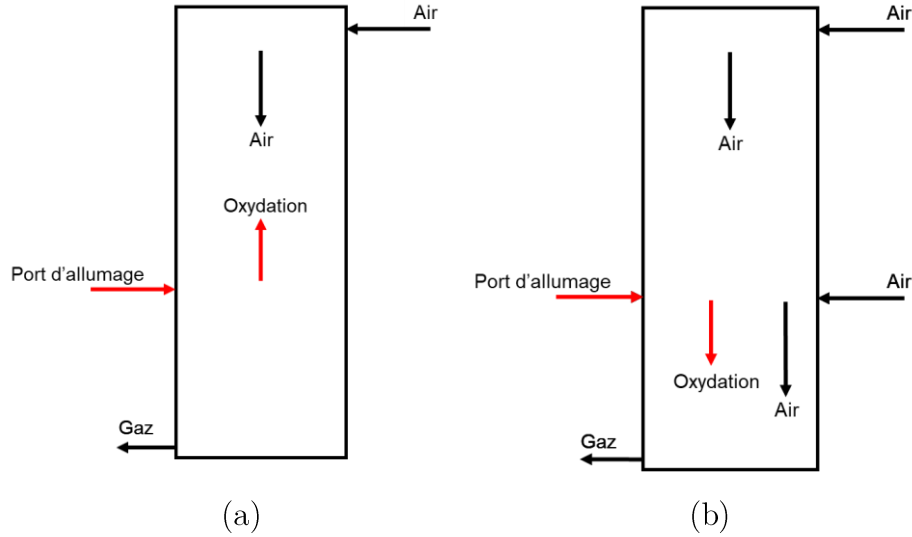


Figure 3.11. Déplacement des flux selon le positionnement des vannes (a) vanne de pyrolyse ouverte (b) vannes de pyrolyse et combustion ouvertes

3.4. Bilan de masse

Le bilan de masse ou bilan de matière permet la différence entre la masse des entités entrantes dans le gazéifieur à savoir l'air et la biomasse ; et la masse des entités sortantes à savoir le gaz produit, l'eau purgée et les cendres et imbrulés. Cette différence permet d'évaluer la fermeture du bilan de matière sur les mesures faites.

$$m_{biomasse} + m_{air\ humid} = m_{gaz} + m_{cendres} + m_{eau} \quad (3.1)$$

Comme évoqué dans les points précédents, la quantité d'eau dans les produits de gazéification a été difficile à estimer sur les essais menés. Ainsi, la différence entre les intrants et les extrants dans le bilan de masse n'est pas nulle car la fraction d'eau contenue dans le gaz humide n'a pas été prise en considération.

Mesure de la masse de biomasse

La balle de riz est le combustible utilisé pour les essais. Elle est conditionnée dans des sacs d'une vingtaine de kg en moyenne. Avant chaque test la balle de riz est pesée avant d'être déversée dans le gazéifieur. Pour ces essais expérimentaux, le gazéifieur fonctionne par batchs rapprochés. Ainsi la masse de balle de riz est déterminée avant chaque test et déterminera en partie la durée de l'essai. Sachant que la balle de riz a une densité apparente moyenne de 120 kg/m³, le réacteur rempli à la limite de la zone réactionnelle lors du premier batch a une capacité moyenne de 27 kg. Lors du deuxième batch, la cendre produite par le premier batch n'étant pas retirée avant le réapprovisionnement en biomasse, la masse moyenne de balle de riz admise au cours du deuxième essai est en moyenne de 17 kg. Suivant les essais la quantité de biomasse utilisée peut être moindre ou légèrement supérieure à la moyenne selon que la biomasse est tassée ou non.

Mesure de la masse d'air

La masse d'air introduite durant un test de gazéification est déduite du débit volumique d'air admis durant le test et du temps qu'a duré l'essai :

$$m_{air} = \dot{V}_{air} \cdot \rho_{air} \cdot t \quad (3.2)$$

m_{air} est la masse de l'air, V_{air} est le débit volumique d'air et ρ_{air} la masse volumique de l'air.

Le débit volumique d'air est quant à lui déterminé à partir de la pression différentielle (du premier capteur de pression différentielle) mesurée entre la pression atmosphérique et la pression dans le tube d'admission de la soufflante.

Ce ΔP est créé par la présence du diaphragme placé à l'admission de la soufflante d'air. La Figure 3.13 présente le diaphragme qui est un organe déprimogène avec un diamètre intérieur donné.

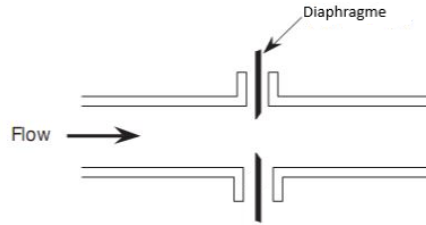


Figure 3.13. Illustration du diaphragme permettant la mesure du débit d'air entrant

Ainsi le calcul du débit d'air tient compte du coefficient ε qui définit la nature compressible du fluide (ici de l'air) ; du coefficient de vitesse d'approche E , ainsi que du coefficient de décharge C qui permet de prendre en compte la contraction du fluide due à la surface de passage au diaphragme :

$$\dot{V}_{\text{air}} = CE\varepsilon S \sqrt{2\rho\Delta p} \quad (3.3)$$

C'est le coefficient de décharge, pris à 0,6 pour un diaphragme, E est le coefficient de vitesse d'approche calculé à partir de β qui est le rapport des diamètres du diaphragme et de la conduite ; ε est le coefficient de détente lié à la nature compressible du fluide

et S est la section géométrique de passage de l'air au travers du diaphragme, elle est de $0,0007 \text{ m}^2$.

Les caractéristiques de l'air considéré pour les bilans masse-énergie ont été mesurés grâce à un analyseur de fumées, le *TESTO 350* et repris dans la Table 3.6 :

Désignation	Valeur	Unité
Température ambiante	34	°C
Humidité relative	30	%
Humidité absolue	10	g/m ³
Masse volumique	1,15	kg/m ³

Table 3.6. Caractéristique de l'air ambiant.

Mesure de la masse de syngas

La masse de gaz est calculée sur la base du caractère inerte de l'azote. En effet la fraction d'azote admise au sein du gazéifieur est connue. Elle est de 79 % du volume d'air injecté. L'azote n'interagissant pas dans les réactions thermochimiques de la gazéification, et, la proportion d'azote très faible présente dans le combustible pouvant être négligée, la quantité d'azote entrant dans l'air est considérée égale à la quantité d'azote sortant dans le gaz. Par conséquent, la fraction d'azote dans le gaz de sortie doit être égale au débit volumique d'azote introduit, ramené au débit total de gaz :

$$[N_2]_{out} = \frac{\dot{V} N_2}{\dot{V}_{gaz}} = \frac{0,79 \dot{V}_{air}}{\dot{V}_{gaz}} \quad (3.4)$$

$$\dot{V}_{gaz} = \frac{0,79\dot{V}_{air}}{[N_2]_{out}} \quad (3.5)$$

La baie d'analyse ne mesure que les proportions des gaz principaux à savoir CO, CO₂, CH₄ et H₂, l'ensemble des autres gaz présents dans le mélange gazeux est assimilé à de l'azote N₂. Ainsi, la fraction de N₂ sur base des gaz fournis la baie d'analyse est estimée par la différence avec la somme des autres gaz mesurés :

$$[N_2]_{out} = 1 - ([CO] + [CO_2] + [CH_4] + [H_2]) \quad (3.6)$$

La masse de gaz est ensuite déterminée par le produit du débit volumique du gaz, de la masse volumique du gaz et du temps qu'a duré l'essai :

$$m_{gaz} = \dot{V}_{gaz} \cdot \rho_{gaz} \cdot t \quad (3.7.)$$

La masse volumique du gaz est calculée en déterminant dans un premier temps la constante spécifique du gaz produit :

$$R_g = \frac{R}{M} \quad (3.8)$$

Cette constante spécifique est corrigée en considérant l'humidité contenue dans le gaz et la masse molaire du gaz est rapportée à la masse molaire de l'eau :

$$R_{gh} = R_g \cdot \frac{1 + \frac{M_{gaz}}{M_{eau}} \cdot x}{1 + x} \quad (3.9)$$

Avec x étant l'humidité absolue du gaz. La chaîne d'échantillonnage ne permettant pas de déterminer avec fiabilité la fraction humide du gaz, x a été déterminé à partir de références d'études utilisant le même combustible et un procédé de gazéification à lit fixe similaire.

Ainsi la masse volumique du gaz est calculée sur base de la constante spécifique du gaz humide et de la température du gaz :

$$\rho_{gaz} = \frac{P_{absolue}}{R_{gh} \cdot T_{gaz}} \quad (3.10)$$

Mesure de la masse de cendres et imbrulés

Les cendres et imbrulés issus d'un essai sont évacués seulement à la fin des essais et après refroidissement du réacteur. Ce protocole d'évacuation prend en compte la sécurité de l'opérateur car l'évacuation des cendres s'opère de façon manuelle. La masse de cendres et d'imbrulés est déterminée par pesage de la quantité recueillie à la fin de l'essai.

Les cendres et imbrulés ont été caractérisés en laboratoire. La Table 3.7 résume leur analyse immédiate ainsi que leur pouvoir calorifique qui a été utilisé dans le bilan d'énergie (à la section suivante) pour le calcul de l'énergie qu'elle renferme :

Désignation	Valeur
Taux de cendres	48,14 %
Taux d'humidité	0,73 %
Taux de matières volatiles	27,36 %
Pouvoir calorifique	15,44 MJ/kg

Table 3.7. Analyse immédiate des cendres de balle de riz.

3.5. Bilan d'énergie

Le bilan d'énergie est calculé à partir du bilan de masse. La masse de chaque entité entrante ou sortante est multipliée par l'énergie qu'elle renferme. Ce bilan permet d'évaluer la différence énergétique des intrants et des extrants sur un essai. Comme défini par la l'équation 3.11, il part du principe de la conservation de l'énergie et quantifie les pertes du procédé de gazéification notamment les déperditions de chaleur par les parois. Le bilan d'énergie est ainsi effectué durant la phase de régime du gazéifieur car en début d'essai, durant la phase de transition, il y a une accumulation de la chaleur dans la paroi de béton. La Figure 3.14 montre le déplacement des différents flux au sein du gazéifieur. Le pourcentage de fermeture du bilan d'énergie permet de juger de l'efficacité de l'essai, et au-delà, de celle du gazéifieur.

$$E_{biomasse} + E_{air} = E_{gaz} + E_{cendres} + E_{eau} + E_{parois} \quad (3.11)$$

La température de référence utilisée dans le calcul des enthalpies sensibles est prise à 273,15 K.

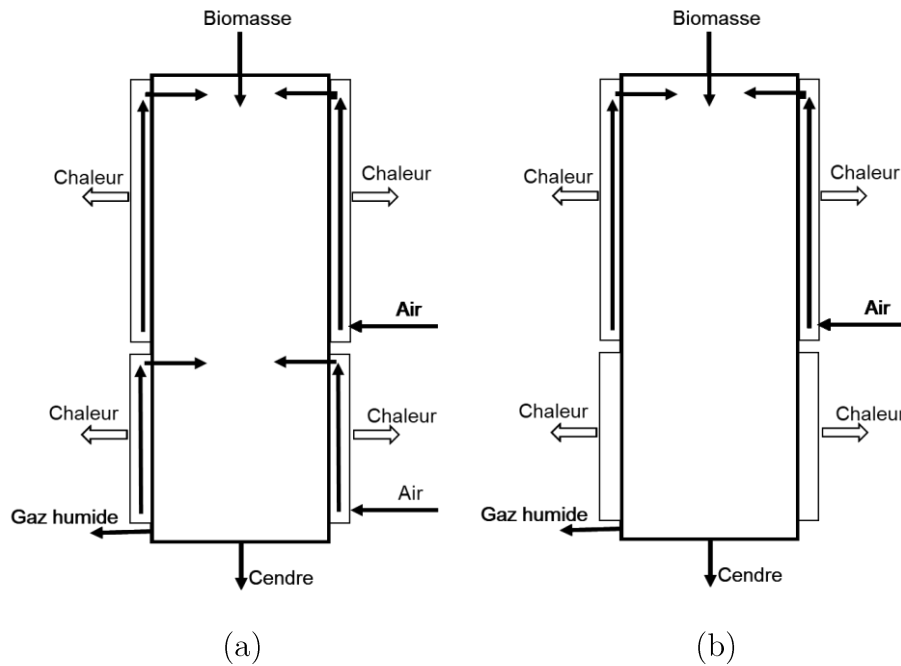


Figure 3.14. Flux des entités dans deux cas de configuration : (a) les deux vannes sont ouvertes et (b) la vanne de pyrolyse est ouverte.

Energie de la balle de riz

- Caractérisation de la balle de riz

Des analyses immédiates de plusieurs échantillons aléatoires prélevés du stock de balle de riz ont été effectuées en laboratoire. Les tests montrent une quasi-similitude des valeurs d'humidité, de taux de cendres pour les échantillons prélevés. Une moyenne des caractéristiques immédiates est reprise dans la Table 3.8 :

Désignation	Valeur	Unité
Humidité	4,20	%
Cendres	19,66	%
Matières volatiles	63,79	%
PCI	15,24	MJ/kg

Table 3.8. Analyses immédiates de la balle de riz.

Le pouvoir calorifique supérieur moyen sur les différents échantillons prélevés est d'environ 16,56 MJ/kg. En considérant l'enthalpie de vaporisation de l'eau égale à 2511 kJ/kg, le pouvoir calorifique inférieur de la balle de riz est déduit par la différence entre le PCS et le produit de cette enthalpie de vaporisation de l'eau, de la teneur en hydrogène de l'échantillon et du facteur de proportionnalité (hydrogène/eau formée). Le PCI calculé sur les échantillons de balle de riz est de 15,24 MJ/kg.

L'énergie que fournit la balle de riz lors d'un test de gazéification est alors calculée à partir du pouvoir calorifique du combustible et de la masse de biomasse introduite dans le gazéifieur au début de l'essai :

$$E_{balle_riz} = m_{balle_riz} \cdot PCI_{mesuré} \quad (3.12)$$

Energie de l'air

L'énergie de l'air est calculée en tenant compte d'une part de la capacité calorifique de l'air sec et de la température de l'air par rapport à une température de référence pris à 273,15 K. En effet l'air est aspiré à température ambiante puis chauffé dans la double paroi prévue à cet effet. L'air se préchauffe en récupérant la chaleur perdue aux parois du réacteur et avant d'être introduit dans le milieu interne réactionnel. Les températures sont mesurées par les thermocouples de parois TA et TB et donnent des valeurs avoisinant en moyenne 100 et 150 °C respectivement. D'autre part l'énergie de l'air prend en compte l'enthalpie sensible de la vapeur d'eau contenue dans l'air :

$$E_{air} = m_{air\ sec} \left[Cp_{air}(T_{air} - T_{ref}) + x.Cp_{vap}(T_{air} - T_{ref}) \right] \quad (3.13)$$

Le Cp de l'air est estimé à 1,005 kJ/kg.K, celui de l'eau sous forme vapeur est de 1,854 kJ/kg.K. L'humidité relative de l'air ambiant analysé vaut 30 %.

Energie du gaz produit

L'énergie que renferme le gaz produit est principalement de l'énergie chimique. Elle est calculée en multipliant la masse de gaz et le pouvoir calorifique inférieur du gaz (Equation 3.15.). Le pouvoir calorifique du gaz est quant à lui calculé sur la base des pouvoirs calorifiques des différents constituants présents à savoir CO, CH₄ et H₂ (Equation 3.14.). Il est calculé sur un pas de temps de 1 s sur base des compositions du gaz fournies par la baie d'analyse, et une valeur moyenne est calculée pour l'essai.

$$PCI_{gaz} = \sum_i x_i PCI_i \quad (3.14)$$

$$E_{gaz\ chimique} = m.PCI_{gaz} \quad (3.15)$$

Une partie de l'énergie du gaz est de l'énergie sensible, qui est calculée à partir de la capacité thermique du gaz et de la vapeur d'eau contenue dans le gaz (Equation 3.16). Elle est donc calculée à partir des capacités calorifiques des éléments constitutifs du gaz fournis par la baie d'analyse : CO, CO₂, CH₄ et H₂. Une capacité calorifique moyenne est déterminée pour l'ensemble de l'essai. Pour ce calcul, la température du gaz en sortie immédiate de gazéification a été considérée car l'énergie sensible se perd dans les conduites. De même, la teneur en humidité considérée est celle des procédés similaires en tenant compte du gaz humide en sortie de gazéification car la vapeur d'eau condense avec le refroidissement du gaz.

$$E_{gaz_sensible} = m_{gaz_sec} (Cp_{gaz} (T_{gaz} - T_{ref}) + x.Cp_{vap} (T_{gaz} - T_{ref})) \quad (3.16)$$

Le PCI et la capacité calorifique du gaz intervenant dans le calcul de l'énergie que renferme le gaz, sont deux valeurs moyennes faites sur la durée efficace de l'essai. En effet, il serait biaisé de faire une moyenne sur l'ensemble du test car le PCI est très faible en début d'essai, les réactions n'étant ni amorcées ni homogènes. De même lorsque l'essai va vers sa fin il y a une production beaucoup plus importante de CO₂ qui n'a pas de valeur énergétique dans le PCI du gaz. Ainsi, le PCI et le Cp du gaz sont définis sur la phase stationnaire, plus caractéristique de l'essai.

Energie des cendres et imbrulés

L'énergie contenue dans les cendres et imbrulés est calculée ainsi :

$$E_{cendres} = m_{cendres} \cdot (PCI + Cp_{cendres} (T - T_{ref})) \quad (3.17)$$

Le pouvoir calorifique des cendres et imbrulés a été mesuré en laboratoire. Le pouvoir calorifique supérieur est en moyenne de 16,76 MJ/kg sur les échantillons et le pouvoir calorifique inférieur calculé est de 15,44 MJ/kg. Les cendres contiennent une quantité importante de carbone non converti qui contribue à leur pouvoir calorifique.

