

UNIVERSITE DE BLIDA 1

Faculté de Technologie

Département de Génie Mécanique

THESE DE DOCTORAT

en Mécanique

Spécialité : Génie mécanique

VALORISATION DES DECHETS SOLIDES PAR GAZEIFICATION DE LA BIOMASSE

Par

ELIAS Abdenour

Devant le jury composé de :

Y.BENKHEDDA	Prof	Université BLIDA 1	Président
A. BENAROUS	Prof	Université BLIDA 1	Examineur
B. ADOUANE	Prof	Université BATNA 1	Examineur
S.ZOUAOUI	MC-A	UMMTO	Examineur
B.BOUMEDDANE	Prof	Université BLIDA 1	Directeur de thèse

Blida, Novembre 2021

RESUME

Le présent travail a pour but la valorisation énergétique par gazéification des déchets solides de l'industrie oléicole dans la région de Tizi Ouzou. Une étude de modélisation et de simulation théorique d'une microcentrale de cogénération basée sur la gazéification des grignons d'olive et feuilles et petites branches d'olivier est réalisée. Le système proposé est composé d'un gazéificateur à co-courant, une turbine à gaz à combustion externe et un système de récupération de chaleur. La centrale produit une puissance électrique optimale de 75,8 KW et une puissance thermique de 170,22 kW. Le rendement électrique atteint 18,56% et le rendement global est de 60,26% lors de la gazéification des feuilles et petites branches d'olivier. Le syngaz généré dans la section gazéification affiche un pouvoir calorifique satisfaisant de 4,12MJ/kg et 4,39 MJ/kg et un rendement de gazéification de 78,3 et 79,8%, respectivement pour les grignons d'olive et pour les feuilles et petites branches d'olivier. A la lumière des performances thermodynamiques obtenues, une étude économique du projet d'installation de la centrale étudiée est réalisée. Les résultats ont montré que l'indice de rentabilité du projet atteint 2,59 pour les grignons d'olive et 2,69 pour les feuilles et petites branches d'olivier, le taux interne de rentabilité est supérieurs à 20% et le retour sur investissement se situe entre 5 et 6 ans pour les deux biomasses considérées.

Au regard du potentiel de la biomasse existant dans la région de Tizi Ouzou, l'implémentation de tels projets permettra de générer suffisamment d'électricité pour couvrir la consommation annuelle de 46276 habitants.

Un gazéificateur à co-courant original est conçu et mis au point dans le cadre de cette thèse. Ce dispositif expérimental est testé avec succès et les résultats obtenus avec la biomasse oléicole sont globalement satisfaisants.

Mots clés : Déchets d'olive, gazéification, centrale de cogénération, analyse thermo économique, modèle Cycle Tempo.

ABSTRACT

This work is focused on the energy recovery potential of olive-oil industry wastes in the region of Tizi Ouzou (north of Algeria). A theoretical modelling and simulation study of a small-scale CHP plant fuelled with olive pomace and olive tree pruning is carried out. The power plant proposed is composed of a downdraft gasifier, an externally fired gas turbine reaching an optimum electric power of 75.8 and 170.22 kW of thermal power. The electric efficiency achieved is 18.56% and the CHP efficiency is 60.26% for olive tree pruning gasification. The simulation results showed a satisfactory syngas lower calorific value (4.12–4.39 MJ/ kg) and a gasification efficiency of 78.3–79.8%. The economic analysis of the plant shows an interesting Profitability Index of 2,59 and 2,69 , respectively for olive pomace and olive tree pruning. An Internal Rate of Return above 20% and a feasible payback period between 5 and 6 years are obtained for both biomasses considered. Finally, the electrical energy generated with the plant proposed can cover the annual consumption of more than 46,000 inhabitants in Tizi Ouzou province.

An original downdraft gasifier is designed and developed within the framework of this thesis. This experimental device has been successfully tested and the results obtained with olive biomass are generally satisfactory.

Key words: Olive wastes, Gasification, CHP plant, thermo-economic analysis, Cycle Tempo model.

ملخص

يهدف هذا العمل إلى استعادة الطاقة عن طريق تغويز منتجات الزيتون الجانبية الصلبة في منطقة تيزي وزو. تم إجراء دراسة نمذجة ومحاكاة نظرية لمحطة التوليد المشترك للطاقة. الذي يعتمد أساسا على تغويز ثقل الزيتون والأوراق الأغصان الصغيرة لشجرة الزيتون. يتكون النظام المقترح أساسا من جهاز التغويز وتوربين غازي ذات احتراق خارجي ينتج المصنع طاقة كهربائية تقدر ب 75.83 كيلوواط وطاقة حرارية تقدر ب 170.22 كيلوواط . بلغت الكفاءة الكهربائية 18.56% و الكفاءة الكلية 60.26%. أثناء تغويز أوراق الزيتون و الأغصان الصغيرة اظهر الغاز الناتج في محطة التغويز قيمة حرارية مرضية 4.12 ميغا جول/كغ و 4.39 ميغا جول/كغ و كفاءة تغويز تصل إلى 78.3% و 79.8% على التوالي لنقل الزيتون وأوراق والأغصان الصغيرة لشجرة الزيتون. في ضوء الأداء الديناميكي الحراري الذي تم الحصول عليه تم إجراء دراسة اقتصادية لمشروع تركيب المحطة المدروسة. أظهرت النتائج أن مؤشر ربحية المشروع بلغ 2.59 لثقل الزيتون و 2.69 لأوراق الزيتون و الأغصان الصغيرة. بينما ارتفع معدل العائد الداخلي إلى أكثر من 20% و تتراوح مدة العائد على الاستثمار ما بين 5 و 6 سنوات لكلا المنتجين الجانبيين. و بالنظر إلى مخزون الكتلة الحيوية الناتجة عن منتجات الزيتون الجانبية في منطقة تيزي وزو فان تنفيذ مثل هذه المشاريع سيولد طاقة كهربائية كافية لتغطية الاستهلاك السنوي ل 46276 نسمة. تم تصميم و تطوير جهاز تغويز منتجات الزيتون الجانبية في إطار هذه الأطروحة و قد تم اختيار هذا الجهاز التجريبي بنجاح و كانت النتائج التي تم الحصول عليها مرضية بشكل عام

REMERCIEMENT

Il m'est tout à fait agréable de pouvoir remercier chaleureusement tous ceux qui ont contribué à l'élaboration de cette thèse.

Je tiens tout d'abord à remercier mon directeur de thèse le professeur BOUMEDDANE Boussad pour son soutien, ses conseils et sa patience tout au long de la réalisation de ce travail.

Je tiens à remercier particulièrement le professeur BENKHEDDA Younes de l'université de Blida 1 qui m'a fait l'honneur de présider le jury. Je remercie également les membres de jury qui m'ont fait l'honneur d'évaluer ce travail. Il s'agit de Monsieur BENAROUS Abdellah, professeur à l'université de Blida1, monsieur ADOUANE Belkacem professeur à l'université de Batna et le Dr ZOUAOUI Salah maître de conférences A à l'université de Mouloud Mammeri de Tizi Ouzou.

Je tiens également à exprimer ma gratitude au Professeur VERA David de l'université De Jaén en Espagne de m'avoir accueilli dans son laboratoire et pour sa précieuse aide dans l'accomplissement de ce travail. Mon plaisir est grand de pouvoir remercier le professeur Elias, le Professeur Hocine et le Dr ALLAM de m'avoir accueilli dans leur laboratoire LCGC à L'UMMTO.

Mes pensées vont au défunt Doug WILLIAMS de la Nouvelle Zélande qui a contribué à la conception du dispositif expérimental. Je remercie particulièrement mon oncle ELIAS Amar pour sa précieuse aide dans la réalisation du prototype expérimentale. Il est possible que j'oublie injustement certaines personnes, c'est pour cela que je remercie tous ceux que je n'ai pas cité et qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de cette thèse.

Mon respect et mes remerciements reste insuffisants face au dévouement et au sacrifice de mes parents, et de ma femme, sans eux mes efforts n'auront pas abouti. Je terminerai par dédicacer ce travail à mon fils Ghilas, à mes sœurs et à toute ma famille.

TABLE DES MATIERES

RESUME	1
REMERCIEMENT	4
TABLE DES MATIERES	5
LISTE DES FIGURES	8
LISTE DES TABLEAUX	11
INTRODUCTION GENERALE	12
CHAPITRE 1 BIOMASSE ENERGIE	16
1.1 Introduction	16
1.2 Définition de la biomasse	16
1.3 Différents types de biomasse	17
1.4 La biomasse lignocellulosique	18
1.4.1 Composition	19
1.4.2 Les propriétés de la biomasse	19
1.5 Gisement de biomasse	22
1.5.1 Déchets ménagers et assimilés	22
1.5.2 Les boues d'épuration issues du traitement des eaux usées	23
1.5.3 L'industrie oléicole	24
1.5.4 Secteur agricole et agroalimentaire	25
1.6 Les différents voies de valorisation énergétique	26
1.6.1 La voie humide (biologique)	27
1.6.2 La voie oléagineuse	28
1.6.3 La voie sèche (thermochimique)	28
1.7 La technologie de gazéification	30
1.7.1 Bref historique	30
1.7.2 Le principe de fonctionnement	31
1.7.3 Mécanismes générale de la gazéification	32
1.7.4 Les différents procédés de gazéification	38
1.7.5 Application de la gazéification pour la cogénération	43
1.7.6 Etat de maturité des technologies	45
1.8 Conclusion	50
CHAPITRE 2 SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE	51
2.1 Introduction	51
2.2 Modélisation de la gazéification	51
2.2.1 La modélisation basée sur l'équilibre thermodynamique	51
2.2.2 Le modèle cinétique de la gazéification	55
2.3 Etat de l'art de la gazéification	62

2.3.1	Modélisation de la gazéification	62
2.3.2	Application de la gazéification pour la cogénération et la tri-génération	66
2.4	Conclusion	71
CHAPITRE 3 MATERIEL ET METHODES		72
3.1	Introduction	72
3.2	Matériels et méthodes	72
3.2.1	Présentation de la biomasse et du site d'implantation de l'unité de gazéification	72
3.2.2	Description de l'outil de modélisation et de simulation : le logiciel Cycle Tempo®	75
3.2.3	Présentation de l'installation de cogénération	79
3.2.4	Modélisation de l'installation	79
3.2.5	Analyse économique	88
3.3	Conclusion	91
CHAPITRE 4 ETUDE EXPERIMENTALE		92
4.1	Introduction	92
4.2	Conception du dispositif	92
4.2.1	Présentation générale	92
4.2.2	Présentation du réacteur de gazéification	94
4.3	Instrumentation	98
4.3.1	Mesure de pression	98
4.3.2	Mesure de température	99
4.3.3	Mesure de la teneur en humidité du combustible	99
4.3.4	Analyse de la composition du gaz	100
4.4	Conclusion	102
CHAPITRE 5 RESULTATS ET DISCUSSION		103
5.1	Introduction	103
5.2	Performances globales du gazéificateur	103
5.2.1	Etude de l'effet du Rac sur la composition du syngaz	105
5.2.2	Etude de l'effet de l'humidité sur la composition du syngaz	106
5.2.3	Etude de l'influence de la température sur le pouvoir calorifique du syngaz	107
5.2.4	Etude de l'influence de la température de réduction sur le rendement de gazéification	108
5.3	Analyse des performances de la TGCE	109
5.3.1	Effet du taux de compression (tc) sur le rendement électrique	109
5.3.2	Effet de la différence des températures chaudes dans l'ECHT sur le rendement électrique	110
5.4	Analyse du bilan énergétique de la centrale de gazéification	111
5.5	Performances globales de l'installation	113

5.6	Analyse exergetique de l'installation	114
5.7	Etude économique du projet	116
5.8	Analyse des résultats expérimentaux	119
5.8.1	Les tests effectués avec du bois sec	119
5.8.2	Résultats obtenus avec la biomasse sélectionnée	120
5.9	Conclusion	123
	CONCLUSION GENERALE	124
	APPENDICES	128
A.	LISTE DES SYMBOLES ET DES ABRÉVIATIONS	128
B.	COMPOSITION DES GRIGNONS D'OLIVES	131
C.	PROCÉDÉ DE MODÉLISATION DANS LE LOGICIEL CYCLE TEMPO	133
	REFERENCES	136

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1 Structure macromoléculaire du bois[8]	18
Figure 1.2 Composition de la biomasse[12]	21
Figure 1.3 sous-produits d'un moulin d'olive à procédé tri-phasique	24
Figure 1.4 Pays leaders dans la production d'huile d'olive.	25
Figure 1.5 voies de valorisation énergétique de la biomasse [8]	27
Figure 1.6 Etapes de production d'éthanol et ETBE [22]	28
Figure 1.7 Schéma simplifié du phénomène de combustion[24]	29
Figure 1.8 Mécanisme du procédé de gazéification [26]	31
Figure 1.9 Diagramme C-H-O durant le procédé de gazéification [30]	34
Figure 1.10 Schéma réactionnel de la pyrolyse de la biomasse	34
Figure 1.11 Procédés de gazéification à lit fixe.	39
Figure 1.12 Réacteur de gazéification à co-courant [32].	39
Figure 1.13 Réacteur de gazéification à contre-courant [32]	40
Figure 1.14 Procédé de gazéification à lit étagé [26]	41
Figure 1.15 Procédé à lit fluidisé dense [33]	42
Figure 1.16 Procédé à lit fluidisé circulant [33]	42
<i>Figure 1.17 Procédé de gazéification à flux entraîné</i>	43
Figure 1.18 Schéma synoptique d'une centrale de cogénération par gazéification[7]	44
Figure 1.19 Etat de maturité des procédés de gazéification [7]	46
Figure 1.20 Centrale de Cogénération de Gussing	47
Figure 1.21 Procédé de gazéification à lit étagée Nota	48
Figure 1.22 Procédé à lit étagé flottant développé par la compagnie Syncraf	49
Figure 1.23 Centrale de cogénération de Skyve en Autriche	49
Figure 2.1 Mécanisme de Broido pour la pyrolyse de la cellulose[41].	58
Figure 2.2 Mécanisme à deux espèces pour la pyrolyse [42]	58
Figure 2.3 Schéma d'un gazéificateur co-courant	62
Figure 3.1 Localisation des sites de collecte de la biomasse et de l'emplacement de la centrale de cogénération à Beni Douala.	74
Figure 3.2 Méthode de calcul développé par Cycle Tempo®	76
Figure 3.3 Schéma synoptique d'un cycle de Rankine	76

Figure 3.4 Matrice système d'un cycle de Rankine dans le logiciel Cycle Tempo®.	77
Figure 3.5 Schéma synoptique de la centrale de cogénération proposée	79
Figure 3.6 Schéma synoptique du module de gazéification dans Cycle Tempo®	80
Figure 3.7 Schéma synoptique de la TGCE	82
Figure 4.1 Dispositif expérimental réalisé	93
Figure 4.2 Flux de matière dans le réacteur de gazéification	94
Figure 4.3 Schéma en 3 dimensions du réacteur de gazéification	95
Figure 4.4 Réacteur de pyrolyse	96
Figure 4.5 Réacteur d'oxydoréduction	96
Figure 4.6 Zone de d'oxydation partielle dans le réacteur de gazéification	97
Figure 4.7 Zone de réduction	98
Figure 4.8 Dispositif de mesure des pressions dans l'installation	99
Figure 4.9 A gauche Thermomètre PT 100 à type K, à droite point de mesure dans la zone de réduction	99
Figure 4.10 Hygromètre pour la mesure de la teneur en humidité dans le combustible.	100
Figure 4.11 Piquage pour collecter des échantillons du syngaz	101
Figure 4.12 Chromatographe utilisé pour analyser le Syngaz	101
Figure 5.1 Effet du facteur d'air sur la composition du syngaz, (a) grignon d'olive, (b) feuilles et petites branches d'olivier	106
Figure 5.2 Effet du taux d'humidité sur la composition du syngaz, (a) grignon d'olive, (b) feuilles et petites branches d'olivier.	107
Figure 5.3 Effet de la température de gazéification sur le pouvoir calorifique du syngaz	108
Figure 5.4 Effet de la température de réduction sur le rendement de gazéification	109
Figure 5.5 Influence du taux de compression sur le rendement électrique de la centrale de gazéification	110
Figure 5.6 Schéma synoptique de la TGCE dans Cycle Tempo®.	111
Figure 5.8 Diagramme de SANKEY de la centrale de gazéification	112
Figure 5.9 Répartition des pertes de chaleur dans les composants de la centrale de gazéification	113
Figure 5.10 Distribution d'exergie dans la centrale de cogénération	115
Figure 5.11 Sensibilité de la VAN par rapport au coût de la biomasse	117

Figure 5.12 Sensibilité du TIR par rapport au coût de la biomasse.	118
Figure 5.13 Caractérisation du syngaz produit à partir du bois traité.	119
Figure 5.14 Composition du syngaz à partir de la gazéification du bois	120
Figure 5.15 Caractérisation du syngaz produit à partir du grignon d'olive séché.	122
Figure 5.16 Composition du syngaz obtenu avec la gazéification du grignon d'olive	122

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1 Composition de la biomasse lignocellulosique [9]	18
Tableau 1.2 Composition élémentaire des différents types de biomasse[11]	20
Tableau 1.3 Caractérisation des déchets ménagers et assimilés[18]	23
Tableau 1.4 Potentiel en biomasse issue des différentes sources en Algérie	26
Tableau 1.5 Composition d'un syngaz issu de la gazéification de la biomasse	32
Tableau 1.6 influence de l'oxydant sur le pouvoir calorifique du gaz	36
Tableau 2.1 Constantes utilisées dans le modèle de séchage	56
Tableau 2.2 Constantes utilisés dans le modèle de pyrolyse à deux espèces	59
Tableau 2.3 Les réactions qui se produisent lors de la phase d'oxydation	60
Tableau 2.4 Les vitesses de réactions des réactions d'oxydation	60
Tableau 2.5 Les réactions de gazéification utilisées dans le modèle [47]	61
Tableau 2.6 Vitesses de réactions de gazéification dans le modèle [12]	61
Tableau 3.1 Analyses approximative et élémentaire des combustibles considérés dans la simulation[5, 84].	73
Tableau 3.2 Quantités des grignons d'olive collectées dans les moulins sélectionnés	74
Tableau 3.3 Paramètres opératoires de la TGCE	84
Tableau 3.4 Environnement définie pour L'analyse d'exergie	85
.Tableau 3.5 Coûts CAPEX et OPEX considérés dans l'étude économique	90
Tableau 4.1 Paramètres opératoires du CPG	102
Tableau 5.1 Comparaison entre la composition du syngaz du présent travail et celles obtenues dans la littérature.	104
Tableau 5.2 Performance de l'installation avec différents types de biomasse	114
Tableau 5.3 Biomasse disponible et quantité consommé par l'installation	116
Tableau 5.4 Principaux indices économique du projet	117
Tableau 5.5 Potentiel de la biomasse oléicole dans la région de Tizi Ouzou [96]	118
Tableau 5.6 Potentiel en électricité de la biomasse considérée	119
Tableau 5.7 Paramètres de marches lors des essais du gazéificateur	121

INTRODUCTION GENERALE

La dépendance aux énergies fossiles s'est accentuée au début du 21^{ème} siècle. L'utilisation intensive des combustibles fossiles (pétrole, gaz, charbon) est à l'origine du réchauffement climatique caractérisée par une très forte hausse des émissions à effet de serre. Selon l'agence internationale d'énergie (IEA)[1], les émissions mondiales de CO₂ liées à l'énergie ont atteint 33 Gt en 2019, soit 60 % de plus qu'on en 1990. Depuis, Les sources d'énergie renouvelables incluant le soleil, le vent, l'eau et la biomasse sont au centre de la transition énergétique amorcée dans le monde. En raison de son abondance et son fort potentiel énergétique, la biomasse peut jouer un rôle prépondérant dans le mix énergétique mondial en se substituant aux énergies fossiles. En 2018, et selon la même agence, la biomasse fournissait 1327 Mtep d'énergie, soit 9.3 % de l'énergie primaire consommé dans le monde. La production électrique considérée comme un indice de mesure des énergies renouvelables a enregistré une forte hausse, particulièrement dans les filières éolienne et photovoltaïque. L'électricité d'origine renouvelable représentait 26 % de la production totale en 2018, cependant, elle ne constitue que 20 % de la consommation énergétique globale [1].