L'énergie sensible contenue dans les cendres est également prise en compte avec le Cp des cendres (1,8 kJ/kg.K) et la différence entre la température des cendres mesurée par le thermocouple T10 et la température de référence.

Pertes aux parois

Dans le calcul du bilan énergétique, la quantité de chaleur perdue, généralement au niveau des parois du réacteur, est une entité importante à considérer. La surface de déperdition est calculée comme étant l'ensemble de la paroi du gazéifieur :

$$S = (2 \cdot \pi \cdot r) \cdot h \quad (3.18.)$$

r est le rayon du réacteur et h la hauteur de réacteur.

La chaleur est majoritairement perdue par conduction du milieu interne vers l'extérieur en considérant, l'épaisseur de la paroi. Cette épaisseur de la paroi du gazéifieur est constituée de

plusieurs couches, chacune avec sa conductivité thermique et son épaisseur. Au contact du milieu réactionnel, se trouve une première paroi de béton réfractaire d'une épaisseur de 0,05 m. Juxtaposée avec le béton réfractaire, une seconde paroi d'acier inoxydable 316L, d'une épaisseur de 0,005 m est placée. La conductivité du béton est de 0,5 W/m.K et celle de l'acier de 30 W/m.K

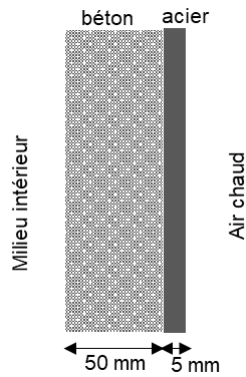


Figure 3.15. Illustration de la paroi du gazéifieur

Comme représenté sur la Figure 3.15, entre le milieu interne réactionnel et l'air qui circule et se chauffe au contact de la paroi avant d'être introduit dans le réacteur ; il y a divers transferts de chaleur :

- La convection sur la paroi interne,
- la convection sur paroi externe,
- la conduction à travers la paroi de béton et d'acier inoxydable en série.

Le flux thermique total entre l'intérieur et l'extérieur s'exprime sous la forme :

$$\varphi = \frac{1}{R_r} S \cdot (T_{\text{int}} - T_{\text{ext}}) \cdot t \quad (3.20)$$

Le flux thermique dépend de la température moyenne interne relevée par l'ensemble des thermocouples plongeants dans le milieu interne et de la température extérieure relevée par les thermocouples de paroi TA et TB. Ces thermocouples sont représentés dans la Figure 3.8.

La résistance thermique de la paroi R_T est :

$$R_T = R_c + R_f + R_{co} \quad (3.21)$$

Avec R_c la résistance à la convection du fluide interne chaud, R_f la résistance à la convection du fluide externe froid et R_{co} la résistance à la conduction.

R_t est la résultante de la résistance thermique à la convection du fluide chaud, du fluide froid et de la résistance à la conduction :

$$R_T = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + \left(\frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} \right) \quad (3.22)$$

h_f est le coefficient de convection de l'air ambiant à la température de 300 K, il a été pris à 10 (W/m².K). h_c est le coefficient de convection du fluide intérieur chaud, et a été fixé à 30,85 (W/m².K). La résistance à la conduction R_{co} est définie par :

$$R_{co} = \sum_i \frac{e_i}{\lambda_i} \quad (3.23)$$

Avec e qui est l'épaisseur du matériau et λ la conductivité thermique associée. Ce calcul de pertes de chaleur est

approximatif dans la mesure où sur toute la surface d'échange la paroi est considérée uniforme. Les valeurs des coefficients de convection utilisées sont des valeurs moyennes approximatives. Les températures mesurées sont considérées comme les températures de paroi, alors que les thermocouples ne sont pas exactement collés aux parois mais proches de celles-ci.

3.6. Méthodologie de calcul

3.6.1. Méthodologie de calcul du bilan de masse et d'énergie

Le bilan de masse et d'énergie peut s'effectuer à deux niveaux : un premier niveau est de faire le bilan sur chaque batch qui dure en moyenne 2,5 heures. Un second niveau est d'effectuer le bilan sur l'ensemble de deux tests en batches rapprochés. Les essais expérimentaux se font en effet par batches rapprochés.

C'est le premier niveau de bilan qui a été adopté pour les calculs de bilan masse-énergie. L'une des raisons de ce choix est que le calcul de l'énergie perdue aux parois est corrélé au temps de l'essai. Or, il s'opère un temps de « dégazement » entre les deux essais pour la sécurité de l'opérateur avant rechargement de la biomasse. L'inconvénient d'une telle méthode est que les cendres sont retirées seulement à la fin des deux essais consécutifs. Un ratio est alors considéré pour déterminer la quantité de cendres correspondant à chacun des essais en fonction de la quantité de combustible introduite. Il est admis pour cela l'hypothèse que les essais ont la même qualité et une production en char uniforme.

Les mesures effectuées par les capteurs de température et de pression ont été enregistrées à intervalle régulier de 1 s tout au long de l'essai. Ainsi, à partir des données de pression différentielle enregistrées, le débit d'air est calculé sur le même

pas de temps et sur la durée de l'essai. La baie d'analyse donne la composition volumique du gaz tout au long de l'essai à intervalle régulier de 1 s. Ainsi, sur la base des données enregistrées sont calculés par intervalle de temps 1 s :

- la fraction volumique de N_2 ,
- le débit de gaz,
- la masse molaire du gaz,
- la constance spécifique puis la masse volumique et le débit massique du gaz.

Une moyenne est faite sur l'ensemble des valeurs de débits massiques qui est multiplié par le temps de l'essai pour déduire la masse de gaz produit dans le réacteur.

En ce qui concerne les températures impliquées dans le calcul des différentes enthalpies du gaz, des cendres, de l'air ou de la chaleur perdue aux parois, une moyenne de ces valeurs enregistrées a été faite.

3.6.2. Incertitudes de mesure

Plages d'incertitudes

Les incertitudes sur les mesures proviennent en premier lieu des erreurs sur les mesures des paramètres des produits entrants ou sortants du gazéifieur qui sont :

- Les mesures de masse
- Les mesures de température
- Les mesures de pression des flux d'air entrant.

L'intervalle de confiance à 95% sur les mesures est estimé par :

$$IC_{95} = \bar{x} \pm z \frac{s}{\sqrt{n}} \quad (3.24)$$

L'intervalle de confiance est calculé en prenant en compte de la moyenne de l'échantillon $\bar{x}$, la valeur de l'intervalle de confiance z , l'écart type de l'échantillon s et la taille de l'échantillon n .

Pour ce qui concerne les mesures de masses, la masse de biomasse entrante et de cendres sortantes est mesurée par une balance du constructeur OHAUS (modèle D51P30QR) avec une capacité max de 30 kg et précision de l'ordre de 0,01 kg soit 0,033 %. En considérant dans un premier temps un échantillonnage sur les mesures de masses de balle de riz entrante dans le gazéifieur, l'incertitude est de 4,3 kg.

En sortie de procédé, l'incertitude sur les mesures de masse des cendres et imbrulés a également été calculée et l'incertitude est de 1,64 kg.

Dans un second temps les dérives de données proviennent des appareils de mesure, bien que relativement négligeables devant la première source d'incertitudes. En effet, chaque thermocouple a une erreur de lecture de $\pm 1,5$ °C. Chaque data logger a une erreur de 0,5 °C pour 0,2 % d'erreur de lecture. De même chaque capteur de pression différentielle a une plage d'incertitude de ± 2 Pa et 1,5 % de la lecture. Le data logger sur lequel sont reliés les capteurs de pression affiche 0,2 % d'incertitude.

Il y a également des incertitudes liées aux approximations faites pour les calculs de bilan. En effet, la mesure de la fraction d'humidité du gaz étant une hypothèse posée, cela engendre des incertitudes dans la fermeture des bilans. Il en est de même pour les valeurs moyennes utilisées dans les calculs des différents rendements.

Facteur de dilution

Un facteur de dilution a été calculé, par l'équation 3.25, afin de calibrer les mesures effectuées par la baie d'analyse. En effet, la plus grande difficulté lors de la mesure de la composition du gaz réside dans la conservation de l'étanchéité du circuit depuis le point d'échantillonnage jusqu'au cellules de la baie d'analyse en passant par les différents filtres dans le circuit. La mesure de l'oxygène présent dans le gaz est une assurance quant au bon échantillonnage du gaz. Lors des essais les différentes zones faillibles à l'infiltration d'air sont renforcées et étanchéifiées. Cependant il existe une quantité d'oxygène résiduelle dans le gaz analysé, sûrement dû aux zones d'infiltration inaccessibles comme celles près de la pompe péristaltique ou celles au niveau de l'échangeur de chaleur, enfermée dans un boîtier. La quantité résiduelle de O_2 sur les essais est en moyenne de 3 % ce qui donne un coefficient de calibration des gaz ζ de 0,97.

$$\zeta = \frac{1 - [O_{2 \text{ mesuré}}]}{1 - [O_{2 \text{ théorique}}]} \quad (3.25)$$

3.7. Rendements de performance

En plus des bilans de masse et d'énergie qui permettent d'avoir un aperçu sur l'efficacité d'un procédé de gazéification, notamment sur les déperditions du système, d'autres rendements permettent l'évaluation d'aspects qualitatifs du procédé.

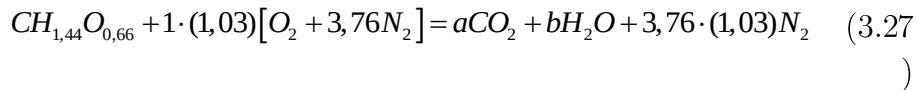
Le ratio d'équivalence

Le ratio d'équivalence (ER) également noté λ se définit comme étant la quantité d'air apportée nécessaire à la gazéification rapportée à la quantité d'air stœchiométrique pour une combustion complète. ER est généralement de 0,3 pour une gazéification, et est calculé par la relation suivante :

$$ER = \frac{\text{Air de gazeification}}{\text{Air stoechiométrique}} \quad (3.26)$$

L'air stœchiométrique

La quantité d'air stœchiométrique est déterminée dans un premier temps pour le calcul du ratio d'équivalence. Pour une combustion complète $ER = 1$. La réaction de combustion de la biomasse s'écrit alors :



La quantité d'air stœchiométrique est calculée pour une consommation nette de la biomasse en mol/s. Cette consommation nette est déduite de la différence entre la consommation brute de combustible et les taux d'humidité et de cendres de la biomasse.

La consommation spécifique

La consommation spécifique en combustible se définit comme étant la quantité de combustible consommée par unité de temps rapportée à la section du gazéifieur. Abrégée SGR (Specific Gasification Rate), la consommation spécifique est propre à la section du réacteur. Ce paramètre est utilisé comme facteur de comparaison d'échelle de gazéifieurs. La SGR s'exprime en kg/h/m^2 :

$$SGR = \frac{\dot{m}_{\text{biomasse}}}{S} \quad (3.28)$$

Le rendement

Le rendement η aussi noté CGE (Cold Gas Efficiency), définit le rendement du gazéifieur ou l'efficacité de conversion de l'énergie contenue dans la biomasse en énergie du gaz produit :

$$\eta = \frac{\text{énergie du gaz}}{\text{énergie de biomasse}} \quad (3.29)$$

La vitesse superficielle

La vitesse superficielle SV, exprimée en m/s se définit comme étant le ratio entre le débit de gaz produit et la section du gazéifieur :

$$SV = \frac{\dot{Q}_{\text{gaz}}}{S} \quad (3.30)$$

C'est un facteur permettant d'évaluer le temps de séjour dans le réacteur. Plus la vitesse superficielle est faible, plus la tendance à la qualité du gaz produit sera meilleure suite à de meilleures réactions de réduction sur le lit de char seront possibles. Aussi la vitesse superficielle permet de caractériser le type de lit de gazéification. Pour des gazéificateurs à lit fixe la vitesse superficielle est relativement faible en moyenne 0,02 m/s.

Le taux de production de gaz

Le taux de production de gaz (gas Yield) exprimé en Nm³/kg permet de déterminer le rapport entre la production de gaz et la quantité de biomasse injectée dans le procédé. Ce rendement est proportionnel au ratio d'équivalence et au temps de séjour dans le gazéifieur :

$$Y = \frac{\dot{Q}_{\text{gaz}}}{\dot{m}_{\text{biomasse}}} \quad (3.31)$$

La puissance thermique

La puissance thermique que peut engendrer le procédé de gazéification dépend en grande partie du combustible utilisé. En effet la puissance thermique est calculée sur base du pouvoir calorifique du combustible et du temps de fonctionnement du réacteur :

$$P = \frac{m_{\text{biomasse}} \cdot PCI}{t} \quad (3.32)$$

Conclusion

Le chapitre 3 fait l'état de toute la méthodologie utilisée pour la mise en œuvre de la campagne expérimentale. Le matériel utilisé est passé en revue de même que l'instrumentation et l'acquisition des données à partir des différents capteurs de température, de pression et d'analyse de gaz. Enfin, les calculs des bilans de matières et d'énergie des entités entrantes et sortantes du gazéifieur sont expliqués de même que les calculs des différents rendements de performance du réacteur. Le chapitre 4 fera l'exposé des résultats obtenus sur les essais expérimentaux menés sur le GP2.

Chapitre 4

Campagne expérimentale sur le prototype

Ce chapitre fait l'état de l'ensemble des mesures expérimentales acquises sur le prototype. Les différents paramètres opératoires et leur mise en œuvre y sont détaillés de même que les résultats correspondants. Les paramètres opératoires conditionnant un essai de gazéification sont relativement limités. Pour ce qui concerne le GP2, les résultats expérimentaux sont influencés par la régulation du débit d'air, le positionnement des vannes de pyrolyse et d'oxydation et la régulation de l'approvisionnement en combustible. Les différents rendements sur les essais sont discutés en fonction du déplacement du front d'oxydation et de celui des flux pendant le procédé de gazéification. Ce chapitre se termine sur de potentielles perspectives en vue de répondre aux difficultés rencontrées lors de l'expérimentation et faciliter l'utilisation du prototype.

Sommaire

4.1. Détermination du débit d'air de gazéification	136
4.2. Détermination du niveau d'injection d'air	139
4.3. Fonctionnement en régime du réacteur	143
4.4. Rendements de performance du GP2	156

Le prototype GP2 conçu et fabriqué a été mis en condition de fonctionnement. Comme détaillé au Chapitre 3, le prototype a connu quelques modifications par rapport au design initial, notamment le mode d'apport d'air pour le procédé qui se fait par insufflation plutôt que par aspiration. Lors de la prise en main expérimentale du prototype de gazéification après sa fabrication, une campagne expérimentale d'une trentaine d'essais a été réalisée afin de déterminer les meilleurs réglages sur le prototype pour une bonne production de gaz. Dans les sections suivantes, les essais ont été synthétisés selon l'objectif à atteindre, d'abord le débit d'air optimal a été déterminé puis le niveau d'injection d'air et enfin le mode d'alimentation en combustible.

4.1. Détermination du débit d'air de gazéification

Au cours d'un essai de gazéification le ΔP mesuré entre l'amont et l'aval du diaphragme placé sur la conduite d'admission d'air de la soufflante permet le calcul du débit d'air correspondant. Plusieurs essais ont été réalisés à différents débits afin de déterminer le débit d'air optimal induisant les meilleures compositions de gaz. Bien que la gazéification soit généralement réalisée à un débit d'air correspondant à un ratio d'équivalence de 0,3, de meilleurs résultats peuvent être obtenus à un ratio d'air relativement inférieur ou supérieur en fonction du combustible utilisé et des conditions de l'essai mis en œuvre. Ainsi la détermination du débit optimal a été faite de manière expérimentale après plusieurs essais à différents ratios d'équivalence (Figure 4.1). Ces essais préliminaires ont été réalisés dans le gazéifieur suivant un procédé d'alimentation en combustible de type batch. Une fois le débit d'air optimal fixé grâce aux résultats de ces essais, d'autres paramètres comme le

mode d'alimentation en combustible ont par la suite été testés afin de viser l'optimisation du procédé de gazéification

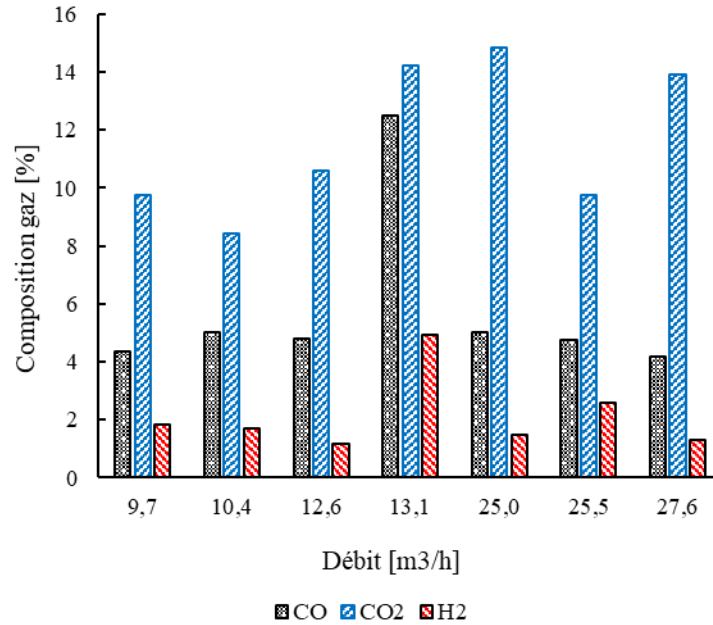


Figure 4.1. Résumé de différents essais réalisés à différents débits d'air [Nm³/h] pour déterminer la meilleure composition du gaz produit selon de débit d'air injecté.