Le développement socio-économique qu'a connu l'Algérie ses dernières années a engendré une forte demande interne en électricité et en gaz. La production d'électricité repose presque entièrement sur les ressources conventionnelles. Sur 71470 GWh d'électricité produite en 2017, 98.77% est généré à partir du gaz naturel (GN), une infime partie de 0.4% provenait du fioul. La part des énergies renouvelables ne représentent que 0.83% dans le mix énergétique national, La filière photovoltaïque compte pour 500 GWh ou 0.7 %, le reste de la production (0.13%) est partagé entre les filières photovoltaïque (0.1%) et éolienne (0.03%)[2]. Face à La surexploitation des combustibles fossiles, dont les ressources sont en net déplétion, une transition vers une énergie propre et durable est un besoin urgent. Dans ce contexte, les autorités algériennes ont lancé en 2016 un ambitieux programme de développement des énergies renouvelables et d'efficacité énergétique. Ce plan consiste à installer une puissance électrique d'origine renouvelable de 22 000 MW d'ici à 2030. Cependant, vu la situation économique que traverse l'Algérie, ce programme est actualisé en 2020, ramenant la capacité

de production électrique à 15000 MW à l'horizon 2035, dont 4000 MW Prévues pour 2024.

En raison de son important gisement associé à son fort potentiel énergétique, la biomasse peut jouer un rôle encore plus important dans le mix énergétique national. La ressource biomasse est très diversifiée, elle peut provenir des industries agroalimentaires, des cultures énergétiques, de l'agriculture, ou encore de l'industrie du bois. La valorisation énergétique de la biomasse et son rendement dépendront du type de la biomasse, de sa disponibilité en quantité, du procédé de conversion (thermochimique, biochimique, d'extraction), et de la nature finale d'énergie obtenu (électricité ou chaleur).

En Algérie, La filière oléicole a connu un développement important ces dernières années. Concentré principalement dans le nord, le pays dispose d'un parc oléicole de 432900 ha [3], la production d'huile d'olive Avoisina les 90 millions de litres en 2018 [4]. L'industrie oléicole, en plus de l'huile d'olive génère de grandes quantités de sous-produits solides (grignon, noyau, feuilles et petites branches d'olivier) et liquides (margines), cela constitue un énorme gisement de biomasse caractérisé par un fort pouvoir calorifique variant de 16 MJ/kg à 19 MJ/kg [5], malheureusement inexploité à ce jour., Pire encore, à la sortie des huileries, les résidus oléicoles solides font l'objet d'un rejet systématique dans la nature ou bien sont brûlés d'une manière incontrôlable portant ainsi des préjudices irréversibles pour l'environnement. Et là, une problématique s'impose : Comment valoriser ces déchets d'une manière propre et durable ?

C'est dans ce contexte que s'inscrit ce travail dans lequel nous avons essayé d'apporter une solution en proposant un système de cogénération basé sur la gazéification de la biomasse.

La gazéification est la conversion thermochimique d'un solide carboné en un combustible gazeux à travers une oxydation partielle à haute température [6]. Chargé d'hydrogène et de monoxyde de carbone, ce gaz de synthèse trouve ses applications dans la cogénération, la production d'hydrogène, ou la synthèse de carburants utilisés dans les transports. Parmi les technologies existantes, la gazéification en mode co-courant est largement utilisée dans les unités de cogénération. Caractérisé par une conception simple et un bon rendement de gazéification même à petite échelle, le gazéificateur co-courant favorise le craquage

thermique des goudrons. La teneur en goudron du gaz produit est donc plus faible, rendant ce type de réacteur plus adapté à la production simultanée d'électricité et de chaleur, via un moteur à combustion interne ou une turbine à gaz.

Les objectifs de ce travail sont donc d'ordre scientifique, environnemental et économique :

- Il s'agit d'apporter une solution pour une génération décentralisée d'électricité à travers une valorisation in situ de ces déchets.
- Préserver l'environnement en évitant le rejet systématique de ces résidus
- Tirer des profits économiques de cette biomasse au lieu d'être un fardeau financier pour les propriétaires des huileries

Pour atteindre ces objectifs, il s'agit une dans première étape de réaliser une recherche bibliographique approfondie sur la technologie de gazéification et sa modélisation. A l'issue de cette investigation, une centrale de cogénération basée sur la gazéification des résidus solides d'olive est modélisée, puis simulée dans le logiciel Cycle Tempo® pour évaluer et analyser ses performances. Par la suite, une étude économique du système de cogénération est réalisée, un cas d'étude est proposée dans la région de Tizi Ouzou, avec comme point de départ l'utilisation de la biomasse locale. Pour compléter ce travail, un dispositif expérimental est conçu et mis en point pour mener une investigation expérimental sur la gazéification de la biomasse oléicole.

Le présent travail est structuré comme suit:

Le premier chapitre débute par la présentation de la biomasse, ses caractéristiques, son potentiel dans le monde et en Algérie. Par la suite, les différents moyens de conversion de la biomasse en énergie sont passés en revue, en se focalisant particulièrement sur les procédés thermochimiques. Dans ce contexte, la technologie de gazéification est présentée et les mécanismes réactionnels sont expliqués. A la fin de ce chapitre, la maturité de cette technologie sera discutée, des exemples de centrales de cogénération basée sur la gazéification seront également présentés.

Le deuxième chapitre est consacré à l'étude bibliographique sur la modélisation de la gazéification, notamment les 2 approches utilisées pour élaborer un modèle mathématique, à savoir l'approche basée sur l'équilibre

thermodynamique et l'approche cinétique. Les travaux les plus pertinents liés à la modélisation ainsi que l'application de la gazéification pour la cogénération sont montrés à la fin de ce chapitre.

Dans le troisième chapitre, une microcentrale de cogénération basée sur la gazéification des déchets solides oléicole est modélisée puis simulé sous le logiciel Cycle Tempo. La première partie de ce chapitre est consacrée à la présentation générale de la centrale proposée, la biomasse oléicole, il s'agit de présenter la biomasse utilisée, de déterminer sa localisation, évaluer son potentiel et de justifier le choix d'implémentation de l'installation. Dans la seconde partie, une description détaillée du modèle développé est présentée avec la méthodologie suivie et les hypothèses posées. Finalement, une étude économique est menée pour déterminer la rentabilité financière de l'installation alimentée par la biomasse oléicole sélectionnée dans la région de Beni Douala.

Dans le quatrième chapitre, une étude expérimentale sur la gazéification de la biomasse oléicole est menée. Pour cela, un prototype de gazéification en mode co-courant à lit fixé original est conçu et mis en point. La partie technologique de ce prototype ainsi que l'instrumentation nécessaire pour mener à bien les essais sont détaillés. Dans un second temps, le dispositif expérimental est testé d'abord avec du bois sec, puis avec les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. Lors des essais, des échantillons de gaz sont collectés puis analysés dans un chromatographe au laboratoire.

Les résultats obtenus lors des études expérimentales et de simulation réalisés dans le troisième et quatrième chapitre sont exposés et discutés dans le dernier chapitre.

La thèse se termine par une conclusion générale et des perspectives qui exposeront les objectifs du travail, la méthodologie utilisée, les résultats obtenus, et enfin les axes de recherches liée à ce travail qui peuvent être développés.

CHAPITRE 1 BIOMASSE ENERGIE

1.1 Introduction

Face à un changement climatique qui s'accélère avec des conséquences environnementales désastreuses, caractérisées par les catastrophes naturelles à répétition, le besoin de diversifier nos sources d'énergie est plus que jamais urgent et nécessaire. Le recours aux énergies renouvelables présente une réelle opportunité et une solution, dès lors qu'elle peut se substituer aux énergies d'origines fossiles, et donc contribuer à la réduction des émissions à effet de serre. La biomasse de par sa disponibilité et son important potentiel énergétique, peut jouer un rôle non négligeable dans le mix énergétique en Algérie. Elle présente une grande souplesse par rapport aux autres sources et elle n'est tributaire des intermittences climatiques. Les filières de conversion énergétique de la biomasse reposent essentiellement sur deux familles à savoir la voie biochimique et la voie thermochimique. La nature de la biomasse va privilégier certaines filières de valorisation énergétique.

Dans le présent chapitre nous présentons dans un premier temps des généralités sur la biomasse, ses caractéristiques physico-chimiques et les différentes voies de sa valorisation, dans un second temps nous développons la voie de valorisation énergétique par gazéification et ses applications pour la cogénération.

1.2 Définition de la biomasse

D'une manière générale, la biomasse est définie comme toute matière organique d'origine végétale ou animale pouvant se transformer en énergie. En d'autres termes, c'est la fraction biodégradable des produits, déchets et résidus provenant de l'agriculture, y compris les substances végétales et animales, issues de la terre et de la mer, de la sylviculture et des industries connexes ainsi que la fraction biodégradable des déchets industriels et ménagers [7].

1.3 Différents types de biomasse

Selon la provenance de la biomasse, huit différentes filières sont identifiées comme potentiellement des gisements de biomasse [8] :

- Les cultures dédiées ou cultures énergétiques, il s'agit de cultiver des espèces végétales pour la production de la biomasse afin de produire de l'électricité ou de la et/ ou de la chaleur.
- Résidus forestiers provenant de la sylviculture et de la transformation du bois.
- Biomasse produite par le déboisement ou le nettoyage des terres agricoles.
- Biomasse issue des cultures de vignes, céréales, palmiers oliviers... etc.
- Résidus agricoles issus de l'élevage (fumier, lisier, fiente...etc)
- Déchets issus des ménages, appelés souvent fraction fermentescible des ordures ménagères(FFOM).
- Déchets organiques des déchets industriels (papiers, carton bois...etc).
- Biomasse utilisée directement à des fins non énergétiques et non alimentaires (industrie du papier).

On peut également identifier la biomasse sèche « bois énergie », il s'agit de divers résidus forestiers (biomasse issue de la sylviculture, du déboisement) dont la valorisation se fait généralement par voie thermochimique, et la biomasse humide provenant des déchets agroalimentaire, agricole (lisiers, fumier, fiente), et des ménages (FFOM, boues d'épuration), qui est transformé par voie biologique en énergie ou en engrais.

On distingue 3 types de biomasse auxquels s'associent des procédés de valorisation spécifiques :

- La biomasse lignocellulosique, incluant le bois et les résidus vert ; la bagasse de canne à sucre ; la paille ; le fourrage.
- La biomasse à glucide, riche en substances glucidique est constituée par les céréales, la canne à sucre et les betteraves.
- La biomasse oléagineuse, riche en lipides est constituée des plantes comme le colza, palmiers à huile etc.

1.4 La biomasse lignocellulosique

La biomasse lignocellulosique est considérée comme l'une des ressources renouvelables les plus abondantes sur terre, elle provient aussi bien des résidus agricoles et forestiers que de la sylviculture et la transformation du bois. Elle compose la paroi cellulaire des plantes et considérée comme un matériau composite naturel, elle est constituée :

- De matière minérale à faible masse moléculaire appelée aussi cendre.
- Des substances macromoléculaires constituées de cellulose, hémicellulose et de la lignine.

La répartition de ces composants est très variable d'une espèce à une autre, d'un arbre à un autre et même dans le même arbre (Tableau 1.1) . A l'intérieur de la biomasse lignocellulosique, l'agencement des différents constituants est très complexe comme le montre la figure 1.1. Les micro-fibrilles cellulosiques sont concentrées à l'intérieure de la fibre et englobées dans une matrice de lignine. L'hémicellulose joue un rôle de pontage entre les deux précédents polymères.

Tableau 1.1 Composition de la biomasse lignocellulosique [9]

Biomasse	Cellulose	Hémicellulose	Lignine
bois dur	40 - 55 %	24 - 40 %	18 - 25 %
Bois tendre	45 - 50 %	25 - 35 %	25 - 35 %
pailles	30 - 43 %	22 - 35 %	15 - 23 %
Herbes	25 - 40 %	35 - 50 %	10 - 30 %

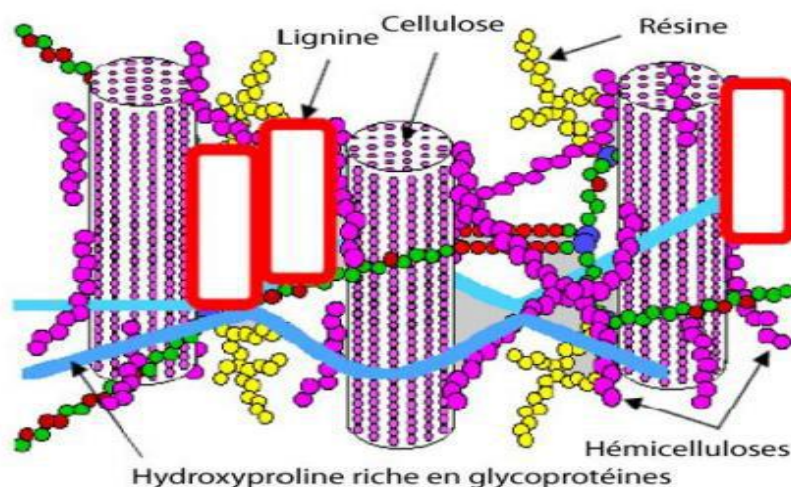


Figure 1.1 Structure macromoléculaire du bois[8]

1.4.1 Composition

La cellulose : c'est le polymère naturel le plus abondant dans la paroi végétale, il est le responsable de 40 % de la photosynthèse, ce polymère est composé de glucose dont le motif à répétition est le cellobiose de formule $(C_6H_{10}O_5)_n$.

L'hémicellulose : c'est un bio polymère de la famille des glucides, constitutif de la paroi végétale, les hémicelluloses sont moins bien définies dans la littérature, leurs structure permet d'assurer la liaison entre la cellulose et la lignine, mais aussi avec d'autres composés matriciels.

La lignine : c'est un bio polymère de la famille des macromolécules, polymère poly-phénoliques et un des principaux composants du bois avec la cellulose et l'hémicellulose. La lignine est présente dans les plantes vasculaires, dans certaines algues. Sa fonction est d'apporter de la rigidité, une imperméabilité à l'eau et une grande résistance à la décomposition. Cette matière n'est pas biologiquement convertible en biocarburant, en revanche après décomposition elle constitue une source d'énergie dans les procédés de conversion.

1.4.2 Les propriétés de la biomasse

Nous présentons ci-dessous les principales caractéristiques et propriétés de la biomasse lignocellulosique et qui sont : Les analyses élémentaire et immédiate de la biomasse ; la teneur en humidité, le pouvoir calorifique et la masse volumique.

1.4.2.1 Les analyses immédiates et élémentaires de la biomasse

- **Analyse élémentaire de la biomasse** : la biomasse est une matière organique principalement constituée de polymères complexes de carbone (C), d'hydrogène (H), d'oxygène (O) et de matières minérales (MM), appelés cendres. Les proportions de C, H, et O varient d'un type de biomasse à l'autre mais restent relativement semblables. Le tableau 1.2 présente la composition de quelques biomasses végétales dont la formule chimique générale est donnée par : $C_xH_yO_z$ (les coefficients x, y et z sont calculés pour chaque biomasse) [10, 11].

Tableau 1.2 Composition élémentaire des différents types de biomasse[11]

Biomasse	Analyse (%)				PCS ^a MJ/kg	Densité kg/m ³	X ^b	Y ^b	Z ^b	Conversion du carbone
	C	H	N	O						
Bagasse	43,8	5,8	0,4	47,1	16,29	111	3,65	5,8	2,94	81
Fibre de noix de coco	47,6	5,7	0,2	45,6	14,67	151	3,97	5,7	2,85	72
Coquille de noix de coco	50,2	5,7	0,0	43,4	20,50	661	4,18	5,7	2,71	65
Moelle de fibre	44,0	4,7	0,7	43,4	18,07	94	3,67	4,7	2,71	74
Epi de maïs	47,6	5,0	0,0	44,6	15,65	188	3,97	5,0	2,79	70
genièvre de coton	42,7	6,0	0,1	49,5	17,48	109	3,56	6,0	3,10	87
Coquille de noix de terre	48,3	5,7	0,8	39,4	18,65	299	4,03	5,7	2,46	61,2
Cosses de riz	38,9	5,1	0,6	32	15,29	617	3,24	5,1	2	62
La paille de riz	36,9	5	0,4	37,9	16,78	259	3,08	5	2,37	82,4
Bois Subabul	48,2	5,9	0	45,1	19,78	259	4,02	5,9	2,82	70,2
La paille de blé	44,6	5,9	0	45,1	19,78	259	4,02	5,9	2,82	70,2
Moyenne	44,6	5,5	0,3	41,8	17,32	253,84	3,72	5,4 9	2,61	70,89

PCS^a : Pouvoir Calorifique Supérieur.

b : Coefficient de la formule de la biomasse (C_xH_yO_z).

Le pourcentage et la nature des matières minérales peuvent varier dans de grandes proportions selon la nature de la biomasse et il est généralement faible pour le bois (regroupés en familles de résineux et feuillus). La teneur massique en cendres est de l'ordre de 1-2 %, pour de variétés comme le chêne ou le hêtre (ECN, 2014). Les principaux éléments présents dans la matière minérale des biomasses sont : l'azote (N), le soufre (S), le chlore (Cl), le silicium (Si), le potassium (K), le calcium (Ca), le phosphore (P) ou encore le magnésium (Mg).

▪ Analyse immédiate de la biomasse

L'analyse immédiate de la biomasse permet de déterminer les pourcentages de matière minérale, de matières volatiles (MV) et de char (carbone fixe CF) présents dans cette biomasse. Ils sont parfois très différents d'un composé à un autre. La figure 1.2 donne la composition de la biomasse.

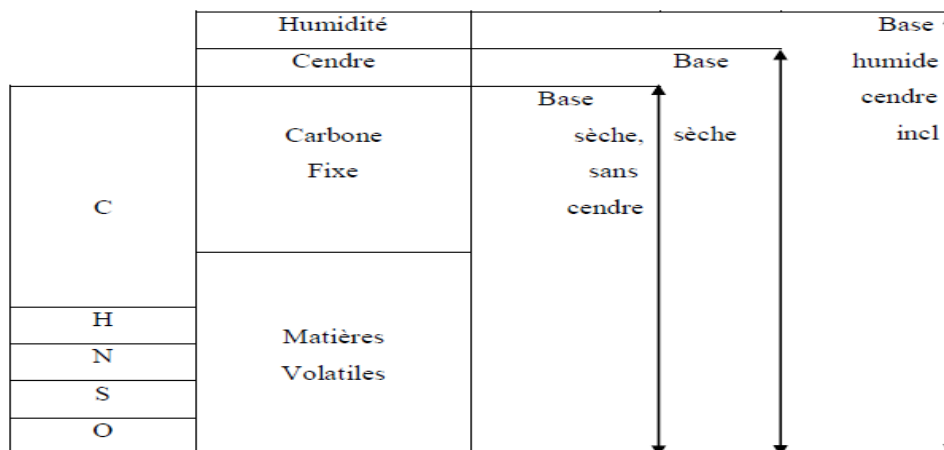


Figure 1.2 Composition de la biomasse[12]

La matière volatile est la partie dégagée par un matériau sous forme de gaz ou de vapeur et le carbone fixe est la masse restante après la libération des substances volatiles (excluant l'humidité et les cendres). La teneur des matières volatiles dans la biomasse est typiquement plus élevée (jusqu'à 80%) que dans le charbon fossile à une plus faible teneur en matières volatiles.

- **Teneur en humidité:** la biomasse est caractérisée par une teneur en eau, ou humidité, importante et extrêmement variable dans le temps. Elle s'exprime en pourcentage du poids du matériau qui peut être calculé sur une base humide, sur une base sèche, et sur une base sèche et sans cendres. La teneur en humidité affecte la qualité de la biomasse comme combustible. Le bois naturel contient une quantité importante d'eau. Lorsqu'il est juste coupé, il peut contenir jusqu'à 60 % d'eau sur masse brute (humidité base humide), soit 150 % sur masse anhydre (humidité base sèche) [13]. Cette teneur peut être abaissée jusqu'à 15-20% sur masse brute, soit environ 18-25% sur masse anhydre, simplement par séchage naturel, c'est-à-dire en la laissant sur le sol pendant un certain temps.