Ainsi, les essais réalisés à des débits d'air de 10,4 Nm³/h et 13,1 Nm³/h ont été retenus car par comparaison avec les autres essais, ils avaient les meilleures compositions volumiques de gaz c'est-à-dire plus de H₂ et CO et moins de CO₂. Les mesures de pression différentielle correspondantes à ces débits d'air sont respectivement de $\Delta P = 25$ [Pa] et 40 [Pa] pour les débits de 10,4 Nm³/h et 13,1 Nm³/h. Dans le paragraphe suivant, les ratios d'équivalence ont été déterminés pour les essais réalisés à partir de ces débits choisis.

Ratio d'équivalence

Le ratio d'équivalence sur un essai mené est fortement corrélé à la quantité d'air introduite tout au long de l'essai. La Figure 4.2 présente le débit d'air injecté au cours du temps sur toute la durée de deux essais. Ces débits rapportés au débit d'air nécessaire à une combustion stœchiométrique correspondent à des ratios d'équivalence. Les essais ayant pour valeurs moyennes de débits d'air $10,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$ et $13,1 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ont été illustrés à la Figure 4.2. Les ratios d'équivalence ont été calculés à partir de ces valeurs moyennes de débits et sont respectivement de 0,29 et 0,32.

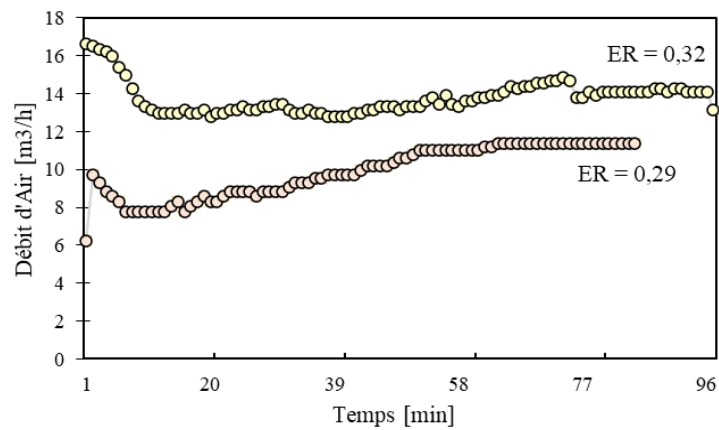


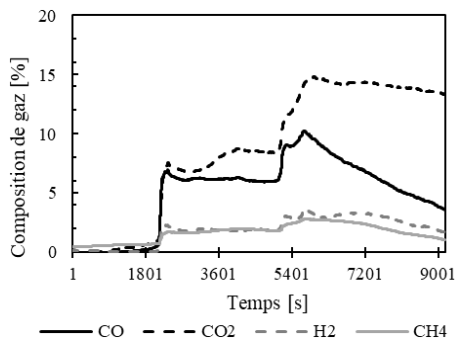
Figure 4.2. Variation de différents apports d'air durant deux essais à débit moyen de $10,4$ et $13,1 \text{ Nm}^3/\text{h}$ et correspondance des ratios d'équivalence

4.2. Détermination du niveau d'injection d'air

Le niveau d'injection d'air au sein du lit est fortement corrélé à la composition du gaz produit. La détermination du niveau d'injection d'air optimal est réalisée de manière expérimentale par le choix de la position des vannes de pyrolyse et d'oxydation. En effet le ratio d'équivalence ayant été déterminé dans un premier temps, une matrice d'essais a été établie en maintenant ce ratio constant pour tous les essais mais en faisant varier le positionnement des vannes (cf. Section 3.3.2). Les résultats obtenus pour les quatre différents positionnements sont repris dans la Figure 4.3, ces essais sont tous réalisés dans un réacteur froid en batch :

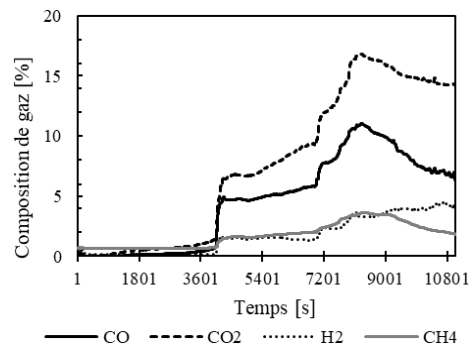
A. Vanne pyrolyse Semi-Ouverte

Vanne combustion Ouverte



B. Vanne pyrolyse Ouverte

Vanne combustion Ouverte



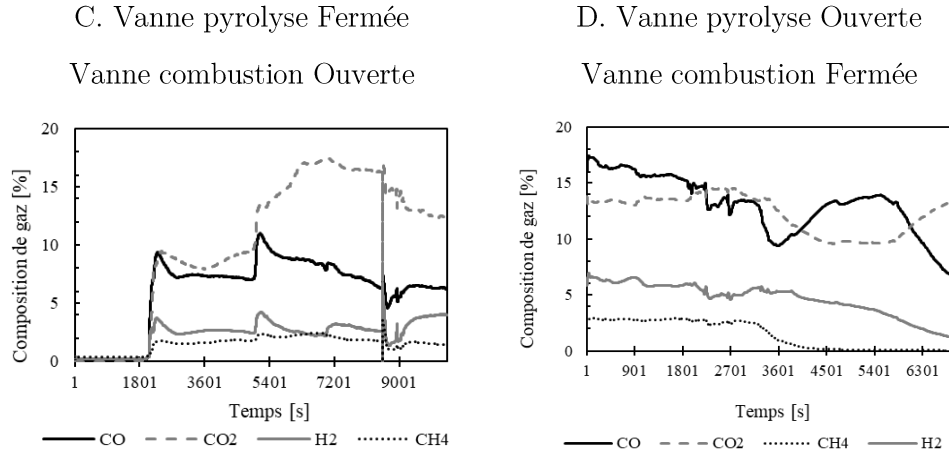


Figure 4.3. Composition du gaz produit à différents niveaux d'injection d'air selon l'ouverture des vannes de pyrolyse et d'oxydation.

En fonction de la position des vannes, et donc du niveau d'injection d'air, le mouvement des flux diffère au sein du réacteur et le déplacement du front d'oxydation n'est pas le même (cf. Section 3.3.2). Ce qui engendre une différence dans la composition des gaz produits.

Le cas le plus courant en « *two-stage gasification* » ou *gazéification étagée* correspond au cas des Figures 4.3.A et 4.3.B. En effet ce type de double oxydation est mis en œuvre afin d'améliorer la qualité des gaz et réduire les goudrons. Dans le cas d'une gazéification à double entrée d'air, l'air injecté dans la partie supérieure correspond à la quantité d'air envoyé dans la zone de pyrolyse pour maintenir une *flaming pyrolysis* ou *pyrolyse oxydante*. Cet air est équivalent à un air ratio noté α généralement pris dans l'intervalle de 0,25 à 0,3. Le air ratio AR (α) est défini dans l'Equation 4.1 comme le ratio de l'air injecté dans la zone de pyrolyse sur l'air total incluant la zone de pyrolyse et d'oxydation.

$$AR = \frac{\dot{V}_{pyrolyse}}{\dot{V}_{pyrolyse} + \dot{V}_{oxydation}} \quad (4.1)$$

Ainsi dans le cas de la Figure 4.3.A, la vanne de pyrolyse a été semi-ouverte afin d'injecter moins d'air dans la partie haute, tandis que la vanne d'oxydation a été entièrement ouverte. Dans la phase stationnaire de l'essai on remarque cependant que la proportion en gaz utiles CO et H₂ est l'une des plus mauvaises sur les différents essais menés. En effet, le CO se stabilise en moyenne à 8% dans une première phase puis augmente dans un second temps. Tandis que le taux de H₂ plafonne à environ 3,1%. Les causes probables peuvent être variées. Dans un premier temps, la quantité d'air injectée dans la zone de pyrolyse est difficilement quantifiable. En effet dans la fabrication du prototype il n'a pas été installé d'organe déprimogène après la vanne de pyrolyse afin de quantifier avec exactitude l'air entrant dans cette zone. Ainsi l'entre-fermeture de cette vanne permet certes de réduire le débit entrant par rapport au débit d'air entrant dans la zone d'oxydation mais n'étant pas quantifié, ce débit reste probablement plus important que nécessaire.

Dans le cas de la Figure 4.3.B, la quantité d'air entrant est subdivisée en deux entre la zone de pyrolyse et d'oxydation car les deux vannes sont ouvertes. La proportion moyenne en gaz utiles, CO et H₂, sur la phase stationnaire est sensiblement similaire dans cette configuration et dans celle de la Figure 4.3.A. En effet, le taux de CO est en moyenne de 7,9% et celui de H₂ est en moyenne de 3%. La quantité d'air injectée dans la zone de pyrolyse étant égale à celle de la zone d'oxydation, la biomasse est oxydée au niveau des deux entrées d'air.

En effet l'air de pyrolyse ayant pour objectif de maintenir une pyrolyse oxydante, la quantité injectée ne doit être ni trop faible

ni trop élevée. Une quantité d'air trop faible ne maintiendrait pas la zone de pyrolyse légèrement oxydante et l'intérêt d'une double injection d'air se perdrait. Une quantité d'air trop importante provoquerait, en revanche, une seconde zone d'oxydation et la qualité du gaz serait également médiocre car il y aurait peu de char normalement produit par l'étape de pyrolyse. La conséquence en serait un lit de réduction quasi inexistant. De ce fait, le char n'étant pas réduit, les gaz produits en sortie seraient majoritairement des gaz d'oxydation.

Dans la configuration de la Figure 4.3.C, la vanne de pyrolyse est fermée et celle d'oxydation ouverte. Cette configuration est relativement standard des procédés de gazéification à lit fixe avec une seule entrée d'air dans la zone d'oxydation. La composition du gaz produit comprend en moyenne 8% de CO et 2,8% de H₂ dans la phase de régime. La zone d'injection d'air étant proche du port d'allumage, la zone d'oxydation est rapidement créée à ce niveau et le front d'oxydation a tendance à remonter, tandis que la biomasse descend par gravité. La gazéification double étagée permet d'améliorer globalement les rendements en gaz utiles et d'abaisser les taux de goudrons à condition que les apports d'air soient maîtrisés, particulièrement pour la zone de pyrolyse, que le ratio d'air AR soit contrôlé.

La Figure 4.3.D présente la meilleure composition de gaz avec une moyenne de 13,8% de CO et 5,4% de H₂. Le gazéifieur fonctionne en *single stage* avec une seule injection d'air au dessus du lit, dans la zone de pyrolyse. Le flux d'air de même que le flux de biomasse se déplacent du haut vers le bas, tandis que le front de réaction a tendance à remonter étant donné que le port d'allumage est situé plus bas.

Pour la suite des essais, l'apport d'air par le haut a été privilégié car un gaz de meilleure qualité est obtenu dans cette configuration. Cependant à titre de comparaison, certains essais

avec les deux vannes ouvertes ont aussi été menés tout en régulant l'apport d'air et l'approvisionnement en biomasse.

4.3. Fonctionnement en régime du réacteur

4.3.1. Régulation des températures

Le fonctionnement en régime du GP2 est généralement atteint après plus de deux heures d'utilisation du gazéifieur. Lors d'une première mise en marche, la biomasse est chargée dans le réacteur et après la mise en feu, le réacteur fonctionne en phase transitoire. Cette période transitoire dure en moyenne 2 h, due à l'inertie thermique de la paroi de béton réfractaire. Une fois le réacteur préchauffé, la biomasse est rechargée et les réactions tendent vers la phase stationnaire ou de plein régime.

La Figure 4.4.A illustre les températures du gazéifieur lors de la première mise en fonctionnement. Les températures sont froides (température ambiante) dans un premier temps, puis après environ 1 heure de fonctionnement la chaleur de la combustion se propage à l'ensemble du lit de combustible. Elles atteignent 800 °C dans la zone d'oxydation, dans les zones de pyrolyse et de réduction, elles sont respectivement de 400 °C et 600 °C vers la fin de l'essai. L'objectif de cet essai reste le préchauffage du gazéifieur notamment de la paroi de béton. Ainsi, lorsque les conditions de température sont réunies, la biomasse est rechargée dans le gazéifieur et la chaleur de la paroi et du lit de char permet une ignition directe de la biomasse et une activation des réactions.

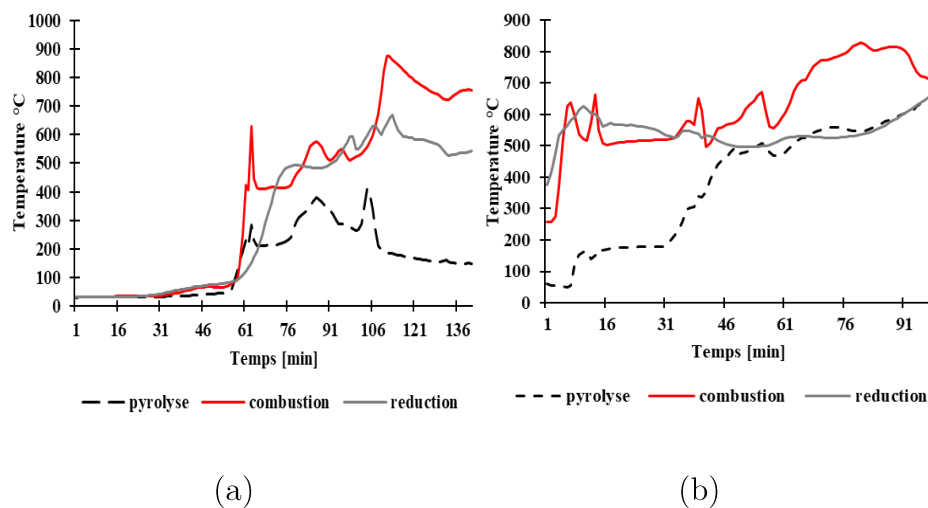


Figure 4.4. Température de deux essais consécutifs à froid (a) et après préchauffage (b)

A la Figure 4.4.B, les températures du lit dans les différentes zones (pyrolyse-oxydation-réduction) sont dans la continuité des températures initiées par le premier essai de préchauffage. Les températures de pyrolyse sont données par les thermocouples T2, T3, T4. La température de la zone d'oxydation est donnée par les thermocouples T5 et T6. La zone de réduction s'étend du thermocouple T7 au thermocouple T9. La composition du gaz produit lorsque le gazéifieur tourne en régime est meilleure au gaz issu du régime transitoire (Figure 4.5). En effet, la teneur en CO_2 est amoindrie et inférieure à celle du CO. L'essai peut être décomposé en trois phases, une première phase entre le début et la 60^{ème} minute, où le CO et le H_2 restent relativement constants avec des teneurs moyennes de 15 % et 12 % respectivement. Après environ 60 minutes de fonctionnement, se dessine une deuxième phase où l'équilibre du mélange gazeux change avec une légère augmentation de la teneur en CO et une diminution du CO_2 , du CH_4 et du H_2 . Dans la troisième phase de l'essai, le méthane disparaît dans le mélange gazeux et la teneur en dioxyde

de carbone se stabilise en moyenne à 9 %, celle du H_2 à un peu moins de 4 % et du CO à 13 %.

L'inhibition de la teneur en gaz utile indique de mauvaises réactions de réduction. En effet, sur la fin de l'essai après environ 60 min de fonctionnement, les variations des teneurs en CO, CO_2 et H_2 s'accompagnent d'une montée en température dans le lit de réduction (Figure 4.4). Les températures de réduction qui plafonnaient autour de 500 °C croissent pour atteindre 700 °C, cette augmentation indiquerait un déplacement du front vers la zone de réduction.

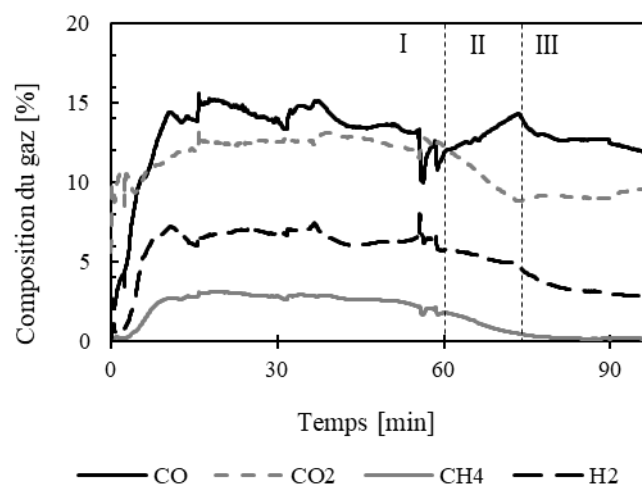


Figure 4.5. Composition volumique du gaz sur un essai réalisé en phase de régime après préchauffage du réacteur à $ER = 0,29$.

La Figure 4.6 présente le profil de température durant un essai de gazéification à $ER = 0,29$. Ces températures ont été acquises après environ 2 heures de préchauffage du réacteur. Le thermocouple 1 (noté T1), plongeant dans la zone de séchage de la biomasse a une température moyenne de 237 °C. Les T2, T3 et T4 délimitent la zone de pyrolyse, ces thermocouples ont des

températures moyennes de 456 °C, 480 °C et 518 °C respectivement. Les T5 et T6 plongent dans la zone d'oxydation avec des températures moyennes de 712 °C et 719 °C. Ces thermocouples sont en effet proches du port d'allumage et du niveau bas d'injection d'air. Les T7, T8 et T9 ont des températures moyennes de 558 °C, 518 °C et 401 °C, ces thermocouples sont à la limite de la zone de réduction. Le dernier thermocouple T10 est situé en dessous de la grille de maintien du combustible et a une température moyenne de 355 °C durant l'essai et représente la température du gaz sortant du réacteur. L'illustration de la moyenne des températures le long de l'axe du gazéifieur (Figure 4.6) donne la tendance des températures généralement atteintes durant la phase de régime du procédé de gazéification.

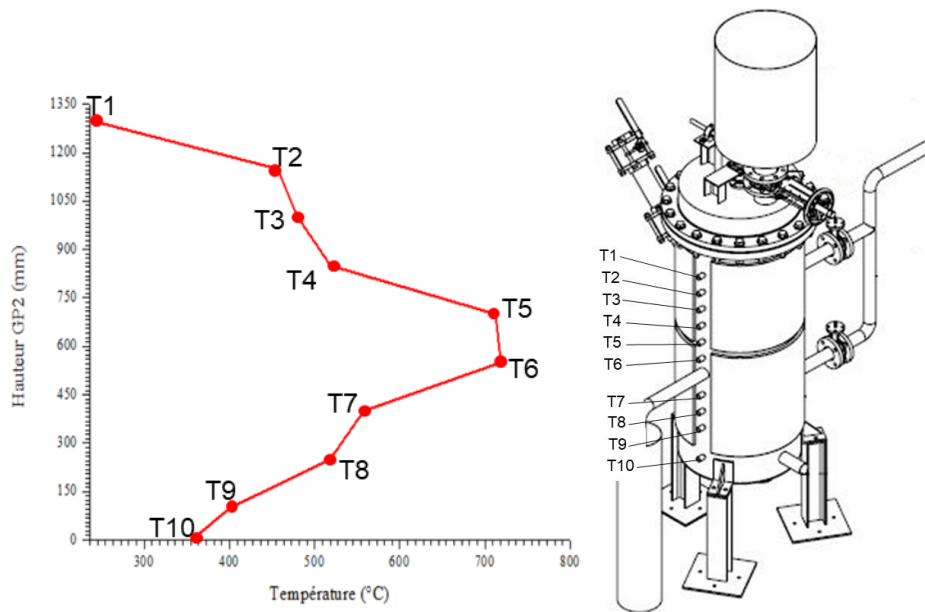


Figure 4.6. Profil des températures moyennes enregistrées par les dix thermocouples (T1 à T10) le long de l'axe du réacteur.

4.3.2. Analyse de la composition du gaz

La composition volumique du gaz illustrée à la Figure 4.5 a été réalisée à un débit d'air de 13,1 Nm³/h, le ratio d'équivalence de l'essai est de 0,32. D'autres essais ont également été menés à un débit d'air de 10,4 Nm³/h, correspondant à un ratio d'équivalence de 0,29, car ce débit d'air suggérerait également de bonnes compositions dans le mélange gazeux produit (voir Figure 4.1). La Figure 4.7 reprend la composition de l'essai illustré à la Figure 4.5 qui a été réalisé à un ratio d'équivalence de 0,32 et celle d'un essai réalisé à un ratio d'équivalence de 0,29. Les valeurs de CO, CO₂, CH₄ et H₂ sont celles du test réalisé à ER = 0,32 tandis que les valeurs de CO', CO₂', CH₄' et H₂' sont celles de l'essai réalisé à ER = 0,29.

En comparant la composition volumique de ces deux essais, la proportion en CO est pendant les 30 premières minutes de fonctionnement plus élevée à ER = 0,29 puis a tendance à légèrement décroître jusqu'à la fin de l'essai. Tandis que le CO de l'essai à ER = 0,32 est moins élevé mais a une tendance à la linéarisation tout au long de l'essai. Le H₂ est très distinctement plus élevé à ER de 0,32 et les deux courbes de méthane ont la même tendance et se confondent quasiment. Le CO₂ est relativement moins élevé à ER de 0,32 avec une moyenne de 12 % contre 13,8 % lorsque le ratio d'équivalence est de 0,29. En l'occurrence un ratio d'équivalence de 0,32 permet d'avoir de meilleurs rendements de gaz, en effet, un apport d'air légèrement supérieur permet d'avoir des températures de réactions plus élevées ce qui compense les pertes thermiques et ainsi permet d'avoir un meilleur rendement de conversion de la biomasse.

Dans l'ensemble, ces compositions de gaz réalisées à ER de 0,29 et de 0,32 représentent les meilleures compositions volumiques obtenues du gaz produit. Cependant les proportions en gaz utiles

CO et H_2 restent relativement faibles. Ces résultats avec un mélange gazeux contenant en moyenne moins de 10 % de H_2 s'expliquent par les basses températures dans la zone de réduction suite à des pertes thermiques importantes et sans doute sous-estimées dans le bilan thermique. Ces basses températures ne permettent pas de mener à l'équilibre les réactions fortement endothermiques de réduction telles que la réaction de Boudouard ou celle du gaz à l'eau. De plus, certaines difficultés opérationnelles telles que l'homogénéisation du lit au cours de la gazéification conduisent à la formation de by-pass où les gaz de pyrolyse sont entraînés vers la sortie. Ces deux raisons, principalement la première, expliquent les compositions de gaz obtenues.

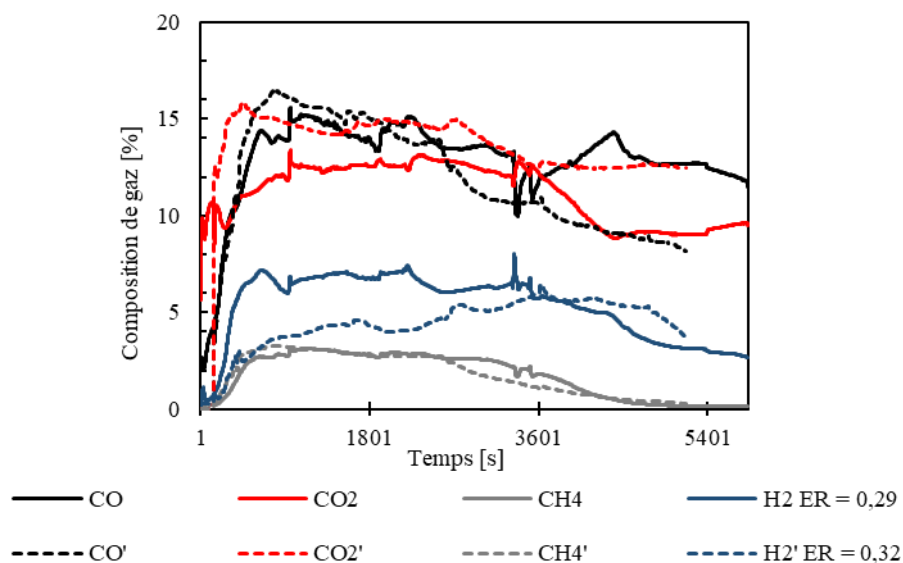


Figure 4.7. Comparaison de la qualité de deux essais réalisés à différents apports d'air, à $ER = 0,29$ pour les courbes à trait plein et à $ER = 0,32$ à trait pointillés.

Dans la Figure 4.8 le ratio CO/CO_2 a été illustré sur la phase stationnaire de l'essai à $\text{ER} = 0,29$. Ce ratio est utilisé pour la comparaison entre la teneur en gaz utile à savoir le monoxyde de carbone et la teneur en dioxyde de carbone. Plus le ratio est élevé et supérieur à 1, plus le gaz produit est de qualité. En effet le CO_2 étant un gaz non désiré, l'objectif des procédés est de maximiser la production en gaz utiles CO et H_2 . Sur la figure, le ratio CO/CO_2 augmente avec l'augmentation de la température qui permet une meilleure activation des réactions de gazéification et ainsi une meilleure conversion du combustible en gaz de synthèse. Les meilleurs ratios se situent autour de 700°C .

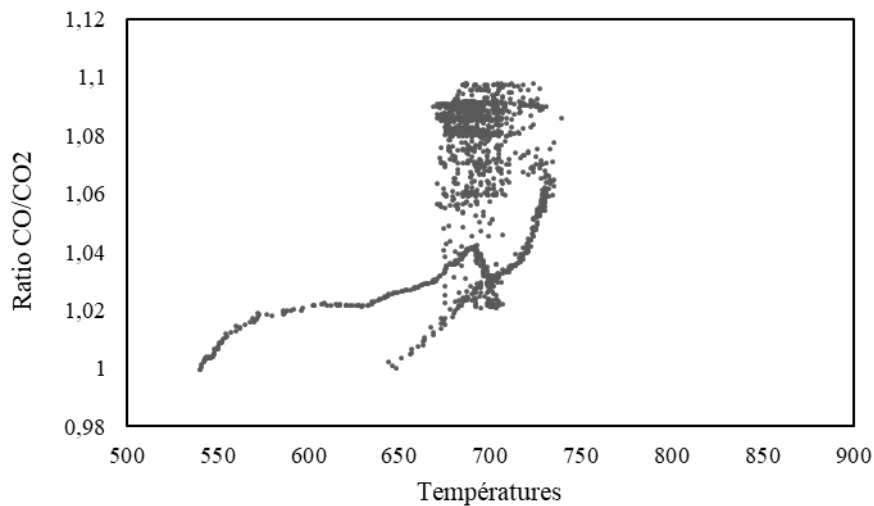


Figure 4.8. Ratio CO/CO_2 en fonction des températures d'oxydation en $^\circ\text{C}$ de l'essai réalisé à $\text{ER} = 0,29$

Des proportions de gaz similaires ont été obtenues par Masmoudi et al. (Figure 4.9). L'étude expérimentale a été menée dans un gazéifieur lit fixe co-courant, utilisant des coques d'amandes. L'apport d'air a été fait à un ratio d'équivalence de 0,37. La

teneur en CO est relativement constante à 14,3% tout au long de l'essai. Les teneurs en H₂ et CO₂ ont la même tendance d'évolution, entre 10% et 13% pour le CO₂ et 7,5% et 9% pour le H₂ (Masmoudi, Halouani, et Sahraoui 2017).

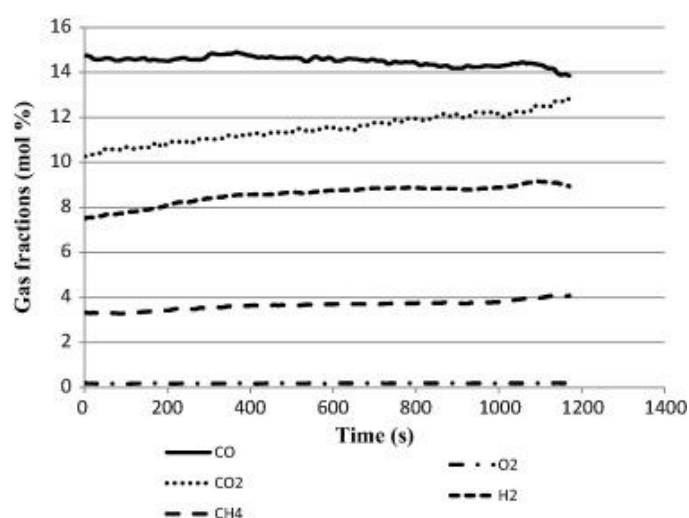


Figure 4.9. Fraction molaire du gaz au cours du temps, issu d'un procédé à $ER = 0,37$ (Masmoudi, Halouani, et Sahraoui 2017).

Dans la Figure 4.10, une comparaison a été faite entre la composition du gaz de la présente étude à $ER = 0,32$ et des résultats d'études à des ratios d'équivalences proches. Les résultats des essais menés sur le GP2 indiquent approximativement autant de H₂ que dans l'étude de Masmoudi et al. Bien qu'il y ait moins de CO₂ au cours de l'essai mené sur le GP2 que dans les deux autres études, la teneur en CO est de 14,6 % contre 17,6 % et 17 % dans les études de Hendriyana et Masmoudi et al. Ces faibles teneurs en gaz utiles obtenues sur les essais réalisés sur le GP2 sont probablement dues à la mauvaise gazéification du char dans la zone de réduction. En effet, la zone de réduction demeure relativement froide et les difficultés à agiter

le lit conduisent sûrement à des zones de by-pass où les gaz de pyrolyse ont peu de contact avec le lit de char avant de s'acheminer vers la sortie du gaz.

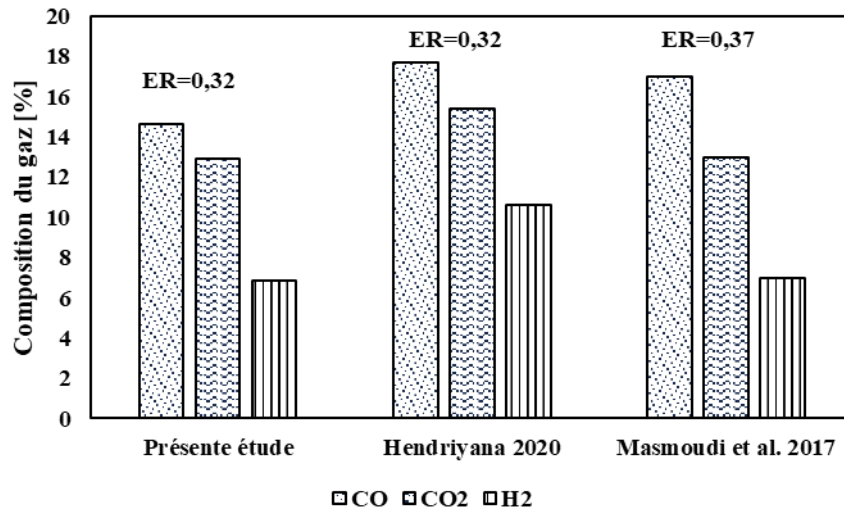


Figure 4.10. Comparaison qualitative de la composition du mélange gazeux de différents essais menés dans la présente étude et par (Hendriyana 2020) et (Masmoudi, Halouani, et Sahraoui 2017).

4.3.3. Régulation de l'approvisionnement semi-batch

Dans l'optique d'améliorer les rendements et de s'approcher au mieux de la conception théorique et du mode de fonctionnement type défini par la méthodologie de design. La régulation de l'approvisionnement en combustible s'apparentant à un mode d'approvisionnement semi-batch a été évaluée. Des essais ont été réalisés en suivant ce mode d'alimentation, combiné au ratio d'équivalence précédemment défini et au niveau d'injection d'air selon le positionnement des vannes précédemment discuté.

Injection d'air au dessus du lit

Dans cette configuration, le gazéfieur fonctionne à une seule entrée d'air effectuée par le haut, les essais ont été menés à un débit d'air moyen de 11 Nm³/h. Pendant l'essai, le lit de combustible est tassé entre deux ajouts de biomasse. Les tassements ont été opérés vers la 238^{-ème} min et à 355 min. Les températures pendant l'essai sont représentées à la Figure 4.11.

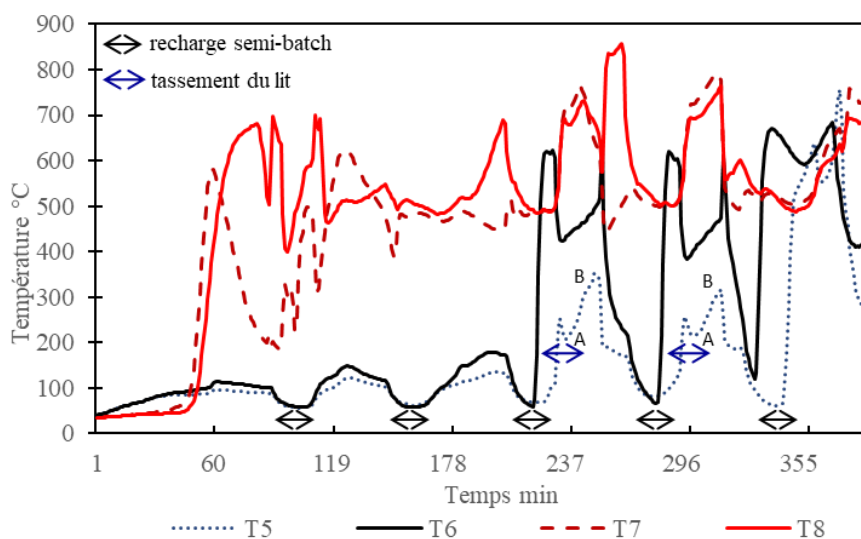


Figure 4.11. Evolution de la température durant un essai semi-batch avec injection d'air au dessus du lit

Les thermocouples T7 et T8 présentent des températures représentatives de la zone d'oxydation car proches du port d'allumage. Dès 40 minutes de fonctionnement, les températures enregistrées par ces thermocouples s'établissent très vite autour de 700 °C. La chaleur diffuse ensuite dans l'ensemble du lit et le front de réaction remonte dans le lit vers T6 après environ 227 minutes puis vers le T5 après 236 minutes de fonctionnement. Le front se propage alors en sens contraire de l'arrivée d'air (reverse

flow) en atteignant d'abord le thermocouple T4 puis le T3, le T2 et le T1. Les premiers thermocouples étant en contact régulier avec le combustible frais rechargé à intervalles réguliers. L'apport d'air étant interrompu pour des mesures de sécurité pendant le rechargement de la biomasse, les zones de températures tombantes sur le graphe correspondent au moment des recharges en biomasse. Aussi ces baisses momentanées des températures sont dues à l'apport de biomasse fraîche.

Après l'approvisionnement en biomasse, un tassement est opéré. Le tassement se fait par manipulation du racleur situé au bas du réacteur. Le tassement du lit peut être perçu dans le graphe car les réactions et le front de réaction sont homogénéisés au sein du lit et les températures rehaussent d'une centaine de degrés du point A au point B (Figure 4.11).

Parallèlement à l'analyse des températures de réaction la qualité du gaz produit est également reprise dans la Figure 4.12, avec une alimentation en combustible de type semi batch.