- **Le pouvoir calorifique** Le pouvoir calorifique est défini comme l'énergie mesuré lors la combustion de 1 kg de biomasse dans une bombe calorimétrique, cette propriété influence directement les rendements des procédés de valorisation thermochimiques (combustion, gazéification...etc.). On distingue alors 2 types de pouvoir calorifique :
 - Pouvoir calorifique supérieur (PCS) : c'est une valeur obtenue en tenant compte l'énergie de condensation de la vapeur d'eau dans les gaz brulés. En pratique, il est difficile de récupérer cette chaleur latente c'est pourquoi cette mesure est très optimiste.
 - Pouvoir calorifique inférieur (PCI) : mesure l'énergie obtenue lors de la combustion en excluant la chaleur latente de condensation de la vapeur d'eau. Une autre méthode moins utilisée consiste à mesurer le pouvoir calorifique du combustible en éliminant la quantité d'eau contenue dans le combustible.

1.5 Gisement de biomasse

La biomasse énergie ou bioénergie est utilisée depuis la préhistoire (maitrise du feu), elle reste à ce jour la première source d'énergie renouvelable utilisée dans le monde, pour la cuisson et le chauffage[14]. Selon L'IEA [15], la biomasse fournissait 1327 Mtep d'énergie, soit 9.3 % de l'énergie primaire consommé dans le monde, 518,5 TWh d'électricité, soit 1,9 % de la production mondiale d'électricité. Le potentiel en biomasse est très prometteur en Algérie. Dans leur investigation Saiah et Stambouli [16] ont estimé à 3.8 Mtep/an le gisement provenant des forêts et 1.33 Mtep/an celui provenant des déchets urbain et agricoles. Cependant, ces gisements sont quasiment inexploités à ce jour.

1.5.1 Déchets ménagers et assimilés

Parmi les déchets solides générés en Algérie, les déchets ménagers et assimilés (DMA) représente la fraction la plus important. Selon l'agence nationale des déchets (AND)[17], 11 Mt de déchets ont été générés en 2014, ce qui représente une moyenne de 0,8kg/habitant/jour. La valorisation de ce type de déchet est très minime ou parfois inexistante. Comme souligné dans le tableau 1.3, la partie recyclée constitue 10 % de la masse totale et le compostage ne représente que 1%. La majeure partie de la masse restante est partagée entre les déversements en décharge (46%) et l'enfouissement technique (36 %). La

caractérisation de ces déchets effectuée par l'AND en 2014 a montré que plus 54% de ces déchets sont des matières putrescibles et près de 10% sont constitués de papier et carton [17]. En considérant cette caractérisation, la masse valorisable qui pourrait être convertie en bioénergie sera de 7.1 Mt.

Tableau 1.3 Caractérisation des déchets ménagers et assimilés[18]

DMA	Valeur	Unité
Génération annuelle	11	Mt
Moyenne journalière	0,8	kg/jour/ habitant
Croissance annuelle	3	%
Déchets médicaux	40	kt/an
Déchets dangereux	330	kt/an
Taux de couverture de collecte selon la zone	en zone rurale : 65 à 70 en zone urbaine : 85 à 90	% %
Types de traitement (%)	Déversement en décharges 46 Enfouissement (CET) 36 Recyclage 10 Compostage 1 Autres 7	% % % % %

1.5.2 Les boues d'épuration issues du traitement des eaux usées

La boue d'épuration est un substrat organique humide avec une fraction importante de matière solide volatile, elle est généralement décantée dans des cuves primaires et secondaires installées dans des stations de traitement des eaux usées. Ces boues actives sont ensuite stabilisées par digestion anaérobie. Une valorisation in-situ de ces boues est possible pour la génération d'énergie électrique et de chaleur. Sa combustion est également possible après séchage car elle contient un pouvoir calorifique valorisable (4000 -5000 kcal/kg). Akbi et al. [19] ont estimé à 250000 t la masse des boues produites annuellement en Algérie dont 62500 t de matière sèches ce qui équivaut à un potentiel en production méthane de 13,75 million de m³/an.

1.5.3 L'industrie oléicole

Dans le cadre de ce travail l'accent est mis sur la valorisation thermochimique des résidus solides d'olive issus du processus d'extraction d'huile d'olive. Ce procédé débute par la collecte annuelle des olives dans les champs, cette opération s'accompagne par une taille des arbres générant ainsi des grandes quantités de feuilles et petites branches, moyennant 2.5-3 t/hectare [20]. Durant le procédé de trituration, le pré nettoyage des olives génère des déchets composés essentiellement de petites branches et de feuilles, il est estimé que leur masse représente 10 % du poids des olives [21]. En plus de l'huile extraite, la composition des sous-produits dépend essentiellement du type de procédé. En Algérie, deux procédés sont employés ; le pressage traditionnel et la centrifugation, la technologie la plus répandue est la centrifugation triphasique générant 3 produits ; l'huile, les margines, et le grignon. Le bilan de matière dans un moulin à procédé triphasique est schématisé dans la figure 1.3.

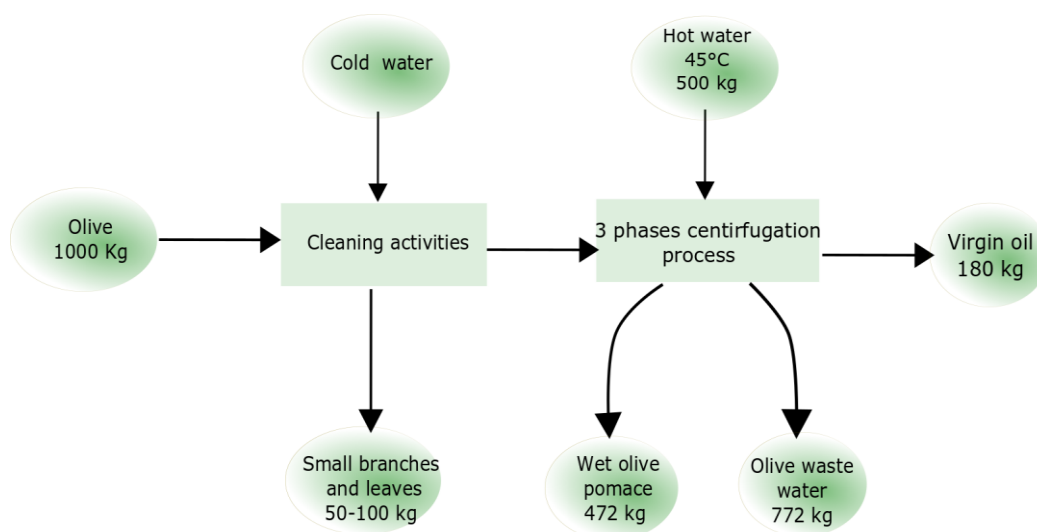


Figure 1.3 sous-produits d'un moulin d'olive à procédé triphasique

La filière oléicole a connu un développement important ces dernières années en Algérie. Avec une production de 63000 t en 2017, L'Algérie occupe le 9^{ème} rang mondiale dans la production d'huile d'olive. Concentré principalement dans le nord, le pays dispose actuellement d'un parc oléicole de 432900 ha [3]. Selon les statistiques du ministère algérien de l'agriculture, la production d'olive a augmenté de 100 % durant la période 2010-2017 avec une moyenne de 552000 t/an contre 276000 t/an pendant la période 2000 - 2009 [4]. Par conséquent, se sont près de 271000 t de grignon d'olive générés annuellement par l'industrie oléicole et environ

1 Million de tonne de feuilles et petites branches produit durant la taille annuelle des oliviers. Caractérisés par un fort pouvoir calorifique variant de 16 MJ/kg à 19MJ/kg [5], ces déchets solides se prêtent bien pour une valorisation thermochimique.

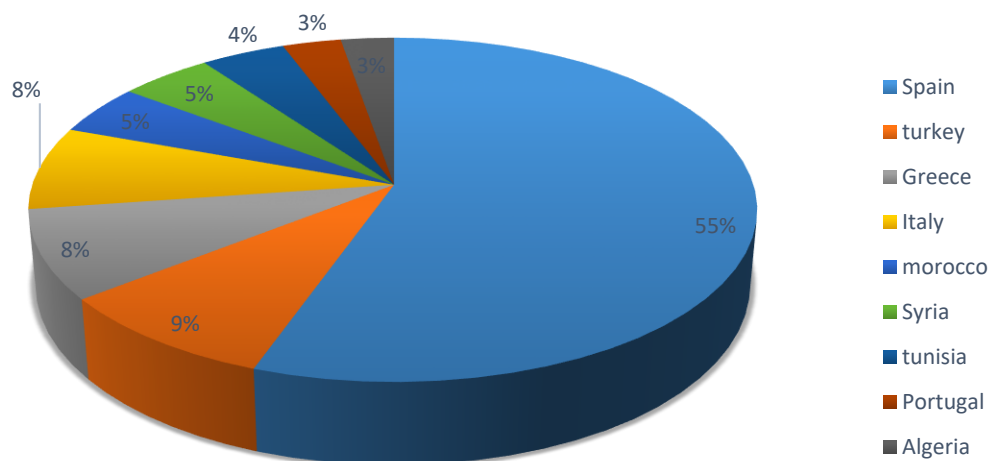


Figure 1.4 Pays leaders dans la production d'huile d'olive.

1.5.4 Secteur agricole et agroalimentaire

Les fermes agricoles génèrent souvent des quantités importantes de déchets organiques animaux et végétaux, cette biomasse permet une conversion in situ pour fournir l'énergie électrique et thermique pour ces exploitations. En effet, les effluents d'élevage sont à l'origine des premières installations de biogaz dans les exploitations agricoles. Mélangés avec des déchets végétaux, ces déchets peuvent fournir en plus du biogaz, un très bon bio engrais pour les activités agricoles. Considérons l'exemple des déchets issus de l'aviculture, qui génère annuellement 1,314,000 t/an de fumier liquide et 125, 000 t de fumier solide [19]. D'autres activités, comme l'industrie de la viande et l'industrie du fromage sont des sources potentiellement intéressantes de biomasse qui peuvent participer au secteur de la bioénergie. Pour conclure cette section, le potentiel en biomasse des différentes sources citées précédemment est résumé dans le tableau 1.4.

Tableau 1.4 Potentiel en biomasse issue des différentes sources en Algérie

Source de biomasse	Potentiel	Unité
DMA total	Total 11000	Kt/an
	Valorisable 7100	Kt /an
Boues d'épuration	13,75	M m ³ /an
Grignon d'olive	271	Kt/an
Branches d'olivier	1000	Kt/an
Aviculture	Déchets liquide 1314	Kt/an
	Déchets solides 125	Kt/an

1.6 Les différents voies de valorisation énergétique

Il existe plusieurs possibilités pour convertir la biomasse en vecteurs d'énergie (gaz de synthèse, biocarburant, électricité) ou en chaleur. Selon la nature de la biomasse et le besoin finale, on distingue 3 voies de valorisation énergétique.

La voie biologique (voie humide) : destinée principalement pour la biomasse fermentescible. La biomasse riche en substances glucidiques (betterave, canne à sucre, céréales, etc.) est facilement hydrolysable et se prête mieux à la fermentation alcoolique, tandis que les boues organique (boues de STEP) sont valorisées par procédé de fermentation anaérobie.

La voie oléagineuse : la biomasse oléagineuse issue des plantes riches en lipides (Soja, colza, palmier à huile, etc.) subit des procédés d'extraction pour la production des huiles qui sont converties en biocarburant (biodiesel) par estérification ou transestérification.

La voie sèche : la biomasse lignocellulosique, peu hydrolysable, est valorisée par des procédés thermochimiques tels que la pyrolyse, la combustion ou la gazéification. Il est important de souligner que la biomasse oléagineuse peut aussi être valorisée par conversion thermochimique (voie sèche) ou par voie humide. La figure 1.5 résume les voies de valorisation énergétique de la biomasse.

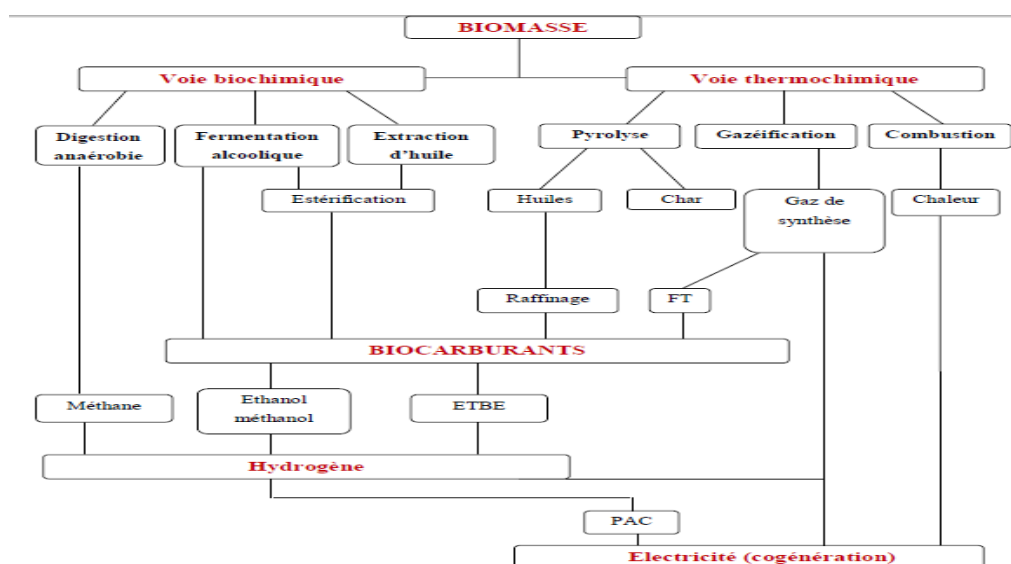


Figure 1.5 voies de valorisation énergétique de la biomasse [8]

1.6.1 La voie humide (biologique)

1.6.1.1 La méthanisation

La méthanisation ou digestion anaérobie est la production du méthane à partir de la dégradation de la matière organique animale ou végétale dans un milieu anaérobie (absence d'oxygène). Ce processus naturel biologique est le résultat de l'activité microbienne. Le biogaz produit contient du méthane (CH_4 , 45 à 55%) et du dioxyde du carbone (CO_2 , 35 à 45%). Il peut être utilisé à l'état brut dans la cogénération, ou être épuré pour devenir du bio méthane en remplacement au gaz naturel.

1.6.1.2 L'éthanol et la filière ETBE (éther éthyle tertio butyle)

La production du bioéthanol provient principalement de la fermentation alcoolique des plantes sucrières comme la betterave et la canne à sucre, ou des céréales comme le maïs et le blé. L'éthanol est ajouté aux essences avec une proportion allant jusqu'à 5 % dans les moteurs à allumage commandé formant un carburant appelé E05. Le carburant le plus utilisé reste l'E85 qui contient 85 % d'éthanol, qui nécessite cependant une modification du moteur [22]. A l'issue d'une réaction d'éthérification avec L'isobutane, l'éthanol est transformé en ETBE. Contrairement au méthanol il n'absorbe pas l'humidité de l'air et ne favorise pas l'évaporation des carburants, ce biocarburant peut être incorporé avec l'essence avec une proportion de 22%. Les étapes de production d'éthanol et ETBE sont représentées dans la figure 1.6.

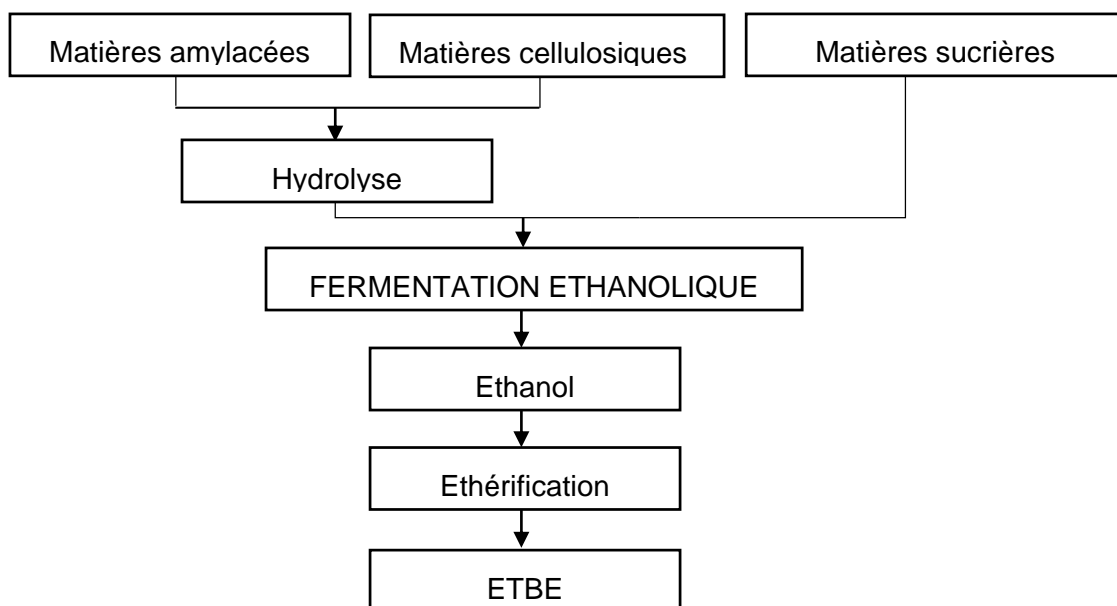


Figure 1.6 Etapes de production d'éthanol et ETBE [22]

1.6.2 La voie oléagineuse

Les huiles végétales issues des plantes oléagineuses sont transformées en biodiesel par Trans-estérification, il s'agit d'un procédé dans lequel les huiles extraites des graines (colza, tourne sol) sont mélangés avec un alcool pour former un autre ester à l'aide d'un catalyseur. Le carburant le plus répandue et le EMHV (ester méthylique d'huile végétale) de formule $\text{CH}_3\text{OC}_4\text{H}_9$, il provient de la Trans-estérification de l'huile de colza par le méthanol. Ce biocarburant est ajouté au diesel avec une fraction allant jusqu'à 5% [22].

1.6.3 La voie sèche (thermochimique)

1.6.3.1 La pyrolyse

La pyrolyse est la première étape de la combustion et de la gazéification, elle constitue aussi un procédé à part entière. C'est la conversion de la biomasse sous l'effet de la chaleur et sous atmosphère inerte (sans présence d'oxydant) en un gaz incondensable (CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , etc.), en hydrocarbures aromatiques condensables (goudrons) ; et en charbon. Le procédé se déroule généralement dans un intervalle de température de 350°C à 800°C [6]. Il existe trois types pyrolyse : la pyrolyse lente, la pyrolyse rapide et la pyrolyse flash. Le gradient de température et le temps de séjour définissent la nature des produits obtenus. On utilise La pyrolyse lente (plusieurs heures à plusieurs jours) à température modérée de 400°C pour la production du charbon. Tandis que la pyrolyse flash caractérisée

par des gradients de températures très élevés avoisinant les 1000 K/S est utilisée pour la production des huiles pyrolytiques qui peuvent servir de carburants.

1.6.3.2 La combustion

La combustion est l'un des procédés les plus anciens et les plus simples pour la production d'énergie, il s'agit d'un processus dans lequel se déroule une oxydation complète des gaz et du charbon formé lors de l'étape de pyrolyse. La combustion du bois par exemple se produit à la fois en phase gazeuse (production de flamme) à une température de 800°C, et en surface du charbon de bois avec feu incandescent et des températures plus élevées variant de 1000 à 1800°C [23]. En pratique, elle consiste à brûler la biomasse conditionnée en plaquettes, bûches ou en granulés pour le chauffage mais aussi pour la production d'électricité. La figure 1.7 présente un schéma simplifié du phénomène de combustion.