La qualité des gaz utiles (CO et H_2) évolue en dent de scie au cours de l'essai. Cependant, sur les périodes de fonctionnement en régime le CO évolue de 8 % à 12,5 % et le H_2 évolue jusqu'à presque 5 %. Le CO_2 évolue en dessous de la teneur de monoxyde de carbone avec une moyenne sur l'ensemble de l'essai de 8%. L'essai se déroule avec des approvisionnements réguliers à 1 h d'intervalle après une période de chauffe qui court les sur 100 premières minutes de l'essai. La qualité du gaz progresse au cours du test en s'améliorant. En effet après un certain temps de fonctionnement les températures augmentent et un lit de char se crée dans le bas du réacteur et permet les réactions de gazéification du char pour la production du CO et du H_2 .

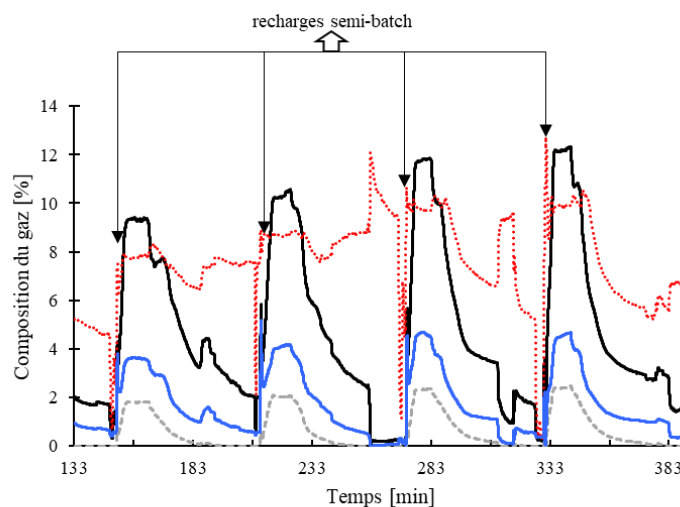


Figure 4.12. Fraction volumique du gaz produit durant un essai semi-batch avec injection d'air au dessus du lit

Double injection d'air

Dans la configuration d'un gazéifieur double étagé, la biomasse a été rechargée par semi-batch afin de rapporter l'impact du mode d'approvisionnement en combustible sur la qualité du gaz. Le graphe des températures dans les différentes zones de pyrolyse d'oxydation et de réduction évolue au rythme des remplissages de combustible, ainsi, les pics majeurs de baisse de température correspondent à des périodes d'approvisionnement (Figure 4.13).

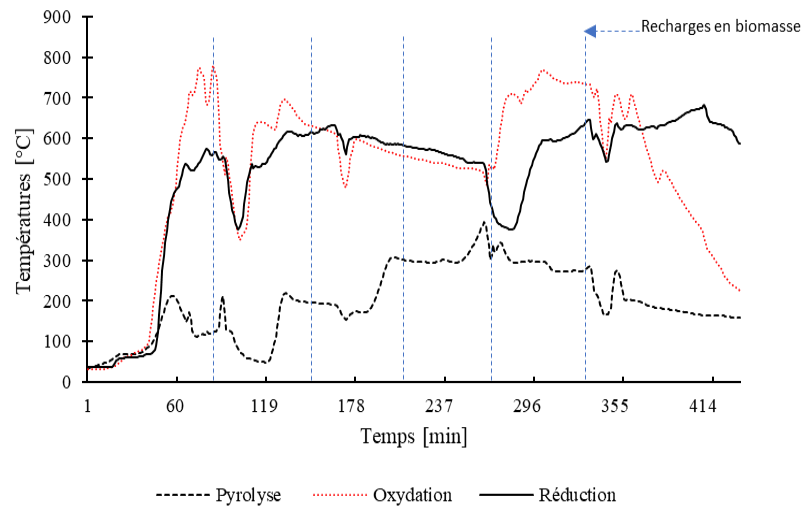


Figure 4.13. Evolution de la température des zones de pyrolyse, d'oxydation et de réduction durant un essai semi-batch avec double injection d'air

La qualité du gaz, n'est cependant pas améliorée dans ces conditions d'essai malgré l'apport intermittent de combustible. La composition volumique du mélange gazeux reste dominée par la présence de CO_2 qui indique très peu de gaz de gazéification. Les gaz en sortie sont probablement des gaz de pyrolyse et d'oxydation. Plusieurs raisons sont possibles à ce phénomène. La plus probable serait que la seconde entrée d'air effectuée dans la zone d'oxydation tend à se déployer sur une grande distance jusqu'au bas du réacteur car les températures des zones d'oxydation et de réduction sont quasiment similaires sur un grand intervalle de temps.

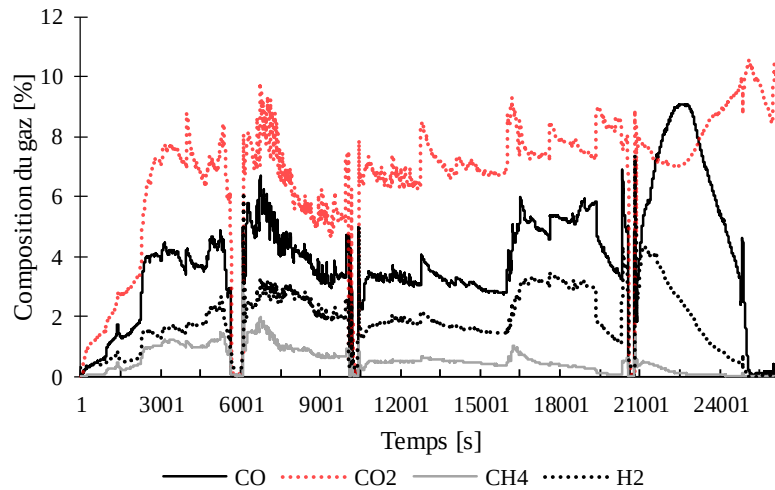


Figure 4.14. Analyse de la qualité du gaz durant un essai semi-batch avec double injection d'air

4.4. Rendements de performance du GP2

4.4.1. Bilans Masse-Energie

Les bilans de masse et d'énergie ci-dessous ont été réalisés pour l'une des meilleures configurations d'essai. Notamment pour un essai à ER de 0,32 avec une composition moyenne de gaz contenant 14,62 % de CO, 12,89 % de CO₂, 6,84 % de H₂ et 2,89 % de CH₄.

- Estimation de la quantité d'eau en sortie de gazéification

Afin de calculer avec exactitude le bilan de masse et d'énergie ainsi que le bilan des éléments entrants et sortants du gazéifieur, une estimation de la quantité d'eau en sortie de procédé a été faite sur base d'un modèle à l'équilibre. Une composition

semblable à celle obtenue expérimentalement a été simulée à l'équilibre afin de déduire la fraction humide du gaz. En données d'entrée du modèle, les caractéristiques de la balle de riz ont été définies de ainsi que la pression et la fraction de carbone non convertie obtenue expérimentalement sur l'essai a été imposée. Ces données sont résumées dans la Table 4.1.

Intrants au modèle	
Biomasse	$\text{CH}_{1,78}\text{O}_{0,78}\text{N}_{0,01}$
PCI bio	15239 kJ/kg
Pression	1 bar
T air	25 °C
T bio.	25 °C
uC* ratio	0,29 [molC/mol $\text{CH}_{1,78}\text{O}_{0,78}\text{N}_{0,01}$]
Cendres	19,66 %
Humidité bio.	4 %
ER	0,3

Table 4.1. Données d'entrées du modèle à l'équilibre

*Carbone non converti

Les résultats obtenus du modèle sont présentés à la Figure 4.15 et à la Figure 4.16. Pour un ratio d'équivalence de 0,32, identique au ER utilisé dans l'essai expérimental, la composition sèche du gaz prédit par le modèle en utilisant des paramètres d'entrées au modèle similaires à ceux de l'expérimentation donne un gaz avec des proportions semblables. La Figure 4.15 illustre la comparaison entre la composition du gaz obtenu expérimentalement et la composition du gaz du modèle (sur base sèche).

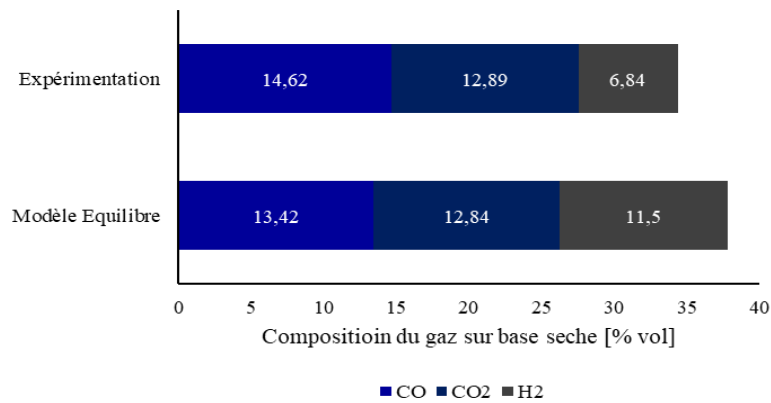


Figure 4.15. Composition volumique du gaz sur base sèche prédite par le modèle à l'équilibre pour un $ER = 0,32$ et comparaison avec la composition du gaz obtenue expérimentalement.

Par la suite la composition du gaz prédit par le modèle à l'équilibre est exprimée sur base humide afin d'en déduire la teneur en humidité qui sera utilisée pour le calcul des bilans. La Figure 4.16 illustre la composition du gaz prédit par le modèle à l'équilibre pour différents ER . Pour $ER = 0,32$, la fraction humide du gaz est de 0,24.

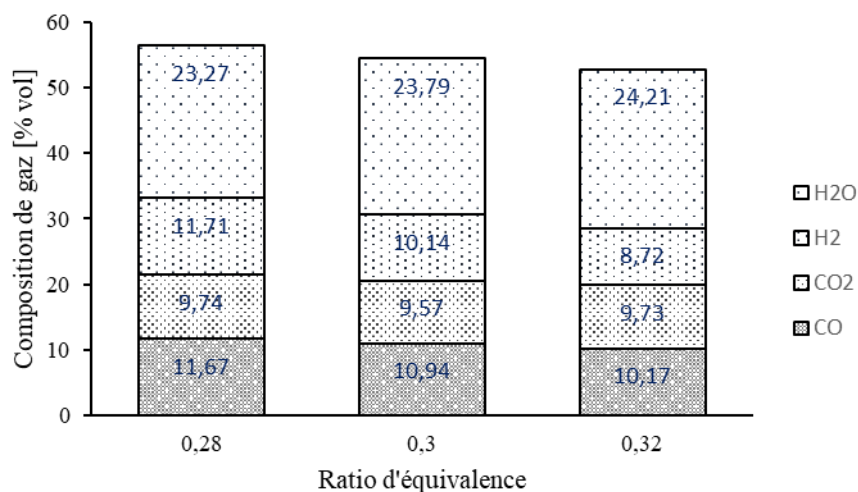


Figure 4.15. Composition volumique du gaz sur base humide prédit par le modèle à l'équilibre pour différents ER.

Etant donné que lors de la campagne expérimentale la fraction d'eau contenue dans le gaz produit n'a pas été mesurée, les bilans de masse et d'énergie du gazéifieur ont été calculés en tenant d'une fraction d'humidité du gaz de 24 % sur base du modèle à l'équilibre.

Bilan de masse

La Table 4.2 et la Figure 4.17 présentent les valeurs et pourcentages des entités entrantes et sortantes du gazéifieur. L'incertitude sur les résultats a déjà été discutée à la Section 3.6.2.

Le bilan de masse à l'entrée du gazéifieur est constitué à 41 % par la biomasse et à 59 % par l'agent oxydant qui est l'air.

Le gaz produit représente 74 % des extrants, les cendres 7 %, les imbrulés 8 % et la fraction d'eau en sortie 11 % des extrants.

L'écart entre le total des entités entrantes et sortantes est de 1,03 kg. Cet écart entre les entités entrantes et sortantes est relativement faible car le bilan se ferme à 97,7 %. Néanmoins, cet écart est probablement justifié par les incertitudes sur les mesures de masses. Le total des entités entrantes étant supérieur à celui des entités sortantes, pourrait signifier que la masse de gaz sortante est sous-estimée ou que la quantité d'air entrante est surestimée.

La masse de cendres et d'imbrulés retirés en fin de gazéification est de 6,24 kg. Cela implique qu'une partie de la biomasse n'a pas réagi car la balle de riz a un pourcentage en cendres de 19,66 %. Par déduction, la masse des imbrulés est de 3,19 kg. La présence d'imbrulés est due aux températures relativement basses de procédés et à la nature même du combustible utilisé. Bien que pour les procédés de gazéification à lit fixe co-courant, les cendres en sortie contiennent généralement une fraction de char résiduelle. En effet, le pourcentage de conversion de la biomasse reste moyennement au dessous des rendements de conversion obtenus par les procédés à lit fixe contre-courant (Berger 2018).

Entrée [kg]	Biomasse humide	17,92	Total entrée		
	Air humide	25,35			
			43,27	Ecart	
			Cendres		3,00
			Char		3,19
Sortie [kg]	Humidité dans les imbrulés	0,046	Total sortie		1,03
			42,24		
			Eau		4,82
		Gaz	31,18		

Table 4.2. Bilan de matière

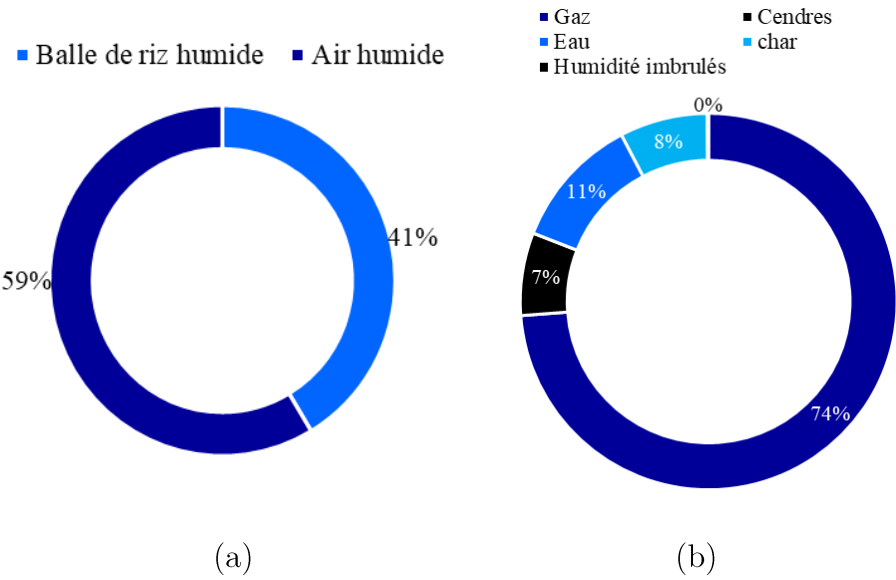


Figure 4.17. Distribution de masse des différentes entités (a) entrantes et (b) sortantes du gazéifieur

Bilan des éléments

Afin d'approfondir le bilan de matières, et comprendre les flux et la différence entre les entités entrantes et sortantes du gazéifieur, un bilan sur les éléments a été réalisé.

La Table 4.3 résume le bilan des éléments réalisé. Il prend en considération l'humidité absolue de l'air qui est de 10 g/m³.

	Entrée	Sortie	écart kg
Carbone	7,82	7,26	0,56
Hydrogène	1,27	0,82	0,45
Oxygène	14,57	11,50	3,07
Azote	19,61	19,61	0

Table 4.3. Bilan des éléments

Dans le bilan du carbone, en entrée, la totalité du carbone entrant dans le gazéifieur est apporté par la biomasse. En sortie de procédé, le bilan du carbone est présenté dans la Figure 4.18. 44 % du carbone est contenu dans le char résiduel, et respectivement 27 %, 24 % et 5 % du carbone en sortie sont contenus dans le CO, le CO₂ et le CH₄.

La fraction de carbone en sortie du bilan signifie qu'il y a eu une mauvaise réduction, notamment dans l'activation de la réaction de « water gas reduction » entre la vapeur d'eau et le carbone.

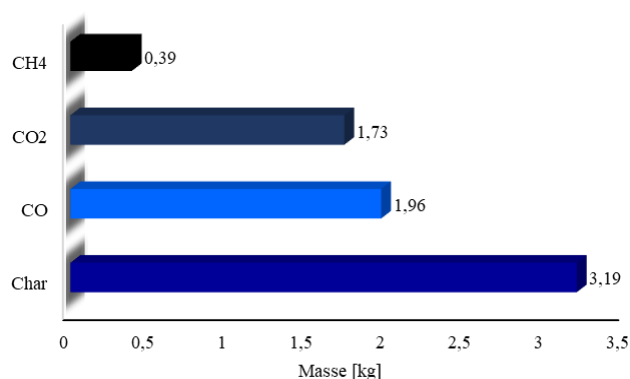
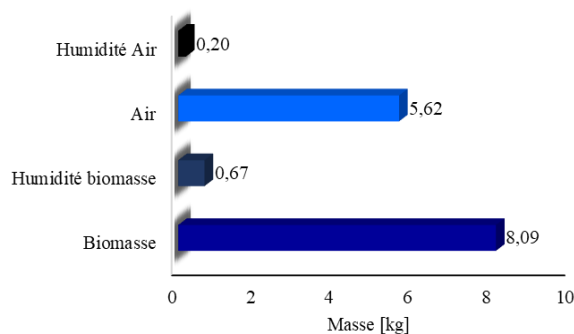


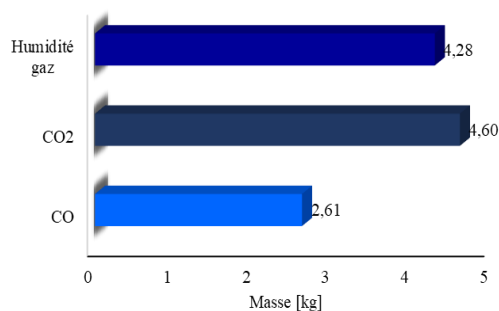
Figure 4.18. Bilan de carbone sur les entités sortantes

Dans le bilan de l'oxygène, Figure 4.19, la majorité de l'oxygène entrant dans le procédé est apportée par la balle de riz qui dans son analyse élémentaire referme plus de 47 % d'oxygène (Basu 2010). L'air (sur base sèche) introduit dans le procédé représente 38 % du bilan d'oxygène. L'humidité présente dans l'air de même que celle présente dans la biomasse ne représentent respectivement que 1 % et 5 % de l'oxygène entrant. En sortie de gazéification l'oxygène est réparti dans les proportions du mélange gazeux entre le CO, le CO₂ et l'humidité du gaz sortant à respectivement 23 %, 40 % et 37 %.