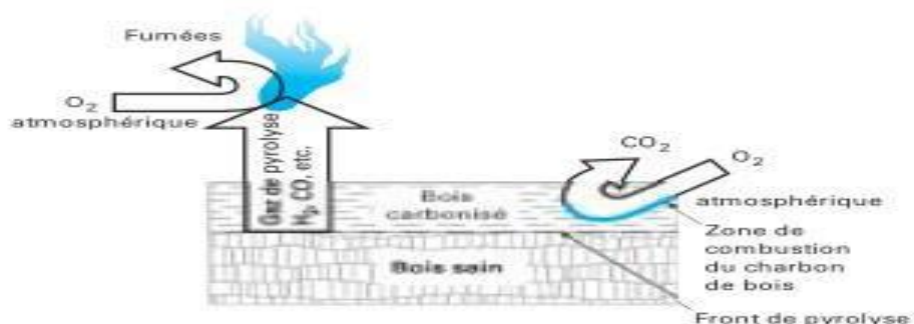


Figure 1.7 Schéma simplifié du phénomène de combustion[24]

Pour les puissances supérieures aux MWe, ce procédé est employé globalement pour la génération d'électricité à travers les cycles à vapeur et turbines à gaz. Récemment, La maturité de la technologie ORC (Organic Rankine Cycle) a rendu possible l'utilisation des sources basses températures (gaz d'échappement des MCI, eau chaude, etc.) pour la génération d'électricité de faible puissance (des dizaines voire des centaines de KWe). Les rendements de combustion sont très hétérogènes, ils varient de 10 % à 15% dans les cheminés domestiques à foyer ouvert et atteignent 90% dans les chaudières à granulés. En cogénération, les installations affichent des rendements de 80 à 95% dont 20 à 30 % pour l'électricité[7].

1.6.3.3 La gazéification

Dans son sens le plus large, la gazéification désigne la conversion d'un combustible carboné en un gaz valorisable riche en CO et H₂ à travers une

oxydation partiel à haute température (800- 1800 °C)[6]. Ce processus comprend une étape de pyrolyse dont laquelle des volatiles et du charbon sont produits. Dans une seconde phase dite gazéification ou réduction, ces produits sont convertis en un gaz combustible composé de CO, H₂, CH₄, H₂O, CO₂ et N₂ en présence d'un agent oxydant (O₂, air, H₂O, CO₂). Le gaz généré est appelé gaz de synthèse ou en anglais « syngas ». Les caractéristiques de ce gaz varient en fonction du type de la biomasse, des conditions opératoires et de l'agent d'oxydation. L'utilisation de l'air comme oxydant génère un gaz avec un pouvoir calorifique inférieur (PCI) de 4 à 6 MJ/Nm³ (le PCI du gaz naturel est de 40 MJ/Nm³), tandis que l'utilisation de l'oxygène permet d'avoir un gaz avec un PCI plus important (12-18 MJ/Nm³) [25].

En dépit de son faible pouvoir calorifique, le gaz de synthèse peut être valorisé dans différentes applications. L'utilisation la plus courante est son injection dans les moteurs à combustion interne (seul ou en dual fuel) pour des installations de cogénération, il est aussi valorisé dans les turbines à vapeur et turbine à gaz dans des cycles combinés, communément appelées Integrated Gasification Combined Cycle. (IGCC) Cependant, le faible rendement électrique de ces installations (10-20%) et le cout élevé d'investissement les rendent peut rentables, particulièrement pour installations de puissances moyennes < 10 MWe. Les piles à combustible SOFC (Solide oxid fuel cell) développées récemment pour fonctionner avec du gaz de synthèse ont montrés des rendements électriques très intéressants, estimés entre 40 à 45%[7] .

1.7 La technologie de gazéification

1.7.1 Bref historique

La gazéification tire ses origines de la révolution industrielle en royaume uni vers 1750-1800. Après la crise survenue dans les usines anglaises de métallurgie vers 1620-1720 causé par la pénurie du bois qui alimente ces dernières, les fours à coke font leur apparition pour fournir du charbon comme combustible à la place du charbon de bois. Vers la fin du 18eme siècle, le premier gaz de synthèse de l'histoire est produit à partir de la pyrolyse du charbon avec un pouvoir calorifique autour de 20 à 23 MJ/Nm³. Dans le siècle suivant la révolution industrielle, un autre procédé basé sur la réaction à l'eau est développé, dans lequel le charbon est converti en un gaz composé de CO et H₂ (au environ de 6 MJ/Nm³). Le gaz issu de ces 2 procédés servait initialement à l'éclairage et au chauffage domestique, puis a

servi dans l'industrie chimique. Ce n'est que vers 1920 que les premiers procédés industriels en mode continu font leur apparition. L'engouement vers cette technologie s'est vite arrêté après la 2^{ème} guerre mondiale au profit d'un pétrole abondant et bon marché. La gazéification, notamment de la biomasse a eu un regain d'intérêt à la fin du 20 siècle poussé par les contraintes énergétiques et climatiques.

1.7.2 Le principe de fonctionnement

La gazéification représente une conversion thermochimique d'un combustible carboné en un gaz combustible en présence d'un agent d'oxydation, elle se situe entre la pyrolyse (absence d'oxydant) et la combustion (présence en excès de l'oxydant). Le procédé se déroule dans un réacteur et se divise généralement en 4 étapes : séchage, pyrolyse, combustion et gazéification. La figure 1.8 présente les étapes du procédé de gazéification.

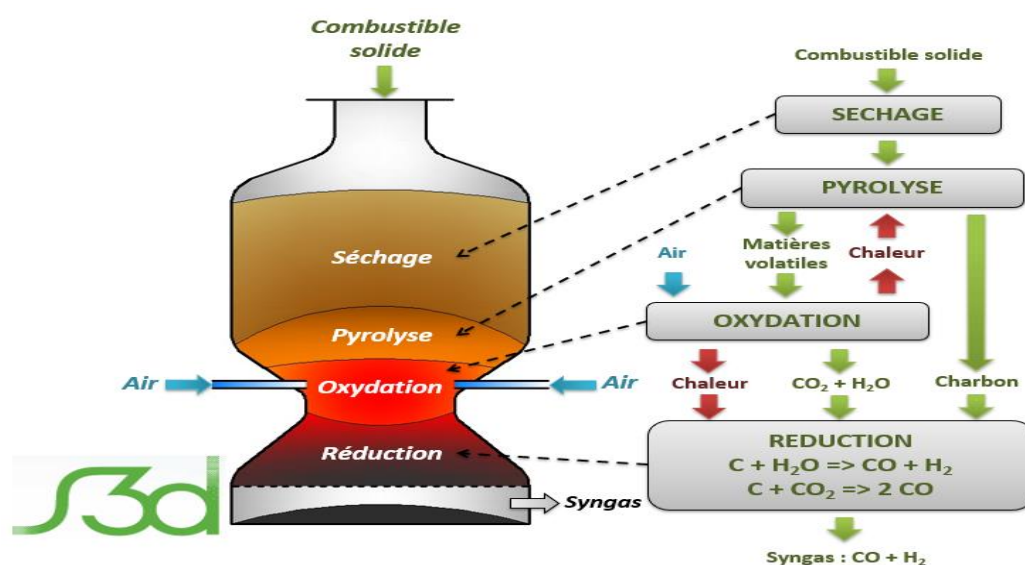


Figure 1.8 Mécanisme du procédé de gazéification [26]

Dans la phase de séchage, une partie de l'eau contenue dans la biomasse s'évapore sous l'effet de la chaleur à une température avoisinant les 100°C. Cette étape est cruciale pour le bon déroulement du processus. Une biomasse plus humide requiert plus de chaleur pour l'évaporation de l'eau et peut donc compromettre les autres étapes. En générale, l'humidité contenue dans la biomasse destinée pour la gazéification ne doit pas dépasser 25 % (base humide)[27].

Durant la phase de pyrolyse, une dégradation de la matière organique sous l'effet la chaleur provoque un dégagement gazeux à partir de 250 °C. Ces volatiles sont composés d'une fraction incondensable (CO , H_2 , CH_4 , H_2O , CO_2),

d'hydrocarbures lourds « goudrons » et une fraction solide constitué principalement de carbone fixe. Ce procédé est endothermique, il est nécessaire d'apporter de la chaleur au système soit par une source externe (chauffage indirect) ou en brûlant une partie de la biomasse. Les matières volatiles produites lors de la pyrolyse sont partiellement oxydées en présence d'un agent (l'air, O₂, etc.), cette combustion partielle crée une zone de haute température (> 1000°C), la chaleur dégagée permet d'entretenir les phases endothermiques de pyrolyse et de réduction d'une part, et le craquage des goudrons en composés plus légers d'autre part. Au-dessous de la zone de combustion se trouve la zone de réduction où un certain nombre de réactions chimiques homogènes et hétérogènes ont lieu à haute température (>800°C), le H₂O et le CO₂ réagissent avec le charbon formé lors de la phase de pyrolyse pour générer du CO et H₂. A l'issue de ces réactions, le charbon est consommé et un résidu solide dit « cendres » est formé, sa masse représente environ 1 à 5 % de la masse initiale du combustible. La composition typique d'un gaz de synthèse issu de la gazéification du bois sec est présentée dans le tableau 1.5 [28].

Tableau 1.5 Composition d'un syngaz issu de la gazéification de la biomasse

Composant	Symbole	Gaz (% vol)	Gaz sec (% vol)
Monoxyde de carbone	CO	21	22,1
Dioxyde de carbone	CO ₂	9,7	10,2
Hydrogène	H ₂	14,5	15,2
Eau	H ₂ O	4,8	-
Méthane	CH ₄	1,6	1,7
Azote	N ₂	48,4	50,8
Pouvoir calorifique supérieur du gaz		5,506 MJ/kg (bh)	5,8 MJ/kg (bs)
Air nécessaire pour la gazéification		2,38 (kg _{bois} /kg _{air})	
Air nécessaire pour la combustion du Syngaz		1,15 (kg _{bois} /kg _{air})	

1.7.3 Mécanismes générale de la gazéification

1.7.3.1 Séchage

Dans cette phase, l'eau contenue dans la biomasse s'évapore sans décomposition chimique de la matière, cette étape très endothermique se déroule à une température de 100 à 120°C. Une biomasse moins humide permet d'avoir

des températures plus élevées dans la phase de réduction, par conséquent une meilleure conversion du charbon en gaz de synthèse. Cependant, une biomasse sec n'est pas souhaitable dans le processus de gazéification, du moment que l'humidité augmente le rapport H/C dans le syngaz ce qui améliore son PCI. Pour une bonne gazéification, la teneur en humidité dans la biomasse ne doit pas dépasser 25% [29]. Plus la taille de la particule est petite, plus le temps nécessaire pour la conduction de chaleur puis la diffusion de l'humidité à l'intérieur de la particule est réduit. Dans les gazéificateurs à lit fluidisé ou lit entraîné, le phénomène de séchage est quasi instantané.

1.7.3.2 Pyrolyse

Par définition, la pyrolyse est la décomposition de la matière organique sous l'effet de la chaleur dans une atmosphère inerte qui se produit dans un intervalle de température de 350 à 800°C. Une fraction gazeuse est alors produite composée de gaz incondensables (CO, CO₂, H₂O, CH₄, etc.), des condensables appelés « goudrons » et une matrice solide composée essentiellement du carbone fixe. La répartition de ces fractions dépend principalement de la vitesse de chauffe, mais aussi de la température, du temps de séjours, de la granulométrie, etc. Si le temps nécessaire pour chauffer le combustible à la température de pyrolyse est beaucoup plus grand que le temps de réaction on parle de pyrolyse lente, autrement la pyrolyse est dite rapide [30].

La fraction charbon dans les produits de pyrolyse diminue avec l'augmentation de la température. En se référant au diagramme ternaire dans la figure 1.9, la biomasse solide a tendance à se déplacer dans le coin carbone où plus de charbon est produit dans le cas de la pyrolyse lente. Cependant, dans la pyrolyse rapide le processus vire dans l'axe C-H (à l'opposé du coin oxygène) où la formation de volatile domine.

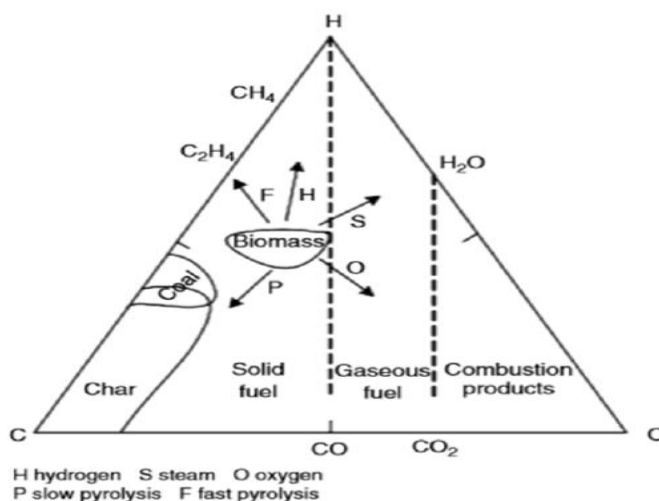


Figure 1.9 Diagramme C-H-O durant le procédé de gazéification [30]

Les mécanismes réactionnels mis en jeu lors de la pyrolyse sont très complexes où de multiples réactions sont en compétition, par conséquent on fait souvent appelle à des schémas simplifiés. La figure 1.10 présente un schéma réactionnel simplifié de la pyrolyse.

Les produits de la pyrolyse se divisent en 3 fractions :

- Des gaz incondensables (CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , etc.) issus de la première réaction k_1 .
- Une matrice solide composée principalement du carbone fixe et des minéraux résultants de la réaction k_3 .
- Des volatiles condensables composés des hydrocarbures lourds aqueux (benzène, toluène styrène) sont formés suite à la réaction k_2 . Après un craquage thermique partiel, ces derniers se décomposent en gaz permanents (réaction k_4), et en résidu solide par cokéfaction (réaction k_5).

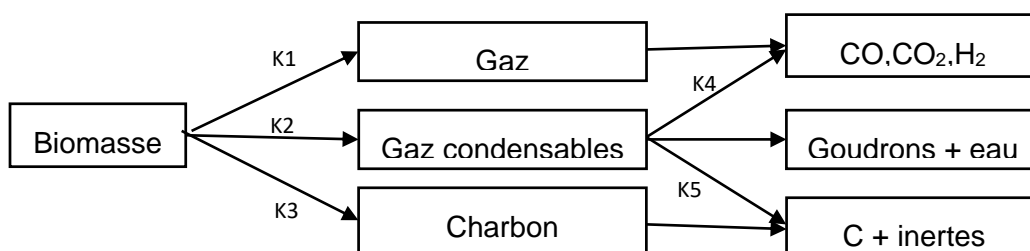
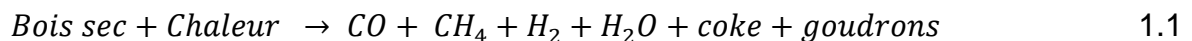


Figure 1.10 Schéma réactionnel de la pyrolyse de la biomasse

La pyrolyse du bois s'effectue en plusieurs phases suivant la montée de la température, jusqu'à 120 °C c'est l'évaporation de l'eau qui domine. De 120 °C à 250 °C, la décomposition du bois débute avec les premiers dégagements des volatiles engendrant une perte d'environ 10 % de sa masse, cette perte est due principalement à la dégradation de l'hémicellulose puis de la cellulose. Les produits formés sont l'acide acétique, le méthanol et l'acide formique. Vers 250 °C, les volatiles formés sont :

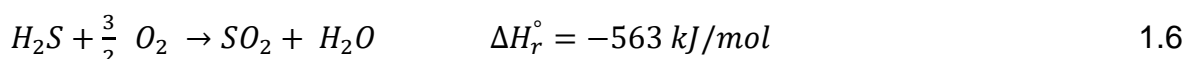
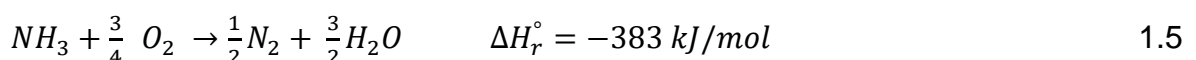
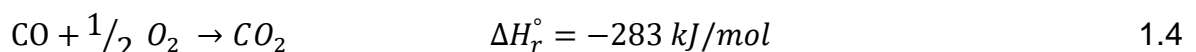
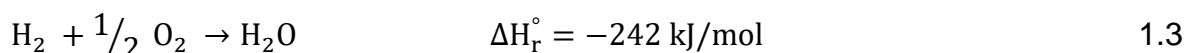
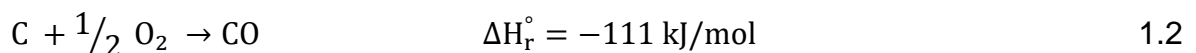
- Le CO, H₂, CH₄.
- Les condensables aromatiques (crésols, phénols) qui sont issus de la dégradation de la lignine. A partir de 320 °C le gaz produit devient inflammable, il y'a formation aussi du charbon du bois dont l'origine est la lignine.

La réaction 1.1 résume tout le processus de pyrolyse [7].



1.7.3.3 Combustion

L'air ou l'oxygène est introduit dans le réacteur pour créer une zone de combustion dite aussi « pyrolyse enflammée ». La température du charbon et des volatiles dans cette zone peut monter jusqu'à 1800°C, elle dépend principalement du transfert de masse et du rapport air/carburant. Une réaction hétérogène exothermique se produit entre le charbon et l'oxygène comme le montre l'équation 1.2. Une partie du CO, H₂, H₂S et NH₃ réagissent avec le reste de l'oxygène comme le montre les équations 1.3-1.6 [27]. Ces réactions exothermiques jouent un double rôle, à savoir l'apport d'énergie nécessaire aux 3 autres phases (séchage, pyrolyse et réduction) et la production d'agent gazéifiant (CO₂ et H₂O_{vap}) qui réagissent avec le carbone fixe pour former le syngaz.



Le choix de l'oxydant utilisé influence directement sur la qualité du gaz produit, il définit son pouvoir calorifique. Ce choix est aussi fondamental pour la conception des gazogènes.

Tableau 1.6 influence de l'oxydant sur le pouvoir calorifique du gaz

L'oxydant	Pouvoir calorifique du gaz (MJ NM ⁻³)	Commentaire
L'air	4-6	Procédé auto thermique
O ₂	12-18	Procédé auto thermique
H ₂ O	12-18	Endothermique

De par sa disponibilité et son utilisation facile, l'air est l'oxydant le plus utilisé dans la gazéification, notamment dans les gazogènes à lit fixe. La quantité d'air injecté détermine la température de gazéification et la composition du gaz produit, un paramètre important gouverne ce processus est le facteur d'air, il est défini comme le rapport entre la quantité d'air injecté et celle nécessaire pour une combustion stœchiométrique de la biomasse utilisée. Il est admis que pour une gazéification efficace le facteur d'air doit se situer dans l'intervalle [0.2 - 0.4][28], au-dessous de cet intervalle il y'aurait du charbon non converti. Des valeurs supérieures à 0,4 signifient que plus d'air est injecté dans la zone d'oxydation ce qui entraîne une dilution importante de l'azote dans le gaz et un pourcentage élevé de CO₂.

1.7.3.4 Craquage des goudrons

La formation de goudrons lors de la phase de pyrolyse est inévitable et leurs présences dans le gaz produits sont un handicap pour une utilisation dans les moteurs à gaz. Les goudrons formés lors de l'étape de pyrolyse sont un composé qui regroupe plus une centaine de molécules, il est admis que toutes ces molécules ont une masse molaire supérieure à celle du benzène, soit 78 g/mol. La formation des goudrons primaires commence simultanément avec le début de la pyrolyse et se termine peut avant cette dernière. La température modérée de pyrolyse (environ 600 °C) ne permet pas d'extraire tous les goudrons, en effet si le charbon produit est chauffé à des températures plus élevées il y'aura à nouveau formation de goudrons.