La masse de cendres sortantes du gazéifieur qui est de 3 kg n'apparaît pas dans le bilan des éléments. Les cendres sont cependant constituées de minéraux oxydés. En assimilant le poids des cendres en sortie de gazéification comme faisant partie du bilan d'oxygène en sortie ; l'écart sur ce bilan entre les intrants et les extrants serait de 0,07 kg.



(a)

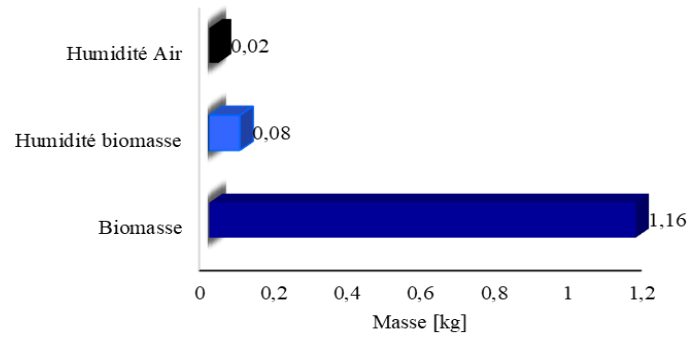


(b)

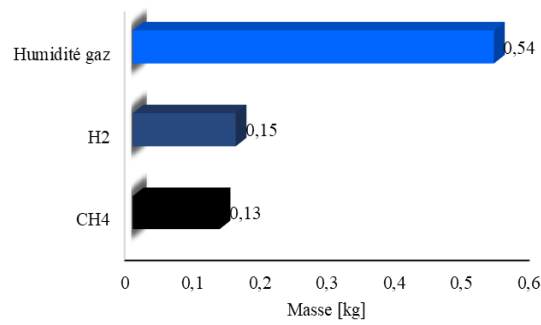
Figure 4.19. Bilan de l'oxygène entre (a) l'entrée et (b) la sortie du gazéifieur

L'hydrogène présent dans les entités entrantes est apporté à plus de 90 % par la biomasse et aussi par l'humidité contenue dans l'air et l'humidité contenue dans la biomasse (Figure 4.20.a). Dans la répartition de l'hydrogène en sortie de procédé (Figure 4.20.b), plus de la moitié de l'hydrogène soit 65 % est contenue dans l'humidité du gaz et seulement 19 % dans le H_2 et 16 % dans le CH_4 . Le bilan de l'hydrogène s'aligne à celui du carbone précédemment calculé. En effet le char n'étant pas efficacement gazéifié avec la vapeur d'eau pour former du H_2 et

du CO, les fractions de carbone et d'humidité en fin de procédé sont élevées.



(a)



(b)

Figure 4.20. Bilan de l'hydrogène entre (a) l'entrée et (b) la sortie du gazéifieur

Dans le bilan d'azote, l'air apporte quasiment la totalité de l'azote entrant car la balle de riz ne renferme que 0,59 % d'azote. En sortie de gazéification, l'azote est contenu uniquement dans le gaz produit et représente environ 47 % du mélange gazeux sur base humide.

Bilan d'énergie

Le bilan d'énergie a été réalisé à la suite du bilan de matières, afin d'analyser les flux d'énergie contenus dans chaque entité entrante et sortante du réacteur (Table 4.4). La biomasse apporte quasiment la totalité de l'énergie entrante dans le gazéifieur. En sortie, un peu plus de 60 % de l'énergie est contenue dans le gaz, répartie entre l'énergie chimique du gaz à 58 % et l'énergie sensible du gaz à 6 %. A peu près 8 % de l'énergie se perd au travers des parois vers l'extérieur et 25 % de l'énergie est contenue dans les chars résiduels. La fraction considérable de l'énergie contenue dans les chars s'explique par leur pouvoir calorifique relativement important dû à la présence de carbone.

Similairement au bilan de masse, une différence a été faite sur le bilan d'énergie entre les entités entrantes et sortantes et cet écart est de 76,62 MJ. Cette différence peut se justifier par une éventuelle sous-estimation de l'énergie en sortie du procédé, notamment de l'énergie perdue aux parois.

Entrée [MJ]	Biomasse	273,07	Total entrée	
	Air	3,15	276,22	
Sortie [MJ]	Cendres	100,64		
	Char	49,26	Ecart	
	Eau	3,4	Total sortie	76,62 MJ
	Gaz chimique	115,48	199,60	
	Gaz sensible	12,25		
	Parois	17,16		

Table 4.4. Bilan d'énergie

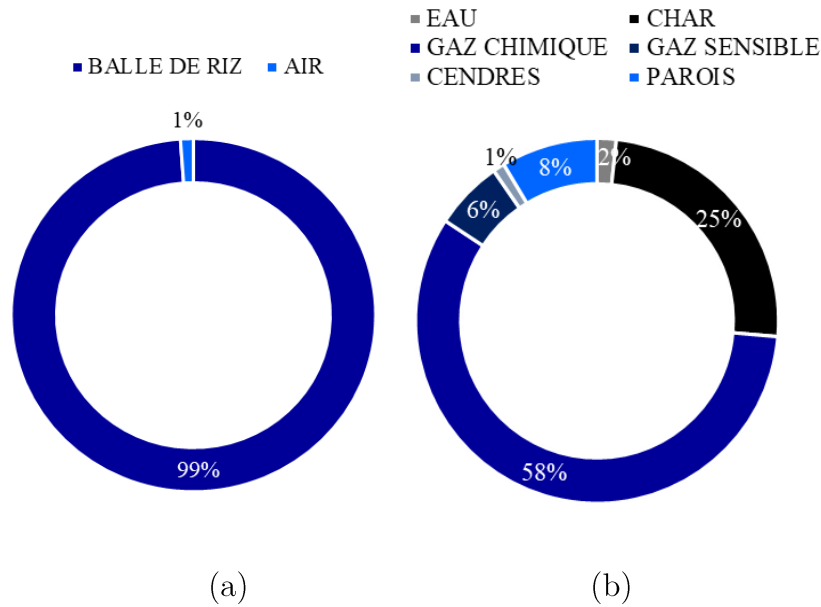


Figure 4.21. Distribution de l'énergie des différentes entités (a) entrantes et (b) sortantes du gazéifieur

4.4.2. Rendements de performance

Pouvoir calorifique du gaz produit

Le pouvoir calorifique du gaz produit est présenté dans la Figure 4.22, Il est évalué sur la phase de régime de l'essai, avec une moyenne de 3,6 MJ. Ce pouvoir calorifique du gaz se situe dans l'intervalle des valeurs obtenues pour le procédé de gazéification à lit fixe avec des PCI compris entre 3,5 et 5 MJ.

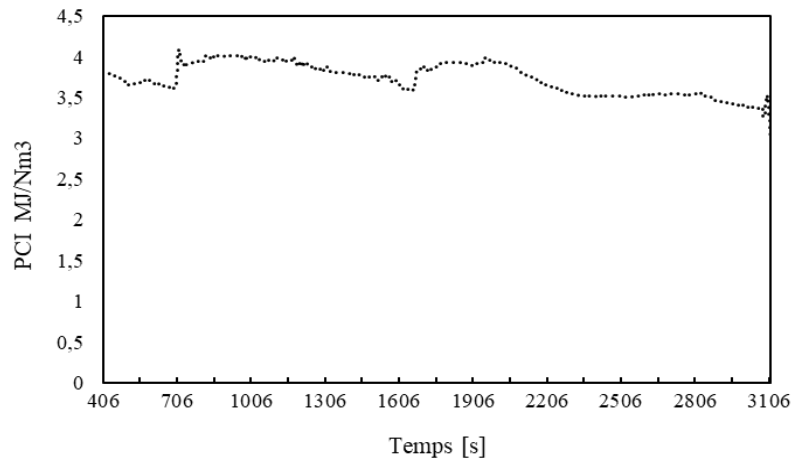


Figure 4.22. Evolution du PCI du gaz sur la phase de régime d'un essai à $ER = 0,32$

Autres rendements

Les rendements de performance exprimés à la Section 3.7 sont repris dans la Table 4.5. Ainsi, sur l'essai, le gazéifieur a une puissance de 50 kW thermique et un rendement global d'efficacité de 0,46.

Entité	Unités	Essai sur le GP2
$Q_{th\ kWPCI}$	kW_{PCI}	50
Consommation de biomasse	kg/h	11,2
PCI_{gaz}	kJ/kg	3619
ER		0,32
Vitesse Superficielle	m/s	0,02

Y_{gaz}	Nm ³ /kg	1,41
SGR	Kg/m ² /h	59,73
η		0,46
CO	%	14,62
CO ₂	%	12,89
CH ₄	%	2,89
H ₂	%	6,84

Table 4.5. Performances du GP2 sur un essai à ER = 0,32

Le graphe suivant résume les travaux d'auteurs sur les rendements de procédés de gazéification similaires en comparaison avec les rendements obtenus sur le GP2. Le pouvoir calorifique, le taux de production du gaz et les rendements de performance sont comparés dans la Figure 4.23. Le GP2 présente le plus faible rendement. Plusieurs causes peuvent expliquer cela notamment :

- Les températures trop faibles pour activer la cinétique des réactions endothermiques,
- Les pertes thermiques importantes,
- La faible hauteur du lit de réduction.

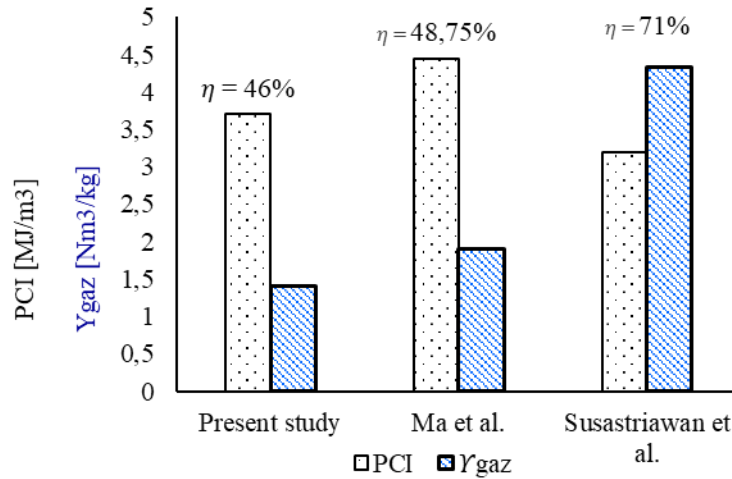


Figure 4.23. Comparaison entre les PCI, les taux de conversion de la biomasse en gaz et les rendements η obtenus dans la présente étude et par les études de (Susastriawan, Saptoadi, et Purnomo 2018) et (Ma et al. 2015).

Conclusion

Ce chapitre a permis d'illustrer les différents résultats obtenus au cours de la campagne expérimentale menée sur le GP2. La puissance thermique sur base du combustible utilisé est de 50 kW_{th} et les meilleurs rendements ont été obtenus lorsque les essais sont menés à ratio d'équivalence de 0,32. La composition volumique moyenne du gaz produit est de 14,62% de CO, 12,89% de CO₂, 6,84% de H₂ et 2,89% de CH₄. Ce mélange gazeux produit a un pouvoir calorifique moyen de 3,6 MJ/Nm³. Le rendement global de la gazéification est de 46%. En comparaison avec d'autres travaux menés, des améliorations peuvent être

réalisés sur le prototype afin d'envisager une meilleure conversion du combustible et de meilleurs rendements globaux.

Conclusion et perspectives

Au terme de ces travaux de recherche qui ont porté sur la conception d'un réacteur de gazéification fabriqué en Afrique de l'Ouest il ressort que :

Le Burkina Faso regorge d'un potentiel de résidus agricoles quasiment inexploité qui pourrait être utilisé à une conversion énergétique afin de satisfaire le besoin existant.

Les petites et moyennes entreprises évoluant dans le secteur de la transformation agricole sont un maillon de la chaîne pouvant récupérer les résidus agricoles comme les balles de riz. Les balles de riz sont utilisées dans des unités de gazéification pour la production électrique dans l'optique d'alimenter les décortiqueuses de riz paddy.

La balle de riz présentée en Introduction puis utilisée lors de la campagne expérimentale sur le prototype est un bon combustible qui se prête bien à la valorisation énergétique par gazéification. L'inconvénient rencontré avec ce combustible demeure son taux de cendre relativement élevé qui d'une part entraîne des températures d'oxydation moins élevées et d'autre part occasionne plus d'effort au déchargement des cendres en fin de procédé.

La méthodologie design adoptée de la démarche conceptuelle de Cross a permis de définir les objectifs de la conception selon les besoins contextuels à l'environnement des petites entreprises de transformation agricoles au Burkina Faso. Puis les étapes fonctionnelles qui permettent d'atteindre ces objectifs ont été définies. Les critères de performance ont ensuite été spécifiés puis des solutions ont été proposées dans une table morphologique.

Ces solutions ont toutes été évaluées par rapport aux objectifs pour n'en retenir qu'une solution définitive qui est le prototype SBAF (Semi-Batch Aspiration Fixe). Les plans de détails du prototype final ont été réalisés.

Les plans de détails issus de la méthodologie de conception ont permis la fabrication, l'installation et la mise en place de l'instrumentation et des capteurs sur le gazéifieur. Lors de la mise en de fonctionnement du prototype, des modifications ont été faites par rapport au design théorique notamment sur l'apport d'air qui s'est fait en insufflation plutôt en aspiration.

Des essais préliminaires ont été menés sur le prototype pour définir dans un premier temps le débit d'air optimal pour avoir les meilleurs rendements puis des essais sur de plus longues durées ont été initiés sur le réacteur. Les meilleurs rendements ont ainsi été obtenus lorsque les essais ont été menés à un ratio d'équivalence de 0,32.

Ces essais expérimentaux ont permis d'affiner les conditions opératoires optimales sur le prototype. La présence du béton réfractaire nécessite un temps de montée en température qui dure généralement 2 h pendant lesquelles le gazéifieur fonctionne en régime transitoire. Une fois que les températures sont relativement stables au sein du réacteur, la paroi en béton réfractaire joue un rôle de barrière sur les échanges thermiques entre l'intérieur et l'extérieur, c'est la phase de régime de l'essai.

Les principales données expérimentales sur le prototype ont permis d'avoir un rendement de gazéification de 46 % pour une puissance thermique de 50 kW. La composition moyenne du gaz produit sur différents essais est de 14,62 % de CO, 12,89 % de CO₂, 2,89 % de CH₄ et 6,84 % de H₂. Le pouvoir calorifique du

gaz produit est en moyenne sur la phase stationnaire des essais de 3,6 MJ/kg.

Les meilleures compositions de gaz produits par le procédé de gazéification ont été obtenues lorsque l'air a été injecté seulement en partie haute du réacteur c'est-à-dire lorsque la vanne d'oxydation était fermée quand celle de pyrolyse restait ouverte. En effet de toutes les configurations effectuées sur le positionnement des vannes, seule celle de l'injection d'air par les tuyères de la zone de pyrolyse a donné les meilleurs rendements en gaz utile. Plusieurs raisons expliquent cela, notamment lorsque les deux vannes sont ouvertes, la quantité d'air subdivisée dans les deux zones de pyrolyse et d'oxydation n'est pas maîtrisée. Cela conduit à étendre la zone d'oxydation et à restreindre la hauteur de réduction du lit d'où une mauvaise gazéification.

Les différents bilans établis sur le prototype à savoir le bilan de masse, le bilan d'énergie et le bilan des éléments ont permis de situer les différentes pertes du réacteur. Il y a notamment en fin de procédé une grande fraction du carbone qui n'est pas convertie et qui se retrouve dans le char en sortie. Il y a également plus de pertes thermiques aux parois que quantifiées ce qui résulte notamment à un refroidissement de la partie basse du réacteur et en une mauvaise réduction du char.

La campagne expérimentale menée a permis de déceler les lacunes du système et d'envisager des améliorations pour de meilleurs rendements de gazéification. Ainsi dans l'optique d'améliorer les rendements du procédé :

- Une isolation de la partie basse du réacteur correspondant la zone de réduction permettrait de réduire les pertes thermiques de cette zone où les réactions sont

endothermiques et nécessite des températures élevées pour l'activation des réactions.

- Le rajout d'instruments de mesure du débit d'air entrant dans les zones de pyrolyse et d'oxydation permettrait de contrôler en plus du ratio d'équivalence important pour une bonne gazéification aussi le ratio air nécessaire à définir la quantité d'air optimale pour une bonne pyrolyse.

La principale difficulté rencontrée dans l'opérationnalisation du prototype demeure l'évacuation des cendres en fin de procédé. En effet le poids du char et des cendres sur la grille ne permet pas au racleur de tourner pour vidanger les cendres. Les forces de frottement sont décuplées d'une part par le frottement du racleur sur la grille et d'autre part par la densité des cendres qui comblent tous les orifices.