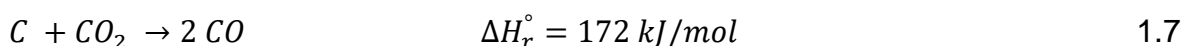
A des températures de gazéification élevées (> à 1000°C) les goudrons sont converties en volatiles incondensables par craquage thermique. La pyrolyse

catalytique de biomasse imprégnée de sels minéraux est une technique pour diminuer la formation de goudrons, il s'agit d'introduire des précurseurs de métaux dans la biomasse dès la phase de pyrolyse, permettant ainsi de catalyser le craquage de goudrons primaires. Une étude menée par le laboratoire commun 2EI/CERAD au Burkina Faso sur la pyrolyse à 700°C des échantillons bagasse de canne à sucre imprégné de sel métallique à base de Nickel a montré une diminution de la production totale des goudrons de 70 % et une amélioration considérable la production d'hydrogène de 160 % [31].

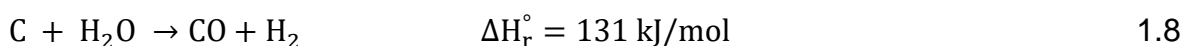
1.7.3.5 Gazéification (Réduction)

Du point de vue purement thermochimique, l'étape de gazéification consiste à transformer à haute température le charbon formé lors de la pyrolyse en gaz de synthèse sous l'action d'un réactif oxydant. Dans le cas idéal, tous les volatiles issus de la phase de pyrolyse sont convertis en dioxyde de carbone et vapeur d'eau, dans ce cas 2 réactions hétérogènes se produisent dans la zone de réduction:

- **Réaction de Boudouard**

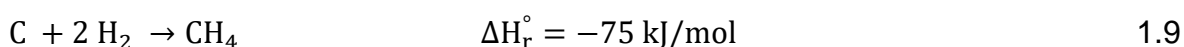


- **Réaction à l'eau (vapo-gazéification)**



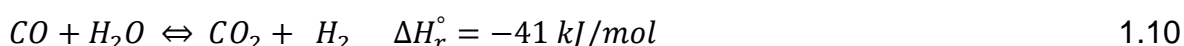
Or, en réalité les volatiles de la pyrolyse ne sont pas totalement oxydés, leur présence dans la zone de réduction augmente le nombre de réaction en compétition, parmi elle on compte une réaction hétérogène :

- **Réaction de Méthanisation**



Et 2 réactions homogènes entre les produits de gazéification :

- **Réaction du gaz à l'eau**

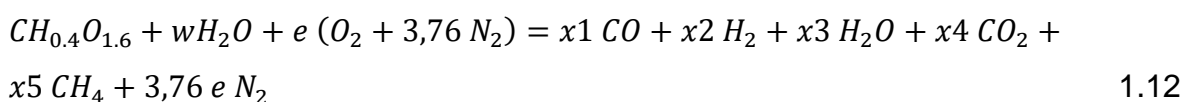


- **Réaction de vaporeformage du méthane**



Les réactions 1.7 et 1.8 sont favorisées à haute températures de gazéification (850°C-1000°C) et à pression atmosphérique (P=1 bar) tandis que la réaction de méthanisation 1.9 se produit à basse température (< 800 °C) et à haute pression (10-20 bar) et quasiment inexistante à la pression atmosphérique [22]. Cependant, l'équilibre thermodynamique n'est pas toujours atteint dans les réacteurs de gazéification ce qui explique la présence du méthane en faible quantité (< 3 %) dans le syngas [29]. Les réactions 1.10 et 1.11 sont considérées comme secondaires et se produisent entre les produits des réactions 1.7 - 1.9.

En résumé l'équation 1.12 décrit de manière globale la réaction de gazéification entre la biomasse de formule brute $C_xH_yO_z$ avec l'air chargé d'humidité comme oxydant et en considérant uniquement les principaux produits.



1.7.4 Les différents procédés de gazéification

Plusieurs critères entrent dans la classification des procédés de gazéification. Le choix du procédé est guidé par la nature du combustible et sa taille, la quantité disponible, l'utilisation finale du syngas, ou encore la maturité de la technologie utilisée. Selon la rapidité de la cinétique de réaction on distingue 2 types de procédés.

- Les procédés à lit fixe
- Les procédés à lit fluidisé

1.7.4.1 Les procédés de gazéification à lit fixe

Les procédés de gazéification à lit fixe sont constitués d'un lit dense de biomasse qui descend verticalement, ces types de procédés sont caractérisés par une construction simple et robuste. Selon le sens d'écoulement d'air par rapport au combustible, ces procédés peuvent être classés comme réacteur à co-courant, à contre-courant, ou encore à lit étagé. Les procédés à lit fixe sont généralement destinés pour les petites et moyennes puissances (inférieures au MWe). Par ailleurs, leur inconvénient réside dans leur maintenance complexe et coûteuse particulièrement pour les procédés contrecourant ou le gaz produit est chargé de goudron, d'où la nécessité d'avoir un système de nettoyage et de filtration.

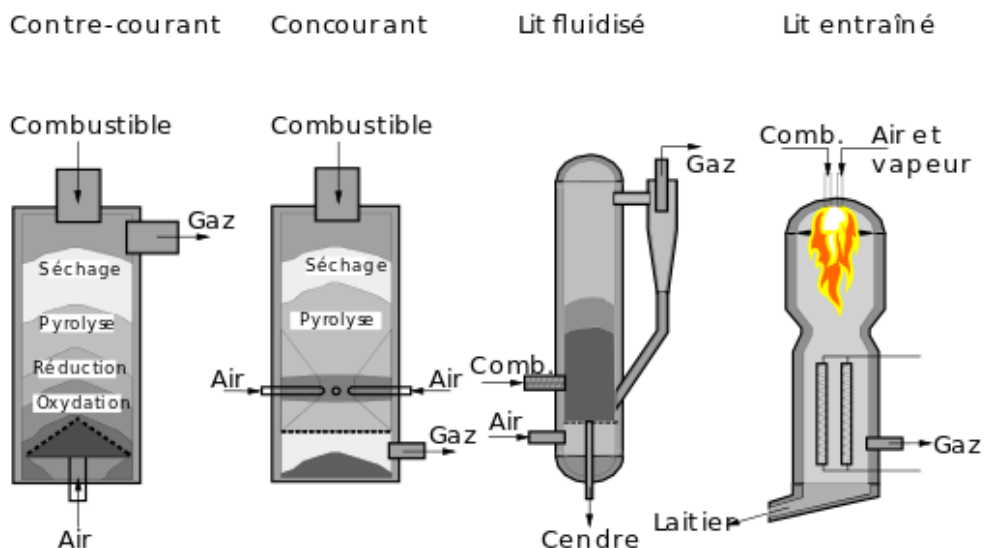


Figure 1.11 Procédés de gazéification à lit fixe.

Les procédés à co-courant « downdraft » Dans ce type de procédé la biomasse et l'air sont injectés en partie haute du réacteur. La zone d'injection d'air présente souvent une restriction pour créer une zone vide qui favorise l'oxydation des matières volatiles. Le gaz produit est relativement propre du fait que les goudrons formés sont craqués dans la zone de combustion. Cependant, cette technologie requiert un faible taux d'humidité dans la biomasse (généralement < 25 %). Avec un pourcentage de goudrons relativement faible dans le gaz, ce type de procédé est adapté pour la production d'électricité d'une manière décentralisé via des moteurs à combustion interne. Par ailleurs, les gazéificateurs à co-courant sont sensibles à la taille et à l'homogénéité de la biomasse.

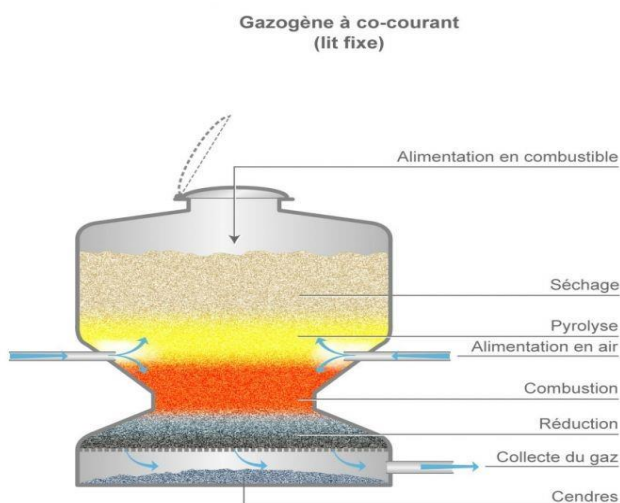


Figure 1.12 Réacteur de gazéification à co-courant [32].

Les procédés à contrecourant « Updraft » Dans les gazéificateurs à contrecourant, la biomasse est introduite en partie haute tandis que l'air est injecté par le bas. Les gaz produit traversent la zone de pyrolyse et se chargent en goudrons. En effet ceux-ci ne traversent pas de zone chaude avant d'être évacué, par conséquent, il n'y a pas de possibilité de craquage thermique. Ce procédé tolère des taux d'humidité relativement élevés dans le combustible. Cependant, la concentration élevée des goudrons dans les gaz produits rend ce procédé inadapté pour les moteurs à combustion interne.

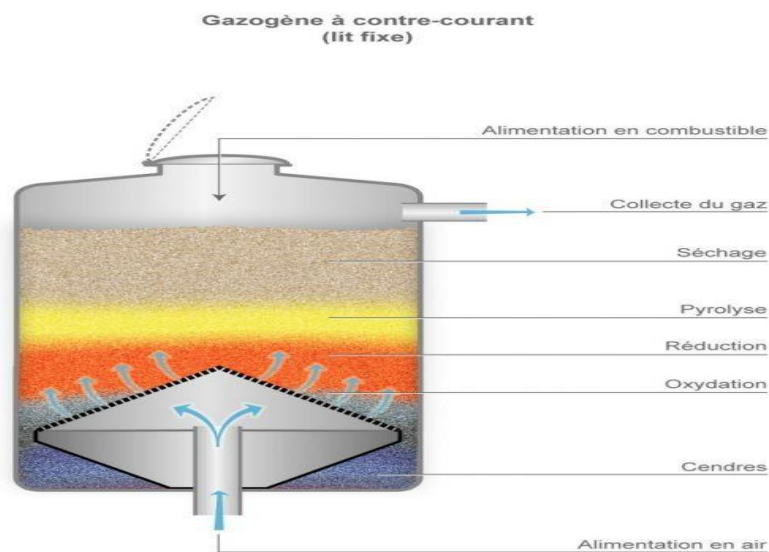


Figure 1.13 Réacteur de gazéification à contre-courant [32]

Les procédés à lit étagé Ce procédé est similaire à celui du type contrecourant, cependant les étapes de pyrolyse et de gazéification sont réalisées dans des réacteurs séparés. Le séchage et la pyrolyse de la biomasse sont réalisés dans le premier réacteur, puis les volatiles sont entraînés vers le second réacteur où un apport sous-stœchiométrique d'air est introduit et ces derniers sont partiellement oxydés. Le dioxyde de carbone et la vapeur d'eau réagissent avec le charbon de pyrolyse pour former le syngaz. Ce type de procédé à l'avantage d'avoir une conduite optimale des deux étapes, chaque réacteur peut être contrôlé séparément. Le gaz produit contient moins de goudrons (< 20 g/NM).

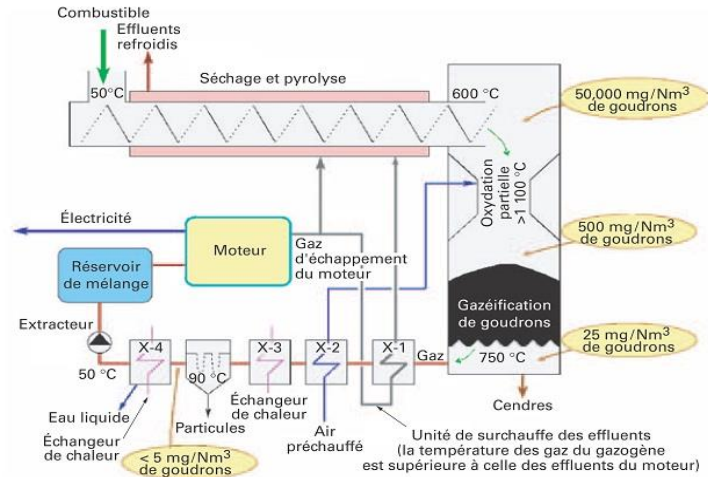


Figure 1.14 Procédé de gazéification à lit étagé [26]

1.7.4.2 Les procédés de gazéification à lit fluidisé

Dans de tels procédés la particule de biomasse en suspension dans le réacteur est poussée par l'air introduit à grande vitesse, favorisant ainsi les échanges thermiques et massiques. Les étapes de séchage, pyrolyse, oxydation et réduction se déroulent toutes dans un même réacteur. Les vitesses de réaction dans les lits fluidisés sont très importantes par rapport aux lits fixes, cependant la fluidisation n'est possible que pour des particules de petite taille (2 à 5 mm) et nécessite dans la plupart des cas un broyage avant son utilisation.

La difficulté de contrôle rend ces procédés peu adaptés pour les installations de petite puissance. Selon la vitesse de fluidisation dans le réacteur on distingue 3 types de procédés :

Procédé à Lit fluidisé dense : La biomasse repose sur une grille à travers laquelle traversent les gaz oxydants. La vitesse de fluidisation est juste assez élevée ($1 \text{ à } 2 \text{ m s}^{-1}$) pour permettre le brassage des particules sans les faire sortir hors du lit. Ce procédé est caractérisé d'une conduite optimale lorsque la biomasse est calibrée, cependant le contrôle du niveau du lit n'est pas souple lors de la variation de la charge.

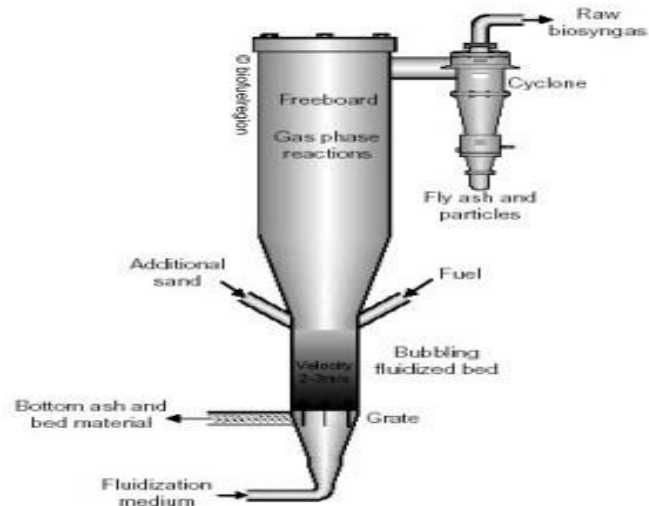


Figure 1.15 Procédé à lit fluidisé dense [33]

Procédé à lit fluidisé circulant: La vitesse de fluidisation est élevée (4 à 6 m s^{-1}) si bien qu'une partie des particules est entraîné hors du réacteur, un cyclone installé en aval permet de récupérer ces particules pour ensuite les réinjecter dans la zone de réaction. Ce procédé présente une tolérance par rapport à la granulométrie du combustible. Actuellement, la plupart des procédés à lit fluidisés en démonstration sont du type circulant.

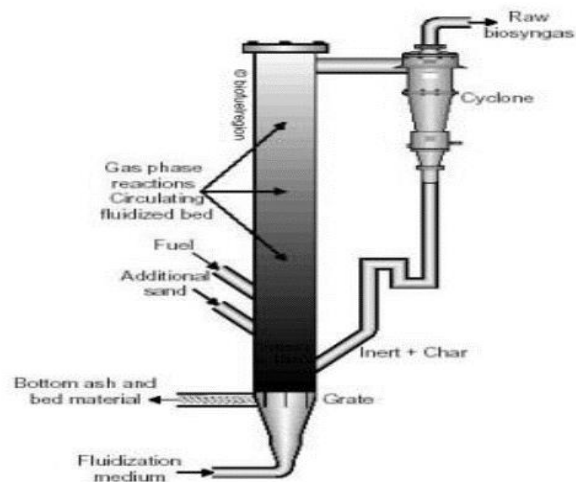


Figure 1.16 Procédé à lit fluidisé circulant [33]

Procédé à flux entraîné Dans ce type de réacteurs le combustible est pulvérisé avec l'agent d'oxydation, la vitesse de fluidisation est nettement supérieure à 6 m s^{-1} si bien que la vitesse des particules est proche de celle de l'oxydant. La gazéification se fait à très haute température 1200-1500°C et à une pression de 20 à 50 bars ce qui assure un craquage complet des goudrons générant ainsi un gaz très propre. La cinétique de réaction est très rapide et le temps de

séjour de la particule à l'intérieur du réacteur est de l'ordre de la seconde. Cependant la faible granulométrie du combustible requiert des moyens technologiques complexes et coûteux. Par ailleurs, le rendement de conversion élevé, la qualité du gaz produit et la forte puissance des installations (> à 20 MWe) en font un procédé adéquat pour la conversion à grande échelle du charbon.

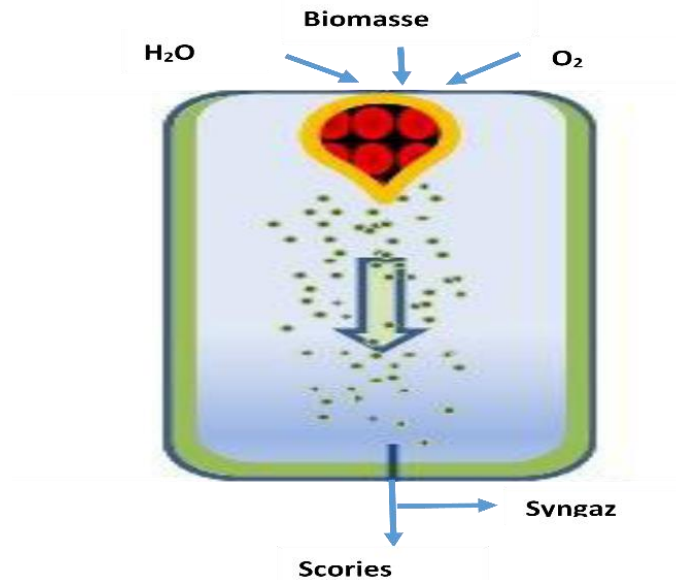


Figure 1.17 Procédé de gazéification à flux entraîné

1.7.5 Application de la gazéification pour la cogénération

La cogénération par gazéification désigne la production combinée de chaleur et d'électricité dans une centrale de gazéification alimentée par un gaz de synthèse issu généralement de la gazéification du charbon ou de la biomasse. La figure 1.17 décrit d'une manière synoptique les différents modules que contient une centrale de cogénération par gazéification. On distingue trois parties

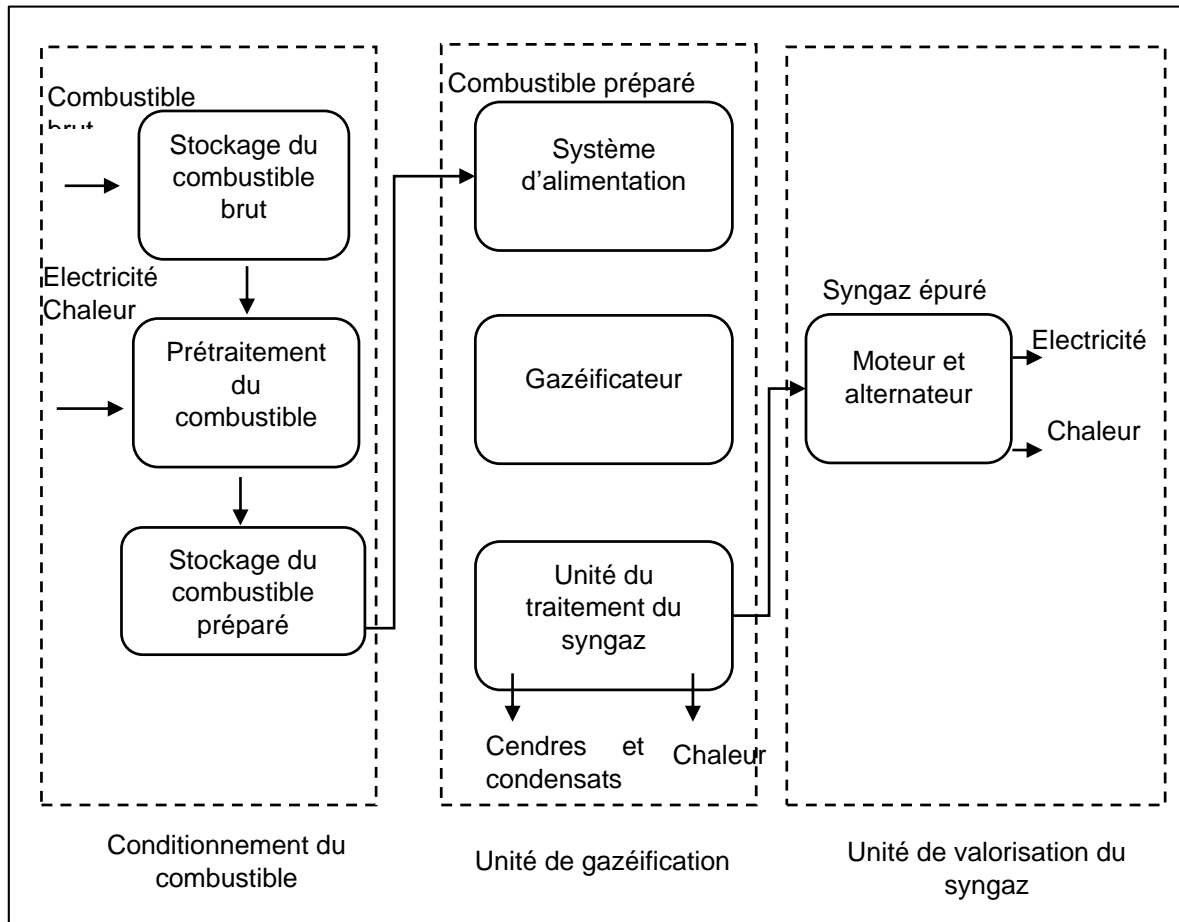


Figure 1.18 Schéma synoptique d'une centrale de cogénération par gazéification[7]

L'unité de conditionnement du combustible : cette unité permet d'apporter au combustible les caractéristiques demandées par la centrale de gazéification. Elle comprend, en plus des systèmes de stockage (silos, conteneur, hangar, etc.) et de convoyage (tapis roulants, vis sans fin, racleur, etc.), l'ensemble des éléments de conditionnement tels que des broyeurs, des mélangeurs, des systèmes de séchage, de granulation, etc. Un système de convoyage permet d'alimenter l'unité de gazéification depuis la zone de stockage du combustible.

L'unité de gazéification : elle est le cœur de l'installation. Elle permet de convertir l'énergie chimique de la biomasse en une énergie thermochimique contenue dans le gaz épuré, et donc exploitable dans un système de cogénération voir de tri-génération. Elle comprend un convoyeur de combustible, généralement automatisé, un réacteur de gazéification et une unité de refroidissement et de nettoyage du gaz. En sortie de cette unité, le gaz alimente le block de valorisation du gaz (MCI, turbine à gaz, etc.) pour produire l'électricité et la chaleur. On retrouve également un système de récupération des cendres et du charbon non convertie,

généralement situé dans la partie basse du réacteur. Les condensats, contenant une fraction d'eau et des goudrons produits, sont collectés dans le système de traitement du gaz.

L'unité de production d'électricité et de chaleur : dans cette unité, plusieurs solutions sont envisageables et dépendent surtout de la taille de l'installation et du type de l'unité de gazéification. Pour les grandes puissances (supérieur à 5 MW_e), les turbines à gaz et les turbines à vapeur sont les plus utilisées, séparément ou en cycle combiné, tandis que pour les petites et moyennes puissances (inférieur à 5 MW_e) .Les moteurs à gaz sont plus adaptés et plus simple à mettre en œuvre, et disposent d'une technologie fiable et maîtrisée

1.7.6 Etat de maturité des technologies

On assiste aujourd'hui à un regain d'intérêt pour la technologie de gazéification et son application pour la production combiné d'électricité et de chaleur. Les capacités développées varient entre les petites et moyennes puissances (0,3 - 3MWe), tandis que les fortes puissances peuvent aller au-delà de 100 MWe.

Actuellement les procédés à lit fixe contrecourant et fluidisé sont destinés principalement pour la production d'électricité de forte puissance à travers des cycles combinés (IGCC), des turbines à gaz, ...etc. Tandis que les technologies à lit fixe et à lit étagé sont adaptées pour la génération décentralisée d'électricité via des moteurs à gaz. La figure 1.19 présente le développement des différentes technologies selon la gamme de puissance. Le stade commercial signifie que les installations sont fournies avec une garantie sur les performances techniques, la durée de vie, la disponibilité. En revanche, dans le stade de démonstration avancé, les installations sont testées avec des résultats concluants mais la technologie manque de maturité pour donner toutes les garanties de commercialisation. Enfin, le stade de démonstration indique que le procédé est en phase de développement avec un retour sur expérience des premiers prototypes.

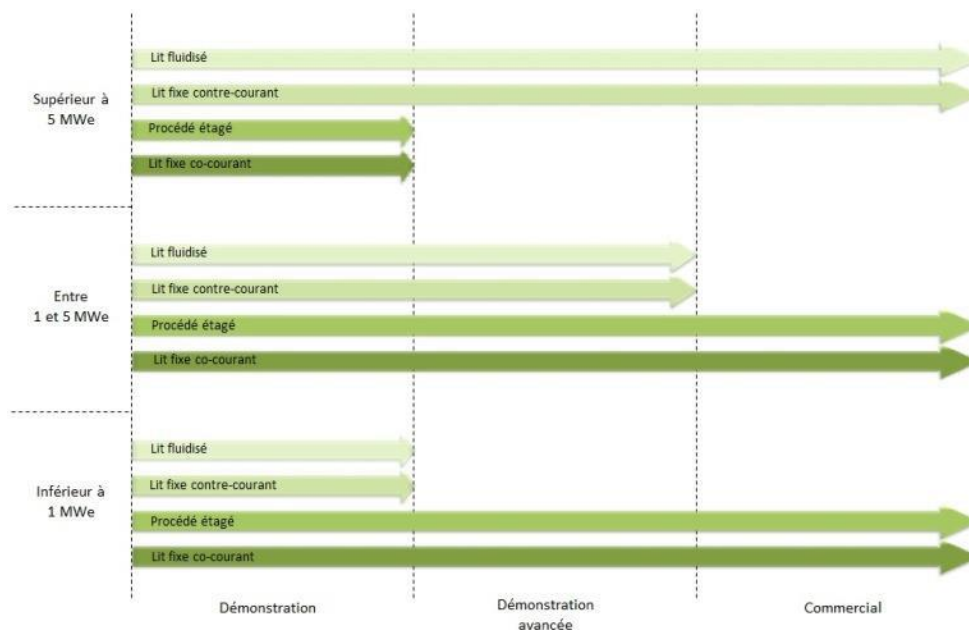


Figure 1.19 Etat de maturité des procédés de gazéification [7]

Dans un contexte d'élimination et de valorisation des déchets de biomasse, le développement des petites et moyennes installations représente un énorme potentiel pour la production décentralisée d'électricité et de chaleur, notamment lorsque ces unités utilisent une biomasse locale, permettant à la fois de limiter l'impact environnementale et de créer de nouvelles perspectives économiques basées sur le développement durable.

1.7.6.1 Exemples d'installations développées

Des exemples de centrales de cogénération de démonstration fonctionnant avec la gazéification de la biomasse sont présentés ci-dessous en se référant aux informations citées dans [33, 34].

Centrale Gussing (Autriche)

La centrale de Gussing est un exemple d'installation réussie qui a cumulé un nombre important d'heures de fonctionnement (100000 h). Développée en 2000, l'installation utilise le procédé à lit fluidisé circulant à pression atmosphérique avec la vapeur d'eau comme oxydant. La biomasse composée de plaques forestières alimente la centrale avec une capacité de 2 t h¹. Possédant une puissance d'entrée de 8 MW, la centrale génère 2 MWe et 4.5 MWth permettant d'alimenter plus de 4000 habitants à Gussing en électricité et en chaleur. La centrale fut arrêtée en 2016 pour des raisons économiques.



Figure 1.20 Centrale de Cogénération de Gussing

Centrale Viking (Danemark)

La centrale de Viking est développée en 2002 par l'université Technique du Danemark (DTU), elle utilise le procédé à lit étagé avec un mode de chauffage indirect. La pyrolyse se déroule à $600\text{ }^{\circ}\text{C}$ dans un réacteur horizontal à vis, ensuite les produits sont gazéifiés dans un 2^{ème} réacteur à $1100\text{ }^{\circ}\text{C}$. L'installation a une puissance d'entrée de 70 kW (15 kg h^{-1}) alimenté par des plaquettes forestières avec une humidité allant jusqu'à 40% . Le taux de goudron dans le gaz après filtration est inférieur à 5 mg Nm^{-3} . Le procédé couplé avec un moteur à combustion Interne (MCI) génère une puissance de 20 KWe et 40 KWth , cette installation éprouvée cumule 3600 h de marche et est destinée pour les travaux de recherche.

Procédé Notar xylowatt (Belgique)

L'unité de cogénération baptisée Notar est développée par la société belge Xylowat, cette installation utilise le procédé à lit étagé avec un mode de chauffage direct. En effet, la pyrolyse s'effectue dans la partie supérieure du réacteur qui est séparée par une grille et la chaleur nécessaire pour cette phase est obtenue en brûlant une partie du combustible. L'oxydation des volatiles puis la réduction du charbon de pyrolyse se produit dans la partie basse du réacteur après introduction d'un débit d'air. La centrale fonctionne avec une variété de combustibles (bois et déchets agricoles) et une granulométrie de $5\text{ à }100\text{ mm}$, le gaz produit à partir du

bois contient un faible taux de goudron (50 mg Nm^{-3}) et son pouvoir calorifique est autour de 5.5 Mj Nm^{-3} . L'installation génère 300 Kwe et 600 KWth avec un rendement électrique de 25%.



Figure 1.21 Procédé de gazéification à lit étagée Nota
Centrale Syncraft werk CW 700 (Autriche)

En 2007 une équipe d'ingénieurs de la compagnie Syncraft a développé un gazéificateur à lit fixe flottant pour la cogénération alimenté par la biomasse solide. Ce type d'installation présente un rendement électrique de 30% et une conversion de 92 % du combustible. La centrale Syncraft werk CW 700 est construite en 2014 à Dornbirn (Autriche) et connecté la même année au réseau électrique. Couplé à un moteur à gaz agenitor 406, l'installation dispose d'une capacité d'entrée de 650 KW et génère une puissance électrique de 180 kW et une puissance thermique de 350 kW en utilisant les résidus du bois (plaques forestières, copeaux de bois) comme combustible, atteignant ainsi un rendement électrique de 40%.

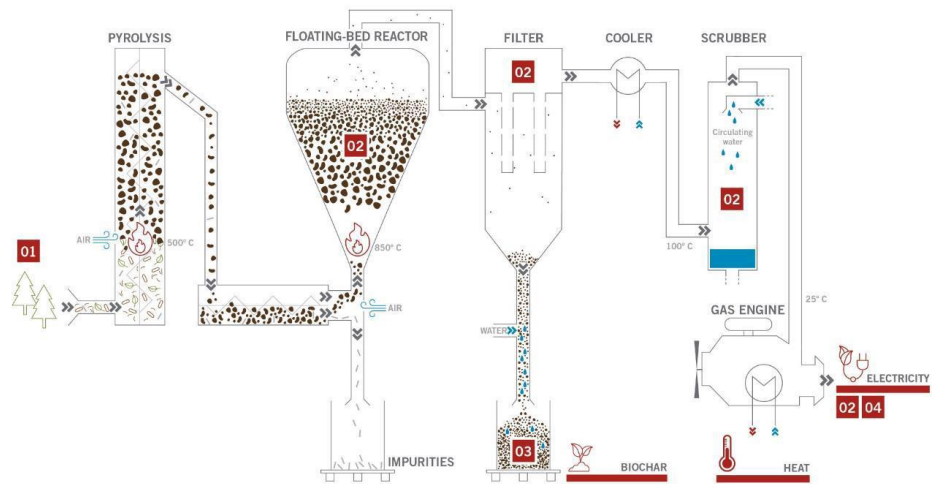


Figure 1.22 Procédé à lit étagé flottant développé par la compagnie Syncraf
Procédé Skyve (Danemark)

Ce projet au stade de démonstration a été achevé en 2008, la centrale utilise un gazogène à lit fluidisé dense pour la production du syngas à partir des résidus de bois. Le gaz produit est ensuite filtré par un procédé catalytique puis alimente trois moteurs pour la production conjointe d'électricité et de chaleur. L'installation dispose d'une puissance d'entrée de 20 MW (pellets de bois) pour la génération de 6 MWe et 11.5 MWth, la chaleur produite alimente le réseau de chauffage de la ville de Skive, tandis que la puissance électrique est injectée dans le réseau.



Figure 1.23 Centrale de cogénération de Skyve en Autriche

1.8 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons donné un aperçu sur le potentiel de la biomasse issu des différentes filières en Algérie, notamment la filière oléicole qui présente une biomasse à fort potentiel énergétique au regard du pouvoir calorifique de ses différents sous-produits. Par la suite, nous avons présenté d'une manière succincte les différents procédés de conversion de la biomasse en énergie, particulièrement la technologie de la gazéification. Les mécanismes de réactions de ce procédé ont été détaillés, ses différents types ont été présentés. À la fin de ce chapitre, nous avons abordé l'application de la technologie de gazéification pour la cogénération, en présentant les principales installations réalisées.

Nous retenons de cette étude :

- La biomasse issue de l'industrie oléicole représente une excellente opportunité pour une valorisation par gazéification du fait de son fort potentiel énergétique et sa disponibilité.
- Actuellement les procédés à lit fixe contrecourant et fluidisé sont destinés principalement pour la production d'électricité de forte puissance à travers des cycles combinés (CCGI), des turbines à gaz, etc. Tandis que les technologies à lit fixe et à lit étagé sont adaptées pour la génération décentralisée d'électricité via des moteurs à gaz.
- Quel que soit le procédé de gazéification utilisé, la valorisation du gaz de synthèse à travers les applications développées n'est pas envisageable sans la mise en œuvre de traitements souvent lourds pour réduire les taux de poussières, goudrons et composés alcalins, afin de préserver et d'optimiser le fonctionnement de l'installation.

CHAPITRE 2 SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE

2.1 Introduction

Après avoir abordé dans le premier chapitre la définition de la gazéification du point de vue technologique, ses différents procédés, ses mécanismes de réactions. Nous allons étudier dans ce chapitre la modélisation de la gazéification, et ses applications dans la cogénération et la tri-génération.

Dans la première partie de ce chapitre, nous aborderons les différentes approches de modélisation de la gazéification, nous exposerons les modèles existants, à commencer par les modèles basés sur l'équilibre thermodynamique en utilisant les constantes d'équilibre et la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. Puis, nous aborderons l'approche basée sur la cinétique des réactions dans les quatre phases qui composent la gazéification, et qui permet la prédiction du comportement intrinsèque du gazéificateur. Dans la deuxième partie de ce chapitre, les travaux pertinents en relation avec la modélisation de la gazéification et ses applications pour la cogénération et tri-génération seront présentés.

2.2 Modélisation de la gazéification

2.2.1 La modélisation basée sur l'équilibre thermodynamique

La modélisation thermodynamique de tout système, particulièrement la gazéification a la particularité d'être capable de décrire le processus et de prédire ses résultats sans tenir compte des détails du système dans lequel se déroule le processus, et avant même que la design et la réalisation du gazéificateur ne soit entreprise. Les principales lois régissant le processus de la gazéification sont la loi de conservation de masse, la première et la deuxième loi de la thermodynamique[30].

Les modèles basés sur l'équilibre thermodynamique sont les plus simples pour la modélisation du phénomène de gazéification. Cela consiste à considérer l'ensemble du gazéificateur comme un volume de contrôle unique dans lequel sont appliquées les équations de conservation de masse, d'énergie et d'équilibre thermodynamique afin de déterminer la composition du syngaz et la température de gazéification. Souvent, les phénomènes de séchage et de pyrolyse ne sont pas

modélisés et les équations d'oxydoréduction sont résolues à l'équilibre. De tels modèles sont bons comme une estimation rapide de la composition du produit d'un gazéificateur et conviennent lorsque les réactions sont raisonnablement rapides de sorte que le temps de séjour est adéquat pour supposer l'équilibre. Ces modèles sont également appelés modèles de réaction bien agités de gazéification.

Le modèle thermodynamique d'un système de gazéification nécessite comme entrée les éléments suivants [6]:

1. La composition élémentaire et l'analyse immédiate de la biomasse, et les chaleurs standards de formation des combustibles et leurs pouvoirs calorifiques supérieurs et inférieurs.
2. Les enthalpies et les entropies standards ainsi que la dépendance à la température de toutes les espèces des substances impliquées dans les divers phénomènes qui composent la gazéification.

Pour cela les équations suivantes doivent être élaborées :

- a) Le bilan élémentaire des espèces concernés (C,H,O,N,S), en considérons la conservation de masse des cendres. La cendre est traitée comme une seule substance et sa composition élémentaire n'est pas prise en compte.
- b) Le bilan énergétique en appliquant le premier principe de la thermodynamique aux divers processus, qui prend en compte les enthalpies de formation des produits et des réactifs avec l'ajout ou /et la suppression des chaleurs sensibles et latentes dans les différents processus.
- c) La définition des conditions d'équilibre soit sous forme de constantes d'équilibre des réactions constituantes, soit sous forme de fonctions de Gibbs des flux constituants qui seront minimisés pour que le processus atteigne l'équilibre.

En solvant le système d'équation obtenu, le modèle sera capable de prédire la composition du gaz de synthèse, son pouvoir calorifique, et le rapport oxydant/combustible. L'étude paramétrique permettra d'étudier l'influence des paramètres opératoires tels que la pression, la température de gazéification, et les caractéristiques du combustible sur la composition du gaz produit. Après définition des conditions optimales de marches, les différents rendements sont calculés.

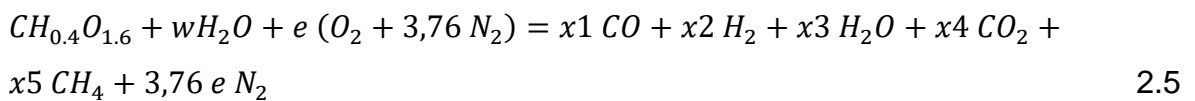
De nombreux modèles sont disponibles dans la littérature, le travail réalisé par Zainal et al. [35] illustre parfaitement la méthode décrite auparavant, où un modèle thermodynamique basée sur les constantes d'équilibre est développé pour simuler la gazéification du bois dans un gazéificateur à co-courant :

La composition chimique typique d'un bois basée sur un seul atome de carbone peut être écrite comme $CH_{0,44}O_{1,66}$ [28].

Dans ce modèle, toutes les réactions sont supposées être en équilibre thermodynamique, il est aussi admis que tous les produits issus de la pyrolyse sont brûlés et sont en équilibre au niveau de la zone de réduction, les principales réactions qui se produisent dans la zone de réduction présentées ci-dessous :



La réaction globale de gazéification peut s'écrire comme suit :



W désigne la quantité d'eau par kmole de biomasse, e indique la quantité d'humidité contenu dans le combustible, x_1, x_2, x_3, x_4 et x_5 les coefficients des produits de la réaction.

La constante d'équilibre pour la formation du CH_4 (réaction 2.3) et celle de la réaction 2.4 sont écrites, respectivement :

$$K1 = \frac{P_{CH_4}}{(P_{H_2})^2} = \frac{x_5}{(x_2)^2} \quad 2.6$$

$$K2 = \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}} = \frac{x_4 x_2}{x_1 x_3} \quad 2.7$$

En base humide, l'humidité contenue dans le combustible peut être écrite comme :

$$TH = \frac{\text{masse de l'eau}}{\text{masse humide du bois}} * 100 = \frac{18*w}{24+18 w} \quad 2.8$$

De l'équation 2.8, le coefficient w peut être écrit :

$$w = \frac{24 TH}{18(1-TH)} \quad 2.9$$

Après que le taux d'humidité du combustible est connu, le coefficient w sera calculé et deviendra une constante pour la suite des calculs. En se référant à la réaction globale de gazéification 2.7, on aura six inconnus : x_1, x_2, x_3, x_4, x_5 et e .