Une autre difficulté concerne l'alimentation semi-batch du combustible qui doit être approvisionné pendant le fonctionnement du gazéifieur. Pour l'instant, à chaque approvisionnement en biomasse pendant les essais de gazéification, l'apport d'air est stoppé le temps du chargement de la biomasse avant d'être remis en marche. Cette mesure permet la protection de l'opérateur qui se place au dessus de l'orifice supérieur du gazéifieur pour le chargement du combustible afin de lui éviter toute inhalation de gaz qui pourrait être toxique à sa santé.

Dans ce sens des perspectives d'amélioration seraient :

- De perfectionner le système de vidange des cendres pour l'opérateur devant appliquer une force physique pour tourner la manivelle du racleur.

- De prévoir un sas étanche pour l'alimentation continue du combustible sans risques d'intoxication pour l'opérateur ou un système d'alimentation autonome.

Au terme de la prise en main du prototype conçu et dans les limites de l'étude menée, de futurs travaux pourraient s'intéresser à :

- Maîtriser la pyrolyse au sein du gazéifieur en contrôlant le ratio d'air, déterminant pour les rendements en gaz utiles produits par le procédé.
- L'utilisation de combustibles autres que la balle de riz avec des propriétés physiques différentes afin d'étudier l'écoulement au sein du gazéifieur selon les densités des combustibles.
- L'utilisation spécifique d'un agent de gazéification autre que l'air.

Bibliographie

- Adamon, David G. F., Latif A. Fagbémi, Ammar Bensakhria, et Emile A. Sanya. 2019. « Comparison of Kinetic Models for Carbon Dioxide and Steam Gasification of Rice Husk Char ». *Waste and Biomass Valorization* 10 (2): 407-15. <https://doi.org/10.1007/s12649-017-0054-3>.
- Barry, Fanta, Marie Sawadogo, Maïmouna Bologo (Traoré), Igor W. K. Ouédraogo, et Thomas Dogot. 2021. « Key Barriers to the Adoption of Biomass Gasification in Burkina Faso ». *Sustainability* 13 (13): 7324. <https://doi.org/10.3390/su13137324>.
- Barry, Fanta, Marie Sawadogo, Igor W.K. Ouédraogo, Maïmouna Bologo/Traoré, et Thomas Dogot. 2022. « Geographical and Economic Assessment of Feedstock Availability for Biomass Gasification in Burkina Faso ». *Energy Conversion and Management: X* 13 (janvier): 100163. <https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2021.100163>.
- Bassil, Georgio. 2012. « Gazéification de la biomasse: élimination des goudrons par lavage, étude expérimentale et modélisation », 206.
- Basu, P. 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design and Theory*. Academic Press, Elsevier.
- Bellouard, Quentin. 2017. « Valorisation de biomasse en vecteur énergétique par voie thermochimique solaire ». Génie des procédés, Université de Perpignan Via Domitia.
- Berger, Benjamin. 2018. « Experimental and numerical investigation of a two-stage downdraft biomass gasification process. » <http://hdl.handle.net/2078.1/202804>.
- Bhaduri, Subir, Benjamin Berger, Maxime Pochet, Hervé Jeanmart, et Francesco Contino. 2017. « HCCI Engine Operated with Unscrubbed Biomass Syngas ». *Fuel Processing Technology* 157 (mars): 52-58. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.10.011>.
- Breault, Ronald W. 2010. « Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies ». *Energies* 3 (2): 216-40. <https://doi.org/10.3390/en3020216>.

- Bui, T., R. Loof, et S.C. Bhattacharya. 1994. « Multi-Stage Reactor for Thermal Gasification of Wood ». *Energy* 19 (4): 397-404. [https://doi.org/10.1016/0360-5442\(94\)90118-X](https://doi.org/10.1016/0360-5442(94)90118-X).
- Cao, Y., Q. Wang, J. Du, et J. Chen. 2019. « Oxygen-Enriched Air Gasification of Biomass Materials for High-Quality Syngas Production ». *Energy Conversion and Management* 199 (novembre): 111628. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.05.054>.
- Carlborg, Markus, Fredrik Weiland, Charlie Ma, Rainer Backman, Ingvar Landälv, et Henrik Wiinikka. 2018. « Exposure of Refractory Materials during High-Temperature Gasification of a Woody Biomass and Peat Mixture ». *Journal of the European Ceramic Society* 38 (2): 777-87. <https://doi.org/10.1016/j.jeurceramsoc.2017.09.016>.
- Cluet, Benjamin. 2014. « Evaluation de la ségrégation de la biomasse dans un lit fluidisé et modélisation globale du procédé de gazéification ». Mécanique et Energétique, UNIVERSITE DE LORRAINE.
- Comme, Michael Kweku, Francis Kemausuor, Edwin Nii Badger, et Isaac Osei. 2019. « Experimental Study of Ferrocement Downdraft Gasifier Engine System Using Different Biomass Feedstocks in Ghana ». *Sustainable Energy Technologies and Assessments* 31 (février): 124-31. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2018.12.016>.
- Cristina Ap Vilas Bôas de Sales, Diego Mauricio Yepes Maya, Electro Eduardo Silva Lora, René Lesme Jaén, Arnaldo Martín Martínez Reyes, Aldemar Martínez González, Rubenildo Vieira Andrade, et Juan Daniel Martínez. 2017. « Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a twostage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents », 2017.
- Dafiqurrohman, Hafif, M.Ismail Bagus Setyawan, Kunio Yoshikawa, et Adi Surjosatyo. 2020. « Tar Reduction Using an Indirect Water Condenser and Rice Straw Filter after Biomass Gasification ». *Case Studies in Thermal Engineering* 21 (octobre): 100696. <https://doi.org/10.1016/j.csite.2020.100696>.
- Daouk, Elias. 2015. « Etudes expérimentale et numérique de la pyrolyse oxydante de la biomasse en lit fixe ». Génie des procédés, Ecole des Mines de Nantes.

- Dasappa, S. 2011. « Potential of Biomass Energy for Electricity Generation in Sub-Saharan Africa ». *Energy for Sustainable Development* 15 (3): 203-13. <https://doi.org/10.1016/j.esd.2011.07.006>.
- De Filippis, P., M. Scarsella, N. Verdone, et G. B. Carnevale. 2010. « Batch Waste Gasification Technology: Characteristics and Perspectives ». In , 3-10. Tallinn, Estonia. <https://doi.org/10.2495/WM100011>.
- Dhanavath, Kotaiah Naik, Kalpit Shah, Suresh K. Bhargava, Satyavathi Bankupalli, et Rajarathinam Parthasarathy. 2018. « Oxygen–Steam Gasification of Karanja Press Seed Cake: Fixed Bed Experiments, ASPEN Plus Process Model Development and Benchmarking with Saw Dust, Rice Husk and Sunflower Husk ». *Journal of Environmental Chemical Engineering* 6 (2): 3061-69. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.04.046>.
- Diedhiou A., Bensakhria A., Ndiaye L.G., Khelfa A., et Sock O. 2014. « Study of Cashew Nut Shells Valorisation by Gasification ». *Chemical Engineering Transactions* 39 (août): 1171-76. <https://doi.org/10.3303/CET1439196>.
- Dogru, Murat, Adnan Midilli, et Colin R Howarth. 2002. « Gasification of Sewage Sludge Using a Throated Downdraft Gasifier and Uncertainty Analysis ». *Fuel Processing Technology* 75 (1): 55-82. [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(01\)00234-X](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(01)00234-X).
- Duku, Moses Hensley, Sai Gu, et Essel Ben Hagan. 2011. « A Comprehensive Review of Biomass Resources and Biofuels Potential in Ghana ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15 (1): 404-15. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.09.033>.
- Ejiofor, Oti Stephen, Prince Anthony Okoro, Uche C. Ogbuefi, Chukwu Victor Nnabuike, et Kenneth E. Okedu. 2020. « Off-Grid Electricity Generation in Nigeria Based on Rice Husk Gasification Technology ». *Cleaner Engineering and Technology* 1 (décembre): 100009. <https://doi.org/10.1016/j.clet.2020.100009>.
- Floriane Mermoud. 2006. « Gazéification de charbon de bois à la vapeur d'eau : de la particule isolée au lit fixe continu ». MONTPELLIER, FRANCE: INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE TOULOUSE.
- Fortunato, B., G. Brunetti, S.M. Camporeale, M. Torresi, et F. Fornarelli. 2017. « Thermodynamic Model of a Downdraft Gasifier ». *Energy Conversion and Management* 140 (mai): 281-94. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.02.061>.

- Galadima, Ahmad, Ahmad Masudi, et Oki Muraza. 2022. « Catalyst Development for Tar Reduction in Biomass Gasification: Recent Progress and the Way Forward ». *Journal of Environmental Management* 305 (mars): 114274. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2021.114274>.
- Gao, Xiaoyan, Fei Xu, Fubing Bao, Chengxu Tu, Yaning Zhang, Yingying Wang, Yang Yang, et Bingxi Li. 2019. « Simulation and optimization of rice husk gasification using intrinsic reaction rate based CFD model ». *Renewable Energy* 139: 611-20. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.02.108>.
- Gauthier, Guillaume, Thierry Melkior, Maguelone Grateau, Sébastien Thiery, et Sylvain Salvador. 2013. « Pyrolysis of Centimetre-Scale Wood Particles: New Experimental Developments and Results ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 104 (novembre): 521-30. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2013.05.017>.
- Han, Jun, Yan Liang, Jin Hu, Linbo Qin, Jason Street, Yongwu Lu, et Fei Yu. 2017. « Modeling Downdraft Biomass Gasification Process by Restricting Chemical Reaction Equilibrium with Aspen Plus ». *Energy Conversion and Management* 153 (décembre): 641-48. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.030>.
- Hendriyana, Hendriyana. 2020. « Effect of Equivalence Ratio on the Rice Husk Gasification Performance Using Updraft Gasifier with Air Suction Mode ». *Jurnal Bahan Alam Terbarukan* 9 (1): 30-35. <https://doi.org/10.15294/jbat.v9i1.23527>.
- Higman, Christopher et Maarten van der Burgt. 2008. *Gasification*. GPP.
- Hoo, Khoo Kar, et Mohamad Syazarudin Md Said. 2021. « Air Gasification of Empty Fruit Bunch: An Aspen Plus Model ». *Bioresource Technology Reports* 16 (décembre): 100848. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2021.100848>.
- Ibrahim, Harouna Gado, Sanogo Oumar, Daho Tizane, Issa Balarabé, et Josué Pakmogda. 2019. « Design, Realization of a Fixed Bed Downdraft Gasifier and Conduction of Preliminary Gasification Tests with Balanites Aegyptiaca Hulls, Rice Husk and Charcoal ». *African Journal of Environmental Science and Technology* 13 (3): 117-25. <https://doi.org/10.5897/AJEST2018.2631>.
- IEA. 2019. « World Energy Outlook 2019 ». IEA, Paris. www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2019.

- Indrawan, Natario, Betty Simkins, Ajay Kumar, et Raymond L. Huhnke. 2020. « Economics of Distributed Power Generation via Gasification of Biomass and Municipal Solid Waste ». *Energies* 13 (14): 3703. <https://doi.org/10.3390/en13143703>.
- INSD. 2022. « Cinquième Recensement Général de la Population et de l'Habitation du Burkina Faso ». INSD/2022/RGPH 2019/02ieo.
- Iye, Edward L., et Paul E. Bilsborrow. 2013. « Assessment of the Availability of Agricultural Residues on a Zonal Basis for Medium- to Large-Scale Bioenergy Production in Nigeria ». *Biomass and Bioenergy* 48 (janvier): 66-74. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.11.015>.
- Janajreh, I., et M. Al Shrah. 2013. « Numerical and Experimental Investigation of Downdraft Gasification of Wood Chips ». *Energy Conversion and Management* 65 (janvier): 783-92. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.03.009>.
- Jangsawang, Woranuch, Krongkaew Laohalidanond, et Somrat Kerdsuwan. 2015. « Optimum Equivalence Ratio of Biomass Gasification Process Based on Thermodynamic Equilibrium Model ». *Energy Procedia* 79 (novembre): 520-27. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.11.528>.
- Kombe, Emmanuel Yeri, Nickson Lang'at, Paul Njogu, Reiner Malessa, Christian-Toralf Weber, Francis Njoka, et Ulrich Krause. 2022. « Numerical Investigation of Sugarcane Bagasse Gasification Using Aspen Plus and Response Surface Methodology ». *Energy Conversion and Management* 254 (février): 115198. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.115198>.
- Luc Gerun. 2007. « Etude numérique et expérimentale de la valorisation énergétique de la biomasse par gazéification ». UNIVERSITE DE NANTES.
- Ma, Zhongqing, Jiewang Ye, Chao Zhao, et Qisheng Zhang. 2015. « Gasification of Rice Husk in a Downdraft Gasifier: The Effect of Equivalence Ratio on the Gasification Performance, Properties, and Utilization Analysis of Byproducts of Char and Tar ». *BioResources* 10 (2): 2888-2902. <https://doi.org/10.15376/biores.10.2.2888-2902>.
- Mahin, Dean B. 1989. « Economic Analysis of a Husk-Fueled Gasifier Power Plant at a Rice Mill in Africa ». *Biomass* 19 (1-2): 57-60. [https://doi.org/10.1016/0144-4565\(89\)90006-1](https://doi.org/10.1016/0144-4565(89)90006-1).
- Masmoudi, Mohamed Ali, Kamel Halouani, et Melik Sahraoui. 2017. « Comprehensive Experimental Investigation and Numerical

- Modeling of the Combined Partial Oxidation-Gasification Zone in a Pilot Downdraft Air-Blown Gasifier ». *Energy Conversion and Management* 144 (juillet): 34-52. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.04.040>.
- Murugan, P. C., et S. Joseph Sekhar. 2017. « Species – Transport CFD model for the gasification of rice husk (*Oryza Sativa*) using downdraft gasifier ». *Computers and Electronics in Agriculture* 139: 33-40. <https://doi.org/10.1016/j.compag.2017.05.004>.
- Ndindeng, Sali Atanga, Marco Wopereis, Sidi Sanyang, et Koichi Futakuchi. 2019. « Evaluation of fan-assisted rice husk fuelled gasifier cookstoves for application in sub-Sahara Africa ». *Renewable Energy* 139: 924-35. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.02.132>.
- Nigel Cross. 2000. *Engineering design methods Strategies for product design*. John Wiley & Sons Ltd, the Atrium, Southern Gate, Chichester, West Sussex PO19 8SQ, England.
- Pala, Laxmi Prasad Rao, Qi Wang, Gunther Kolb, et Volker Hessel. 2017. « Steam Gasification of Biomass with Subsequent Syngas Adjustment Using Shift Reaction for Syngas Production: An Aspen Plus Model ». *Renewable Energy* 101 (février): 484-92. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.08.069>.
- Pandey, Bhoopendra, Yogesh K. Prajapati, et Pratik N. Sheth. 2021. « CFD Analysis of Biomass Gasification Using Downdraft Gasifier ». *Materials Today: Proceedings* 44: 4107-11. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.10.451>.
- Patel, Manisha. 2013. « Pyrolysis and gasification of biomass and acid hydrolysis residues ». Doctor of Philosophy Chemical Engineering, Aston University.
- Patra, Tapas Kumar, et Pratik N. Sheth. 2015. « Biomass Gasification Models for Downdraft Gasifier: A State-of-the-Art Review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 50 (octobre): 583-93. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.012>.
- Paviet, Frédéric, Florent Chazarenc, et Mohand Tazerout. 2009. « Thermo Chemical Equilibrium Modelling of a Biomass Gasifying Process Using ASPEN PLUS ». *International Journal of Chemical Reactor Engineering* 7 (1). <https://doi.org/10.2202/1542-6580.2089>.
- Pecate, Sébastien. 2017. « Gazéification de la biomasse en lit fluidisé dense et circulant entre 750 et 850°C : étude hydrodynamique et