Bilan massique

Le bilan atomique écrit pour chaque élément qui compose la biomasse :

Bilan de carbone (C)

$$x_2 + x_3 + x_5 = 1 \quad 2.10$$

Bilan d'hydrogène (H)

$$2 x_1 + 2 x_4 + 4 x_5 = 1,44 + 2 w \quad 2.11$$

Bilan d'hydrogène (O)

$$x_2 + 2 x_3 + x_4 = 0,66 + 2 e + w \quad 2.12$$

Bilan énergétique

Avec l'hypothèse que la réaction de gazéification est adiabatique (pas de perte de chaleur), le bilan énergétique globale peut s'écrire :

$$dH_{bois} + w dH_{H_2O} + e dH_{O_2} + 3,76 e dH_{N_2} = x_1 dH_{CO} + x_2 dH_{H_2} + x_3 dH_{H_2O} + x_4 dH_{CO_2} + x_5 dH_{CH_4} + 3,76 e dH_{N_2} \quad 2.13$$

Avec dH est l'enthalpie totale des composés des réactions. Pour chaque gaz dH est calculé comme la somme de l'enthalpie de formation du produit et son enthalpie sensible :

$$dH = \Delta H_f^0 + c_{p_g} (T_{ga} - T_{env}) \quad 2.14$$

$$dH_{bois} = \Delta H_{f,bois}^0$$

$$dH_{H_2O} = \Delta H_f^0 + H_v$$

Il faut noter que dH est nulle pour les réactifs O_2, N_2 et le produit H_2 , vu que leurs enthalpies de formation sont nulles. Par conséquent, l'équation globale deviendra :

$$\Delta H_{f,bois}^0 + \Delta H_{f,H_2O}^0 + H_{v,H_2O} = x_1 \Delta H_{f,CO}^0 + x_3 \Delta H_{f,H_2O}^0 + x_4 \Delta H_{f,CO_2}^0 + x_5 \Delta H_{f,CH_4}^0 + (x_1 c_{p_{CO}} + x_2 c_{p_{H_2}} + x_3 c_{p_{H_2O}} + x_4 c_{p_{CO_2}} + x_5 c_{p_{CH_4}} + 3,76 e c_{p_{N_2}}) (T_{ga} - T_{env}) \quad 2.15$$

Les équations 2.6, 2.7, 2.10 - 2.13 et l'équation 2.15 forment un ensemble de six équations à six inconnus, donc le système est solvable.

La chaleur de formation d'une mole de n'importe quel type de biomasse peut être calculée selon [36] par la formule empirique suivante :

$$\Delta H_{f,biomasse}^0 = PCS = 0.2326 (146.58 C + 56,878 H - 51,53 O - 6,58 A + 29,45) \quad 2.16$$

Avec C, H, O et A les fractions massique respectivement du carbone, de l'hydrogène, de l'oxygène et des cendre dans une biomasse sèche.

Pour conclure, la constante d'équilibre K est fonction uniquement de la température, et peut être écrite comme suit :

$$-RT \ln K = \Delta G^0 \quad 2.17$$

Avec ΔG^0 est la fonction de formation standard de Gibbs, et R constante universelle des gaz parfait.

Dans les modèles d'équilibre thermodynamique, le temps de réaction est supposé suffisamment long pour que les réactions atteignent l'équilibre. OR, en réalité le temps de résidence des espèces n'est pas infiniment long, les prédictions obtenues par les modèles thermodynamique résultent généralement en un rendement maximal réalisable du syngas à partir du system réactif. Vu que ces modèles ne tiennent pas compte des détails du système de gazéification et du temps de résidence des espèces, leurs prévisions sont limitées dans leur applicabilité pratique[30].

2.2.2 Le modèle cinétique de la gazéification

Indépendamment du type de la technologie utilisée, Le processus de gazéification est similaire. La biomasse subit une série de conversion thermochimique : le séchage, la pyrolyse, la combustion et la réduction. Le principal objectif du processus de la gazéification est la conversion de l'énergie chimique contenue dans la biomasse en une énergie chimique dans le gaz produit. Comprendre le mécanisme de la cinétique dans le processus de gazéification est essentiel pour mieux exploiter les gazogènes et parvenir à une conversion d'énergie optimale [37].

Afin de tenir compte du temps fini disponible pour les réactions, un modèle cinétique est nécessaire, qui considère la progression d'une réaction telle qu'elle se produit dans le réacteur, en tenant compte de la géométrie et de l'écoulement du

fluide et donc du temps de séjour. L'approche exposée dans cette section consiste à modéliser chaque phase qui compose le processus de gazéification, à savoir le séchage, la pyrolyse, la combustion et la réduction.

2.2.2.1 Le séchage

Dans cette zone, l'eau contenue dans la particule de biomasse va se diffuser à l'extérieur à cause du gradient de concentration d'humidité, passant de sa teneur en humidité à l'équilibre vers la température ambiante autour de la particule. Ainsi, le processus du séchage est déterminé par le transfert de chaleur et de masse dans le lit de biomasse et dans les particules.

Il est souvent estimé que la diffusivité thermique est beaucoup plus rapide que le transfert de masse. Par conséquent, l'hypothèse que la particule est en équilibre thermique avec son environnement est valable. Dans ce cas Il est considéré que le transfert de masse détermine le taux de séchage, ce processus démarre à la température de 95°C et s'arrête à 200 °C [30].

Le taux à laquelle la réaction de séchage se produit est déterminé par l'équation suivante [38]:

$$r_s = K_s C_{H_2O,l} \quad 2.18$$

$$K_s = A_s \text{Exp} \left(-\frac{E_s}{RT_s} \right) \quad 2.19$$

Les constantes utilisées dans ce modèle sont présentées dans le tableau suivant.

Tableau 2.1 Constantes utilisées dans le modèle de séchage

A_s (s ⁻¹)	E_s (kJ mole ⁻¹)	K_s (s ⁻¹)	T_s (k)
5.13 10 ⁶	88	0.1652	400

2.2.2.2 La Pyrolyse

La Pyrolyse se déroule par décomposition successive des principaux constituants (hémicellulose, lignine, cellulose) à différents niveaux de température, les ruptures des liaisons et le processus de réarrangement des polymères qui composent la biomasse conduisent à un très grand nombre de produits qui sont regroupés en 3 classes :

- Le charbon : résidu solides constitué majoritairement de carbone.

- Les condensables (goudrons, jus pyroligneux) : sont des volatiles à la température de pyrolyse, mais se condensent à la température ambiante.
- Les incondensables : sont des gaz permanant de faible poids moléculaires (CO, H₂, CH₄, CO₂, etc.).

Une multitude de modèles ont été développés pour mieux représenter les mécanismes souvent complexes de pyrolyse en se basant sur différentes approches [39, 40]. La plus simple approche étant de considérer que ce phénomène se déroule en une seule réaction qui transforme le solide en char [41]. Cette approche ne s'intéresse pas à la composition du gaz produit et des goudrons, mais permet uniquement de connaître l'évolution de la masse du solide. Le mécanisme est alors modélisé avec une seule équation :

Lorsque le mécanisme est de type dégradation, l'équation suivante est utilisée :

$$\frac{dm_{bois}}{dt} = -K m_{bois} \quad 2.20$$

Si le mécanisme est de type dé-volatilisation, l'équation suivante décrit la cinétique :

$$\frac{d(m_{bois}-m_{char})}{dt} = -K(m_{bois} - m_{char}) \quad 2.21$$

La seconde approche consiste à estimer les produits de pyrolyse par des réactions primaires et secondaires qui divisent les produits en gaz, charbon, et goudrons. Ce sont des modèles plus élaborés et simples à utiliser. Cette approche est de loin la plus utilisée, plusieurs modèles découlent de cette approche [41] :

Mécanisme de Broido

Les nombres 0.65 et 0.35 représentent les coefficients stœchiométriques massiques des produits issus à partir de la pyrolyse de la cellulose. La première étape se déroule à partir de 200°C et mène à la formation de la cellulose anhydre (active) à travers la réaction K1.

A 280 °C, la cellulose qui ne s'est pas transformé en cellulose anhydre se dépolymérise et mène à la formation des goudrons par la réaction 2.

Finalement, la cellulose active formée se pyrolyse en une fraction de gaz légers et de char à travers la réaction exothermique 3.

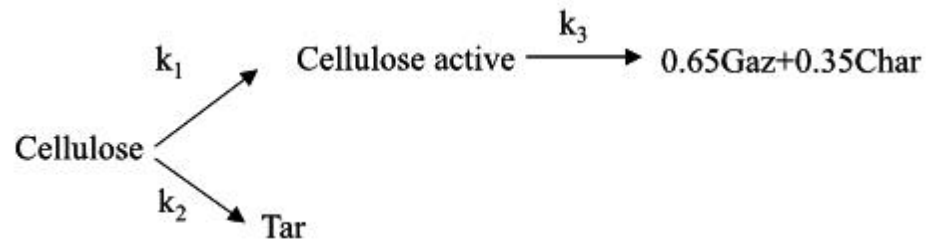


Figure 2.1 Mécanisme de Broido pour la pyrolyse de la cellulose[41].

Modèle à deux espèces

Cette approche consiste à considérer la pyrolyse de la biomasse selon deux réactions cinétiques simultanées et donc compétitrices en 2 espèces : une phase solide (char), et une phase gazeuse (goudrons et gaz). La pyrolyse primaire est donc modélisée par 2 réactions (réaction 1 et réaction 2), les produits issus de la pyrolyse primaire interagissent dans la réaction 3.

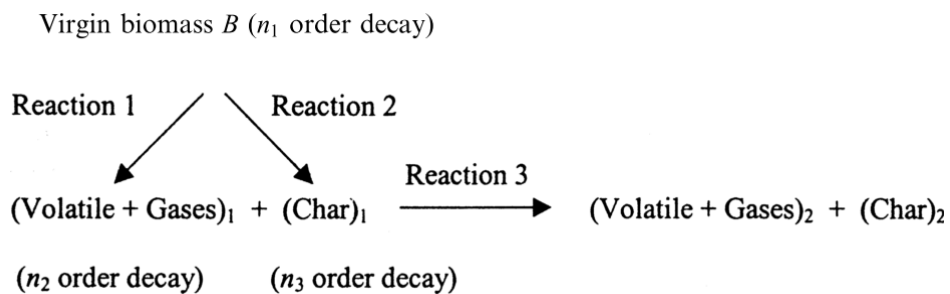


Figure 2.2 Mécanisme à deux espèces pour la pyrolyse [42]

Dans leur modèles, Babu et Chaurasia [42] et [43] ont établi le bilan massique des espèces en se basant sur le mécanisme de Koufopoulos et al. [44] à travers les équations suivantes:

$$\frac{dC_B}{dt} = -(K_1 + K_2) C_B^{n_1} \quad 2.22$$

$$\frac{dC_{G1}}{dt} = K_1 C_B^{n_1} - K_3 C_{G1}^{n_2} C_{C1}^{n_3} \quad 2.23$$

$$\frac{dC_{C1}}{dt} = K_2 C_B^{n_1} - K_3 C_{C1}^{n_3} C_{G1}^{n_2} \quad 2.24$$

$$\frac{dC_{G2}}{dt} = K_3 C_{G1}^{n_2} C_{C1}^{n_3} \quad 2.25$$

$$\frac{dC_{C2}}{dt} = K_3 C_{G1}^{n_2} C_{C1}^{n_3} \quad 2.26$$

$$\text{Pour } i=1, 2 \quad K_i = A_i \text{Exp} \left(\frac{D_i}{T} + \frac{L_i}{T^2} \right) \quad 2.27$$

$$K_3 = A_3 \text{Exp} \left(-\frac{E_3}{RT} \right) \quad 2.28$$

Les constantes utilisés dans le modèle à 2 espèces sont présentes ci-dessous :

Tableau 2.2 Constantes utilisés dans le modèle de pyrolyse à deux espèces

A_1 (s ⁻¹)	A_2 (s ⁻¹)	A_3 (s ⁻¹)	D_1 (K)	D_2 (K)	L_1 (K ²)	L_2 (K ²)	E_3 (kJ mol ⁻¹)
9,973 10 ⁻⁵	1,068 10 ⁻³	5,7 10 ⁻⁵	17254,4	10244,4	9061227	6123081	81

Sharma [45] a développé un nouveau modèle pour prédire la composition des volatiles, il a considéré un modèle a une seule étape pour la pyrolyse de biomasse, l'équation globale est de la forme suivante :

$$C_a H_b O_d = x_1 C + x_2 CO + x_3 CO_2 + x_4 CH_4 + x_5 H_2 + x_6 H_2O + x_7 C_6 H_{6,2} O_{0,2} \quad 2.29$$

Avec $C_a H_b O_d$ représente la biomasse, x_i est le nombre de mole de chaque espèce, et $C_6 H_{6,2} O_{0,2}$ représente la formule chimique supposée des goudrons.

Les fractions massiques des différentes espèces sont déterminées par les équations empiriques suivantes :

$$\frac{Y_{CO}}{Y_{CO_2}} = \exp \left(-1.845 + \frac{7730.3}{T} - \frac{5019898}{T^2} \right) \quad 2.30$$

$$\frac{Y_{H_2O}}{Y_{CO_2}} = 1 \quad 2.31$$

$$\frac{Y_{CH_4}}{Y_{CO_2}} = 5 \cdot 10^{-16} T^{5.06} \quad 2.32$$

2.2.2.3 L'oxydation

Dans la phase d'oxydation, la combustion d'une partie des produits de pyrolyse fournit la chaleur nécessaire pour les phases de séchage, de pyrolyse et de gazéification. Le rapport air carburant est sous- stœchiométrique. Les réactions qui se produisent dans cette zone et les vitesses de réactions sont respectivement listées dans les tableaux 2.3 et 2.4 [43, 45]. Les produits de pyrolyse sont oxydés dans un ordre qui dépend de la vitesse des réactions :

- L'oxydation complète de l'hydrogène (R1)
- L'oxydation du CO se produit juste après celle de de l'hydrogène (R2)
- Si après les réactions précédentes, il reste de l'oxygène, le méthane est oxydé(R3).
- S'il y a d'avantage d'oxygène, le charbon et les goudrons sont oxydés (R4,R5)

Tableau 2.3 Les réactions qui se produisent lors de la phase d'oxydation

R	Réaction	A(s ⁻¹)	E/R(K)
1	H ₂ + 0.5 O ₂ = H ₂ O	1.6 10 ⁹	3420
2	CO+0.5=CO ₂	1.3 10 ⁸	15106
3	CH ₄ + 1.5 O ₂ = CO + 2 H ₂ O	1.585 10 ⁹	24157
4	C ₆ H _{6.62} O _{0.2} + 4.45 O ₂ = 6 CO+ 3.1 H ₂ O	2.07 10 ⁴	41646
5	C+0.5 O ₂ = CO	0.554	10824

Tableau 2.4 Les vitesses de réactions des réactions d'oxydation

Réactions	Vitesses de réactions (mole m ⁻³ s ⁻¹)
R1	$r_{H_2} = A_1 T^{1.5} \exp\left(-\frac{E_{CO}}{RT}\right) [C_{CO_2}][C_{H_2}]^{1.5}$
R2	$r_{CO} = A_2 \exp\left(-\frac{E_{CO}}{RT}\right) [C_{CO}][C_{CO_2}]^{0.25} [C_{H_2O}]^{0.5}$
R3	$r_{CH_4} = A_3 \exp\left(-\frac{E_{CH_4}}{RT}\right) [C_{CO_2}]^{0.8} [C_{CH_4}]^{0.7}$
R4	$r_{tar} = A_4 T P_A^{0.3} \exp\left(-\frac{E_{tar}}{RT}\right) [C_{CO_2}] [C_{tar}]^{0.5}$
R5	$r_C = A_5 \exp\left(-\frac{E_{char}}{RT}\right) [C_{CO_2}]$

Un bilan d'énergie est établi pour la phase de combustion afin de déterminer la température d'oxydation en se basant sur l'équation suivante[46] :

$$\sum xi(\Delta H_f^0 + cp \Delta T)_{produits\ de\ pyrolyse} = \sum xi(\Delta H_f^0 + cp \Delta T)_{produits\ de\ combustion} + Q_{per} \quad 2.33$$

2.2.2.4 La réduction (gazéification)

La gazéification proprement dite débute dans cette phase où le charbon formé lors de la pyrolyse est transformé en un gaz de synthèse sous l'effet d'un agent oxydant. Dans le cas idéal, les volatiles issus de la pyrolyse sont convertis en dioxyde de carbone et vapeur d'eau. Giltrap et al. [47] ont modélisé la zone de

réduction en se basant sur les valeurs des cinétiques des réactions qui se produisent dans cette phase, et qui sont obtenues par Wang et Kinoshita [37]. Les réactions considérées dans ce modèle sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau 2.5 Les réactions de gazéification utilisées dans le modèle [47]

numéro de réactions	Réactions
R1	$C + CO_2 \rightarrow 2 CO$
R2	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
R3	$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$
R4	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$

Les vitesses de réactions sont supposées avoir une dépendance du type Arrhenius avec la température, et sont proportionnelles à la différence entre le rapport actuel produits/réactants et celui à l'équilibre, les vitesses sont résumés dans le tableau 2.6.

Tableau 2.6 Vitesses de réactions de gazéification dans le modèle [12]

Réactions	Vitesses de réactions (mole m ⁻³ s ⁻¹)
R1	$r_1 = A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) \left(y_{CO_2} - \frac{y_{CO}^2}{K_1}\right)$
R2	$r_2 = A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) \left(y_{H_2O} - \frac{y_{CO} y_{H_2}}{K_2}\right)$
R3	$r_3 = A_3 \exp\left(-\frac{E_3}{RT}\right) \left(y_{CO}^2 - \frac{y_{CH_4}}{K_3}\right)$
R4	$r_4 = A_4 \exp\left(-\frac{E_4}{RT}\right) \left(y_{CH_4} y_{H_2O} - \frac{y_{CO} y_{H_2}^3}{K_4}\right)$

L'approche consiste à considérer le lit réactif comme un volume de contrôle de forme cylindrique et de section uniforme A (figure 2.3), la variation du débit molaire des espèces en fonction de la profondeur du lit Δz est égale au taux net de formation de ces espèces selon les réactions R1-R4, donc le bilan massique peut être écrit par l'équation suivante :

$$\frac{dni}{dz} = \frac{1}{v} \left(Ri - ni \frac{dv}{dz} \right) \quad 2.34$$

La même approche est adoptée pour le bilan énergétique dans le lit, la variation dans l'énergie du système est égale à la différence de l'énergie générée par les réactions et le travail fourni par le gaz. L'équation est la suivante :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v \sum n_i c_i} \left(- \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - p \frac{dv}{dz} - \sum R_i c_i T \right) \quad 2.35$$

La variation de la pression est fonction de la vitesse, la relation empirique suivante est utilisée dans le modèle :

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{150\mu(1-e)^2}{D_p^2 e^2} v + \frac{1.75 p (1-e)}{D_p e^3} v^2 \quad 2.36$$

Finalement la variation de la vitesse en fonction de la profondeur du lit est donnée par l'équation suivante :

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{v \sum n_i c_i + n R T} \left(\frac{- \sum n_i c_i \sum R_i}{n} - \frac{\sum r_i \Delta H_i}{T} - \frac{dP}{dz} \left(\frac{v}{T} + \frac{v \sum n_i c_i}{p} \right) - \sum n_i c_i \right) \quad 2.37$$

Avec les équations 2.34-2.37, le modèle est composé de 9 équations différentielles du 1^{er} ordre à 9 inconnus, donc le modèle est solvable.