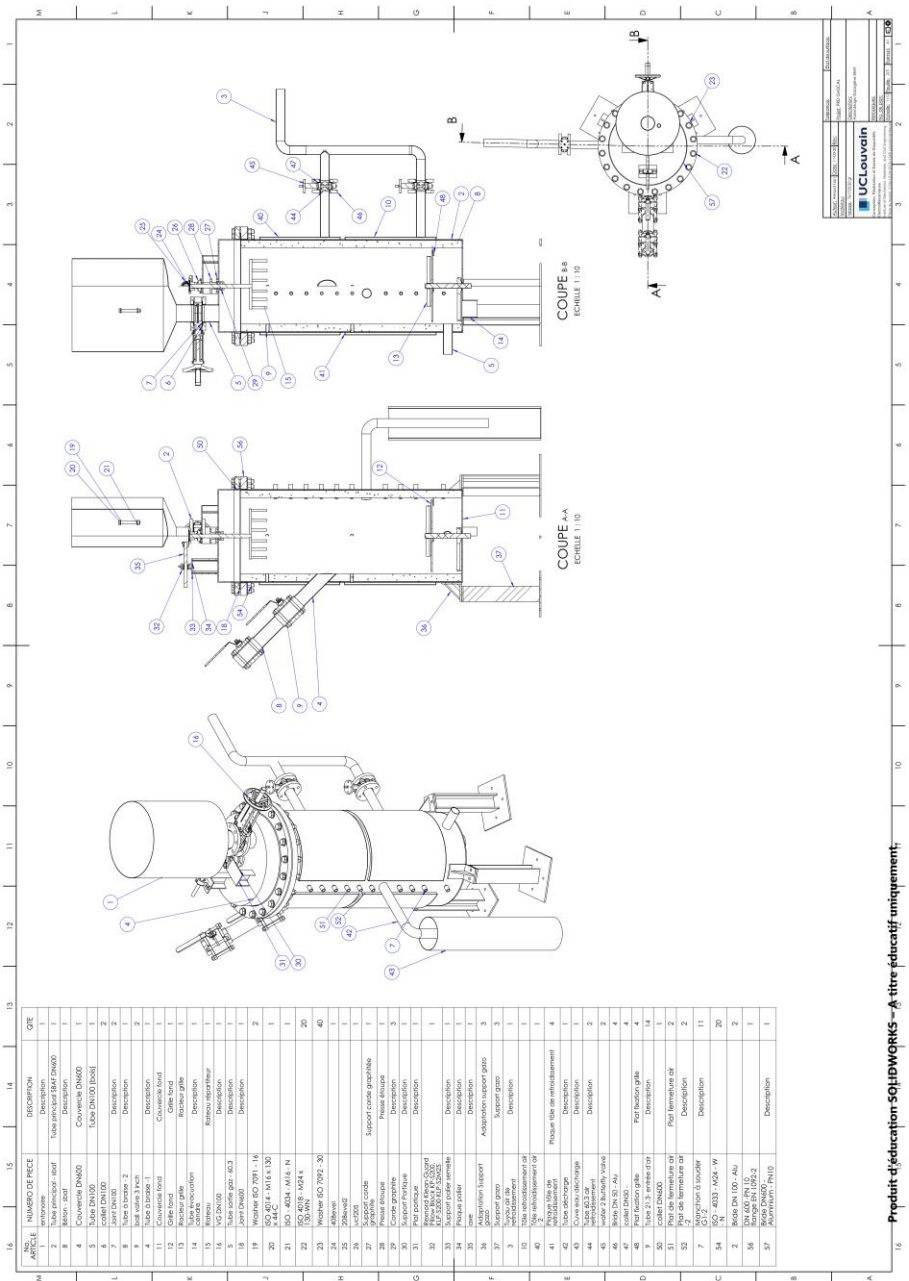
- réactive ». Génie des Procédés et de l'Environnement, France: Université de Toulouse.
- Pode, Ramchandra. 2016. « Potential Applications of Rice Husk Ash Waste from Rice Husk Biomass Power Plant ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 53 (janvier): 1468-85. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.09.051>.
- Rakotosaona, Rijalalaina, Robinson M Rakotomalala, Jean de Dieu Ramaroson, et Philippe Andrianary. s. d. « Conception et réalisation d'un gazogène downdraft à usage domestique : application à la gazéification des éclats d'eucalyptus », 14.
- Reed, T B, et A Das. 1988. « Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems ». SERI/SP-271-3022, 5206099. <https://doi.org/10.2172/5206099>.
- Ruane, John, Andrea Sonnino, et Astrid Agostini. 2010. « Bioenergy and the Potential Contribution of Agricultural Biotechnologies in Developing Countries ». *Biomass and Bioenergy* 34 (10): 1427-39. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.04.011>.
- Salisu, Jamilu, Ningbo Gao, et Cui Quan. 2021. « Techno-economic assessment of co-gasification of rice husk and plastic waste as off-grid power source for small scale rice milling in Nigeria-an Aspen plus model ». *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 105157. <https://doi.org/ndi>.
- Sansaniwal, S.K., K. Pal, M.A. Rosen, et S.K. Tyagi. 2017. « Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 72 (mai): 363-84. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>.
- Shen, Yafei, Peitao Zhao, Qinfu Shao, Dachao Ma, Fumitake Takahashi, et Kunio Yoshikawa. 2014. « In-Situ Catalytic Conversion of Tar Using Rice Husk Char-Supported Nickel-Iron Catalysts for Biomass Pyrolysis/Gasification ». *Applied Catalysis B: Environmental* 152-153 (juin): 140-51. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2014.01.032>.
- Silva, Isabelly P., Rafael M.A. Lima, Gabriel F. Silva, Denise S. Ruzene, et Daniel P. Silva. 2019. « Thermodynamic Equilibrium Model Based on Stoichiometric Method for Biomass Gasification: A Review of Model Modifications ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 114 (octobre): 109305. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109305>.

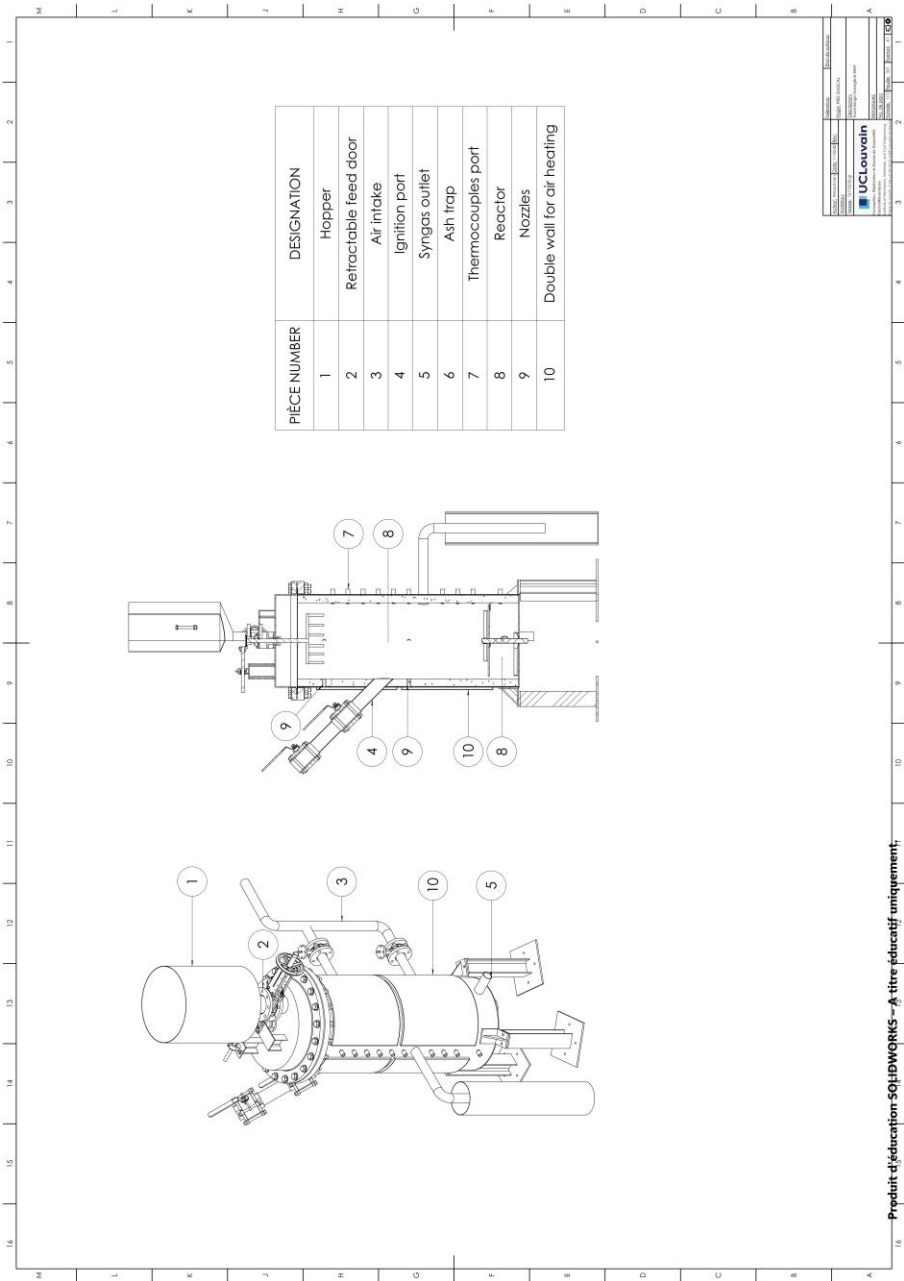
- Situmorang, Yohanes Andre, Zhongkai Zhao, Akihiro Yoshida, Abuliti Abudula, et Guoqing Guan. 2020. « Small-Scale Biomass Gasification Systems for Power Generation (<200 KW Class): A Review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 117 (janvier): 109486. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109486>.
- S.K. Sansaniwal, K. Pal, M.A. Rosen, et S.K. Tyagi. 2017. « Recent Advances in the Development of Biomass Gasification Technology: A Comprehensive Review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 72 (mai): 363-84. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>.
- Susastriawan, A. A. P., Harwin Saptoadi, et Purnomo. 2018. « Design and Experimental Study of Pilot Scale Throat-Less Downdraft Gasifier Fed by Rice Husk and Wood Sawdust ». *International Journal of Sustainable Energy* 37 (9): 873-85. <https://doi.org/10.1080/14786451.2017.1383992>.
- Susastriawan, A. A. P., Harwin Saptoadi, et Purnomo. 2019. « Comparison of the gasification performance in the downdraft fixed-bed gasifier fed by different feedstocks: Rice husk, sawdust, and their mixture ». *Sustainable Energy Technologies and Assessments* 34: 27-34. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2019.04.008>.
- UNIDO et USPCAS-E National University of Sciences and Technology. 2016. « Biomass Gasification Systems Training Manual ».
- Vieira, Fábio Roberto, Carlos M. Romero Luna, Gretta L.A.F. Arce, et Ivonete Ávila. 2020. « Optimization of Slow Pyrolysis Process Parameters Using a Fixed Bed Reactor for Biochar Yield from Rice Husk ». *Biomass and Bioenergy* 132 (janvier): 105412. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105412>.
- Weihong Yang, Anna Ponzio, Carlos Lucas, et Wlodzimierz Blasiak. 2005. « Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air », 2005.
- Widjaya, Elita R., Guangnan Chen, Les Bowtell, et Catherine Hills. 2018. « Gasification of Non-Woody Biomass: A Literature Review ». *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 89 (juin): 184-93. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.03.023>.
- Yaman, Serdar. 2004. « Pyrolysis of Biomass to Produce Fuels and Chemical Feedstocks ». *Energy Conversion and Management* 45 (5): 651-71. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(03\)00177-8](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00177-8).

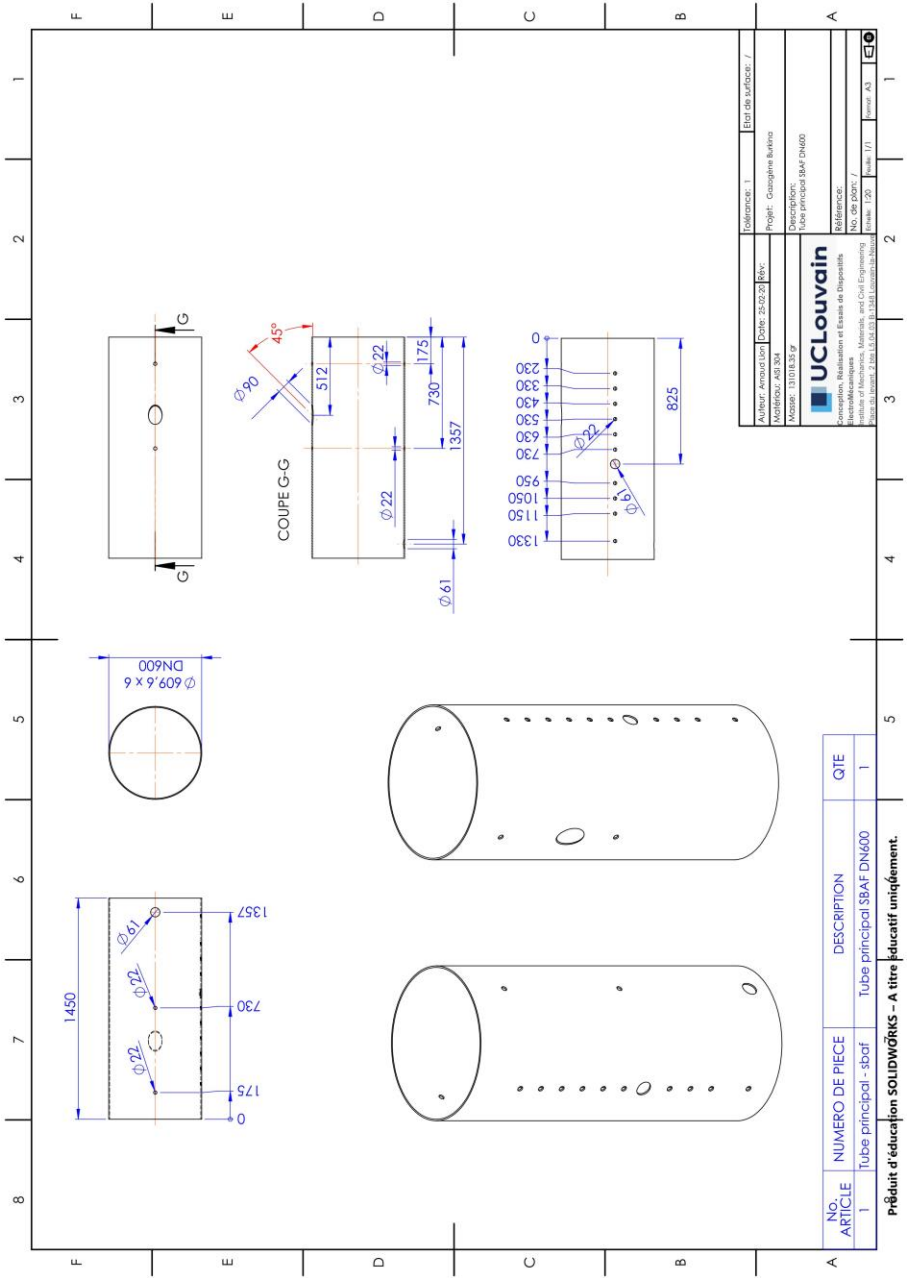
- Zainal, Z A, Ali Rifau, G A Quadir, et K N Seetharamu. 2002. « Experimental Investigation of a Downdraft Biomass Gasiyer ». *Biomass and Bioenergy*, 7.
- Zhai, Ming, Xinyu Wang, Yu Zhang, Peng Dong, Guoli Qi, et Yudong Huang. 2015. « Characteristics of Rice Husk Tar Secondary Thermal Cracking ». *Energy* 93 (décembre): 1321-27. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.10.029>.
- Zhang, Ziyin, et Shusheng Pang. 2019. « Experimental Investigation of Tar Formation and Producer Gas Composition in Biomass Steam Gasification in a 100 KW Dual Fluidised Bed Gasifier ». *Renewable Energy* 132 (mars): 416-24. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.07.144>.
- Zheng, Ji-lu, Xi-feng Zhu, Qing-xiang Guo, et Qing-shi Zhu. 2006. « Thermal Conversion of Rice Husks and Sawdust to Liquid Fuel ». *Waste Management* 26 (12): 1430-35. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2005.10.011>.

Annexe 1

Plans de détails du GP2

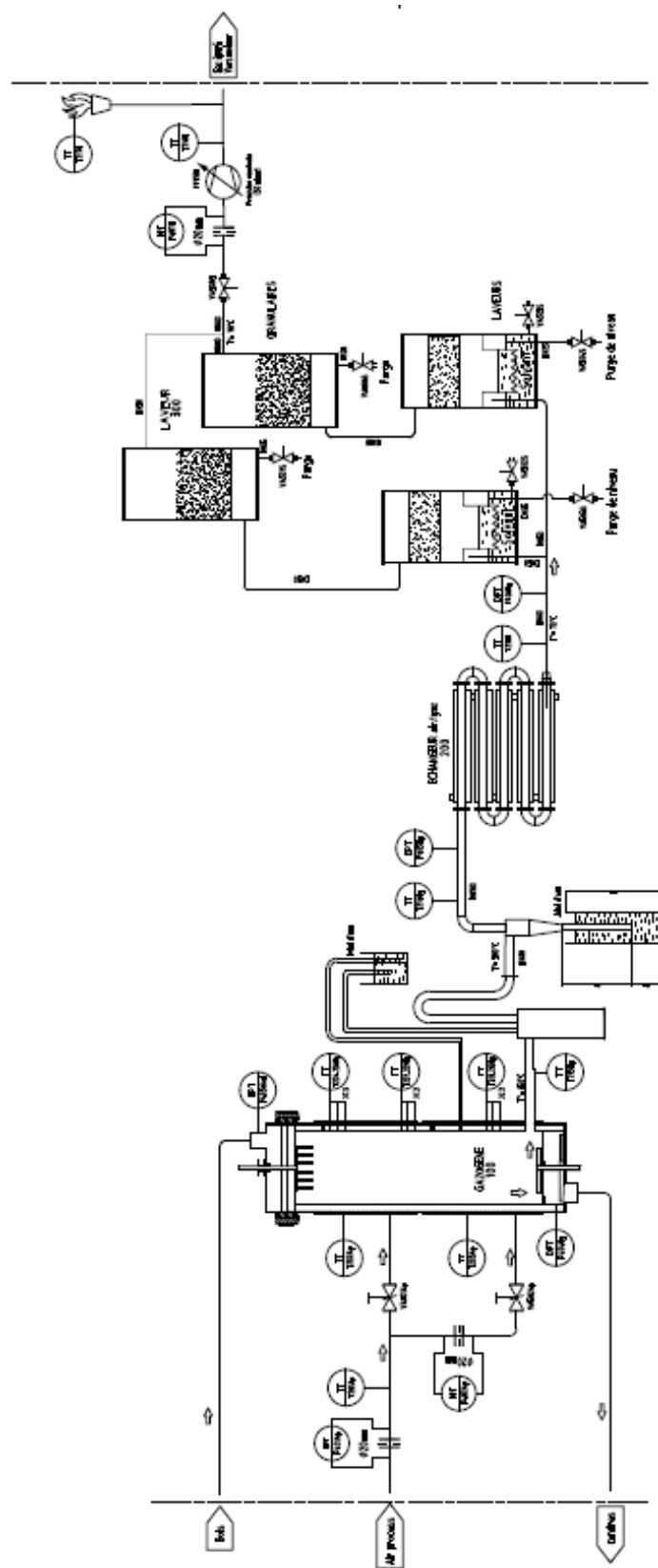






Annexe 2

PID (Pipping Instrumentation Diagram)



Annexe 3

Banc expérimental