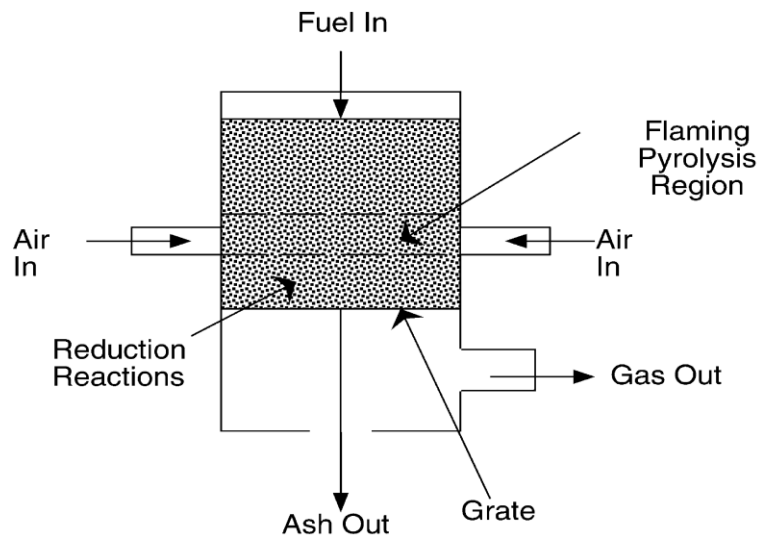


Figure 2.3 Schéma d'un gazéificateur co-courant

2.3 Etat de l'art de la gazéification

2.3.1 Modélisation de la gazéification

En dépit de son simple design et construction, le processus de gazéification est très complexe du point de vue modélisation du fait que différents phénomènes interagissent, par exemple lors des phases d'oxydation et de réduction. Les nombreux travaux de recherches effectués sur les différentes approches de modélisation ces dernières décennies témoignent de l'importance de la compréhension des mécanismes fondamentaux de la gazéification.

Plusieurs modèles thermodynamiques prédisant le comportement du phénomène de la gazéification ont été rapportées dans la littérature. Zainal et al. [35] ont proposé un modèle qui combine les équilibres chimique et thermodynamique pour la gazéification de la biomasse dans un gazéificateur co-courant. Dans le modèle, toutes les réactions sont supposées être en équilibre, les produits issus de la pyrolyse sont complètement oxydés avant d'atteindre la zone de réduction et tout le charbon est converti en syngaz. Ce modèle prédit la composition du gaz de synthèse ainsi que son pouvoir calorifique en utilisant le bois comme biomasse. Cependant, la formule chimique du bois est composée seulement du carbone, de l'hydrogène et de l'oxygène (C,H,O). Melgar et al. [48] ont adopté une approche similaire avec un modèle basé sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. La différence réside dans l'ajout de l'azote (N₂) et du soufre (S) dans la formule chimique de la biomasse, l'équation globale de gazéification est aussi modifiée en ajoutant le composé SO₂ et l'oxygène (O₂) non convertie dans les gaz produits. L'étude paramétrique a montré que le rendement de gazéification atteint son maximum (80%) lorsque le rapport carburant-air se situe dans l'intervalle [2.5 – 5] avec un taux d'humidité inférieure à 25% dans la biomasse. Sharma [49] a élaboré un modèle d'équilibre plus détaillé basé sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. Son modèle tient compte du charbon non convertie dans la zone de réduction, des pertes de chaleur à travers les parois et de la conductivité thermique du lit. La biomasse utilisée est l'écorce de sapin, les résultats ont montré que la conversion optimale se produit dans l'intervalle d'humidité [10-20%], un rapport équivalent (ER)¹ dans l'intervalle de [0.3-0.45], et une température de gazéification qui doit être supérieure à 1200 K. Les résultats obtenus avec ce modèle sont validés avec des données expérimentales réalisées par Jayah et al. [50].

Une étude de comparaison qui porte sur la gazéification à l'air et à la vapeur d'eau a été réalisée par Prins et al. [51] en utilisant un modèle stœchiométrique, les rendements énergétiques et exergétiques ont été calculés en fonction du type

¹ ER désigne le rapport entre la fraction (air/ biomasse) actuelle et celle dans les conditions stœchiométriques

$$ER = \frac{\left(\frac{Air}{biomasse}\right)_{actuel}}{\left(\frac{Air}{biomasse}\right)_{stochio}}$$

de l'agent d'oxydation. Les résultats ont indiqué que la gazéification à la vapeur d'eau présente un rendement supérieur à celle de la gazéification à l'air, respectivement de 87,6% et 80,5 %. Par ailleurs, la gazéification à la vapeur d'eau produit un gaz riche en méthane et en dioxyde de carbone alors que l'hydrogène, le monoxyde de carbone et la vapeur domine la composition du syngaz lors de la gazéification à l'air. Altafini et al. [52] ont développé un modèle thermodynamique pour simuler la gazéification des déchets issus du Pin d'Elliott. Une étude paramétrique est réalisée pour analyser l'influence de l'humidité sur la composition du syngaz et son pouvoir calorifique, les performances du modèle sont validées par des résultats expérimentaux obtenus précédemment. Afin de mieux représenter le fonctionnement du gazéificateur, l'auteur a élaboré d'autres modèles plus complexes avec le logiciel Cycle Tempo qui utilise l'approche basée sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. L'étude a montré que cette méthode est valide pour des températures de gazéifications supérieures à 1200 K.

Fortunato et al. [25] ont repris le modèle développé utilisée par Altafini et al. [52] qui consiste à modéliser chaque phase (pyrolyse, combustion et réduction) séparément, la simulation est réalisée avec le logiciel Cycle Tempo. Cependant, des modifications ont été apporté sur le modèle, en by passant une partie de méthane produit lors de la pyrolyse dans la zone d'oxydation et en préchauffant l'air d'oxydation avant d'entrer dans le gazéificateur. La nouveauté de ce modèle réside dans l'élaboration d'une relation empirique reliant l'ER avec le taux de cendre dans la biomasse, sa granulométrie et son taux d'humidité, permettant ainsi d'étendre ce modèle vers une grande variété de biomasse.

Les modèles thermodynamique sont relativement simples à simuler, et donnent de bons résultats indépendamment du design du gazéificateur, ce qui les rend utiles pour étudier uniquement l'influence de la biomasse ainsi que les paramètres de marche sur les performances du gazéificateur [53]. Cependant, ces modèles sont incapables d'étudier le comportement intrinsèque du gazéificateur d'où le recours ou modèles cinétiques.

Comme on l'a vue précédemment, les modèles cinétiques impliquent des paramètres tels que les vitesses de réactions, le taux de diffusion, le temps de résidence, et la profondeur du réacteur. Comme ces modèles sont complexes et coûteux du point de vue simulation, leur application se concentrent soit uniquement

sur la zone de réduction, ou en modélisant séparément les différentes phases de la gazéification (pyrolyse, combustion, réduction). Giltrap et al. [47] ont développé un modèle cinétique permanent pour prédire la composition des gaz et la température dans la zone de réduction en supposant que tous les produits de pyrolyse sont craqués dans la zone de combustion. Ce modèle est destiné uniquement pour la zone de réduction, il est basé sur les vitesses de réaction obtenus par Wang et Kinoshita [37]. Dans ce modèle le facteur pré-fréquentiel A dans les équations des vitesses de réaction (cité précédemment dans la section modélisation) est multiplié par le CRF qui représente la réactivité des différents types de charbon entrants dans la zone de réduction. L'application des bilans masse et énergie dans cette zone a permis de générer 7 équations différentielles du premier ordre. Deux autres équations empiriques sont ajoutées dans le modèle pour calculer la vitesse et la pression tout au long du lit. La simulation donne des prédictions raisonnables sur la composition des gaz et la température de gazéification, avec les hypothèses établies. Cependant, le modèle surestime la composition du CH₄ à la sortie du réacteur, l'auteur a estimé que les résultats peuvent être améliorés en choisissant de bonnes conditions initiales (compositions des gaz) à l'entrée de la zone de réduction, et en proposant aussi la variation du CRF tout au long du lit. Babu et Sheth [54] a modifié le modèle développé par Giltrap et al. [47] en faisant varier le CRF le long de la zone de réduction de 1 à 10000 linéairement (1, 10,100, et 10000), puis d'une façon exponentielle. En considérant la variation linéaire, le changement dans la composition des gaz se produit uniquement au début de la zone² (L=0.17). L'accroissement du CRF exponentiellement le long du lit donne des prédictions plus raisonnables de la température et de la composition du gaz produit en comparaison avec les résultats expérimentaux obtenus par [50].

La modélisation cinétique et la simulation des quatre phases d'un gazéificateur co-courant sont rapportées par Dejtrakulwong et Patumsawad [38], l'approche consiste à modéliser chaque zone séparément. L'étude paramétrique a montré que l'augmentation du taux d'humidité dans le combustible résulte en une augmentation de la zone de séchage et de celle de la pyrolyse, tandis que la longueur critique de

² L : représente la profondeur du lit réactif dans lequel se produit la variation, la longueur totale du lit est égale à 0.245 m

la zone de réduction a diminué de 0.53 à 0.25 m. La même approche a été utilisée par Salem et Paul [43], son modèle est capable de prédire la distribution de la température et de la pression tout au long du réacteur de gazéification, la hauteur de chaque zone et la composition des gaz et celle des cendres à la sortie. La nouveauté dans ce modèle réside dans le calcul de la longueur optimale de la zone de réduction qui assure la consommation totale du charbon produit dans la zone de pyrolyse. Les résultats ont conclu que la biomasse avec une teneur en humidité inférieure à 10% et un rapport d'équivalence de 0,3 à 0,35 conduit à un débit plus élevé de gaz de synthèse à faible teneur en goudron. Il est intéressant de souligner que l'utilisation du bois d'olive à 10% d'humidité a permis de générer un gaz avec un bon pouvoir calorifique de 6,4 MJ/Nm³.

Dans une étude expérimentale réalisée par Awais et al. [55], les performances d'un système de filtration et de nettoyage du gaz de synthèse issu de la gazéification des copeaux de bois et des épis de Maïs sont évaluées. Le système est composé de quatre filtres intégrés avec un gazéificateur co-courant. Les résultats ont montré que la teneur en goudron dans le gaz de synthèse issu des copeaux de bois a été réduite de 6600 mg/Nm³ à 112 mg/Nm³, alors que dans le cas des épis de Maïs, la teneur en goudron passe de 7500 mg/Nm³ à 220 mg/Nm³. Le même auteur [56] a mené une autre étude expérimentale, cette fois, avec un gazéificateur à co-courant alimenté par la bagasse de canne à sucre et les coquilles de noix de coco à différents taux d'humidité. L'étude a montré que 1 kg de bagasse de canne à sucre produit 3,1 Nm³ de syngaz, tandis que la même masse des coquilles de noix de coco produit 2,97 Nm³ de syngaz. L'étude a aussi démontré que l'augmentation de l'ER de 0,17 à 0,22 entraîne une augmentation de la concentration du CO et du H₂ respectivement de 14 à 17,9 % et de 7,5 à 9,6 %. Pour la même variation de l'ER, le pouvoir calorifique inférieur (PCI) passe de 4,4 à 5,4 MJ Nm⁻³.

2.3.2 Application de la gazéification pour la cogénération et la tri-génération

La cogénération et la tri-génération basée sur la gazéification est considérée comme l'une des voies les plus prometteuses et les plus matures pour la conversion de la biomasse en chaleur et en électricité. Actuellement, c'est une voie en fort développement dans l'industrie basée sur les énergies renouvelables et le développement durable.

2.3.2.1 La cogénération basée sur la gazéification couplé à des MCI/ turbine à gaz

En fonction de l'agent d'oxydation (oxygène, air ou vapeur), le gaz généré par gazéification, communément appelé gaz de synthèse répond à de nombreuses applications. Le gaz de synthèse à pouvoir calorifique moyen convient à la synthèse de carburants de transport et de produits chimiques de base en raison de l'absence d'azote diluant [57]. D'autre part, en raison du pouvoir calorifique inférieur, le gaz de synthèse obtenu à partir de la gazéification de l'air est plus adapté à la production d'électricité; de plus, ce flux peut être utilisé de différentes manières pour produire de la chaleur et de l'électricité. Par exemple, en combinaison avec une chaudière et une turbine à vapeur. Cependant, le coût d'investissement élevé de la centrale et le faible rendement électrique (10-20%) obtenus compromettent l'utilisation de cette technologie [58].

Les machines à combustion interne (moteur à combustion interne et turbine à gaz) offrent un rendement intéressant même à petite échelle. Cependant, pour ces applications, un système de traitement de gaz est nécessaire, en particulier pour les turbines à gaz afin d'éviter un endommagement des aubes de turbine (érosion, corrosion et incrustation), le colmatage des filtres et des injecteurs de carburant [59]. Cela nécessite un système de nettoyage et de refroidissement complexe et coûteux qui se compose de filtres en céramique, d'épurateurs et d'un dispositif d'élimination du goudron. Dans ce contexte Allesina et al. [60] ont étudié une production combinée d'électricité et de bio charbon au Mozambique en utilisant des briquettes de résidus de coton comme combustible dans une centrale de gazéification de 20 kW. Composée d'un gazéificateur co-courant et d'un MCI couplé à un générateur électrique, ce système a atteint un rendement électrique net de 14% et une consommation spécifique de briquettes de coton de 1,16 kg / kWh, l'auteur a évalué le potentiel énergétique des champs de production de Cotton, il a estimé que 1ha cultivé de Cotton peut générer plus de 4 MWh et 150 kg de bio charbon annuellement, permettant ainsi de réduire la consommation d'engrais de 50 %. Une étude examinant la faisabilité technique et financière d'une microcentrale de production électrique basée sur la gazéification des déchets agricoles dans cinq communautés ghanéennes est réalisée par Arranz-Piera et al. [61]. La centrale est composée d'un gazéificateur co-courant avec un MCI. Les résultats ont montré que la production potentielle électrique projetée à partir des

résidus agricoles étudiés peut satisfaire la demande des communautés rurales sélectionnées. Cependant, du point de vue économique, le projet n'est pas rentable avec un autofinancement à 100 %. Une subvention de 35 % et 60 % sur l'investissement initial permettrait un taux de rentabilité interne, respectivement de 15 % et 25 %. Abd El-Sattar et al. [62] ont modélisé puis simulé les performances d'une microcentrale de cogénération alimentée par des tiges de Maïs, considérée comme une potentiel ressource de biomasse en Egypte. La centrale est composé de trois parties ; l'unité de gazéification (gazéificateur co-courant), un système d'épuration et de refroidissement du gaz de synthèse, et une micro turbine à gaz couplée à un générateur électrique. Les performances de la centrale sont simulées avec le logiciel Cycle Tempo, le rendement de gazéification a atteint 77,92 % avec un rapport air carburant de 1,5 et un PCI de 3,87 MJ/kg. Le rendement global de cogénération de cette centrale est de 63,21 %, fournissant une puissance électrique de 94,81 kW et une puissance thermique de 187,55 kW.

Ozonoh et al. [63] ont proposé une analyse technico-économique d'une centrale de co gazéification de 5 MW en Afrique du Sud alimentée avec un mélange charbon / déchets solides différent. L'étude a montré que l'utilisation d'un mélange charbon sciure de pin de rapport de mélange 1:1 représente la composition la plus intéressante du point vue économique pour la production d'énergie par rapport à l'utilisation de charbon 100%, avec un bénéfice net de 23,56 % de plus par rapport l'utilisation de 100 % charbon. L'étude a fait valoir aussi un intérêt écologique, puisque l'utilisation du mélange charbon sciure de pin permet la réduction des émissions de CO, CO₂, SO₂, et NOX, respectivement de 3,4 %, 23,28%, 22,9%, et 0,55%.

2.3.2.2 La Gazéification et la combustion des déchets solides de l'industrie oléicole pour la cogénération et la tri-génération

La gazéification des déchets solides issus de l'industrie oléicole intégrée dans les applications de cogénération et de tri-génération est devenue une technologie bien établie, et a fait l'objet de plusieurs études ces dernières années, en particulier dans les pays méditerranéens où les déchets de l'industrie oléicole représentent l'un des gisements les plus importantes de biomasse. Dans ce contexte, Vera et al. [29] ont modélisé puis simuler une microcentrale de cogénération alimenté avec les feuilles et petites branches d'olivier. L'installation est composée d'un gazéificateur

co-courant, une turbine à gaz, et un système de traitement de gaz. La modélisation du système est basée sur l'équilibre thermodynamique, et la simulation est faite avec le logiciel Cycle Tempo. La centrale proposée produit une puissance électrique et thermique, respectivement de 30 kW et 60 kW, avec un rendement global de 50%. Dans une autre étude, les mêmes auteurs [64] ont adopté une approche similaire pour la simulation d'une microcentrale de cogénération, cette fois composée d'un gazéificateur associé à un MCI connecté au réseau électrique, la centrale est alimentée avec les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. Pour une consommation de 105 kg/h de biomasse, le système génère une puissance électrique et thermique, respectivement de 70 kW et 110 kW. Atteignant un rendement électrique de 14% et un rendement global de 36 %.

Rovas et Zabaniotou [65] ont réalisé une analyse exergetique d'une micro-installation composée d'un gazéificateur-MCI pour la production combinée d'électricité et de chaleur, la centrale est alimentée avec des déchets de transformation agroalimentaire méditerranéenne, ce système est dimensionné pour produire une puissance électrique et thermique, respectivement de 5 et 12 kW. La gazéification est réalisée à une température de 750 - 850 °C, et un ER de 0,3. Les pertes d'exergie se sont révélées plus élevées dans le MCI, suivies de celles du gazéificateur, et du système de traitement du gaz de synthèse. Le rendement exergetique total atteint est de 32,8% lorsque l'installation est alimentée en noyau d'olive.

Celma et al. [66] et Borello et al. [67] ont développé une étude thermo-économique d'un système de cogénération basé sur la gazéification des déchets solides d'olive. Leurs études ont montré une réduction significative de la demande d'énergie primaire et une courte période de récupération de l'investissement, démontrant ainsi la faisabilité technique et financière de ce genre de systèmes alimentés par la biomasse. D'autres études expérimentales sur des installations de cogénération qui valorisent les résidus solides de l'industrie oléicole par gazéification ont été également rapportées dans la littérature [20, 68-70].

D'autre part, l'application de la technologie de combustion externe, particulièrement dans les turbines à gaz pour la cogénération a suscité un intérêt important ces dernières années [71-73], en raison de l'élimination du système de nettoyage et de refroidissement des gaz de synthèse. En effet, le gaz de synthèse

contient souvent de l'humidité, des particules solides et des goudrons, nécessitant un système complexe et coûteux composé généralement de filtres céramiques, de cyclones et d'une chambre de combustion modifiée pour s'adapter aux systèmes de combustion interne [74]. Dans le cas des turbines à gaz à combustion externe, le gaz de synthèse peut être brûlé directement après la sortie du gazéificateur, prolongeant ainsi la durée de vie de la turbine. Dans ce contexte, Vera et al. [75] ont modélisé puis simulé une centrale de cogénération composée d'un gazéificateur co-courant associé à une turbine à gaz à combustion externe. La centrale est alimentée par les grignons d'olive, les noyaux d'olive et les feuilles et petites branches issues de la taille annuelle des oliviers dans la région de Jaén (Espagne). Les paramètres de marche optimum ont été calculés, le gaz de synthèse produit à partir des grignons d'olive et du mélange noyau d'olive /feuilles et petites branches d'olivier a atteint respectivement 4,35 et 5,20 MJ/kg. Le système a généré une puissance électrique de 70 kW et une puissance thermique de 150 kW pour une consommation de biomasse de 80-85 kg/h, atteignant ainsi un rendement électrique de 20 % et un rendement global de 65%. L'étude a montré que les paramètres opératoires les importants sont la température entrée turbine, le taux de compression, et la différence de température des flux chaud dans l'échangeur de chaleur de la turbine. Les mêmes auteurs [59] ont réalisé une étude de comparaison de performances entre deux systèmes de cogénération alimenté par les résidus solides de l'industrie oléicole ; la première configuration est basée sur l'association gazéificateur turbine à gaz à combustion interne, et la deuxième configuration est basée sur une turbine à combustion externe. Les résultats ont montré que le rendement électrique et le rendement global atteint avec la première configuration, respectivement 19,1% et 59,3%, sont significativement plus importants par rapport à ceux obtenus avec la deuxième configuration (12,3 % et 45,4%).

Bdour et al. [76] ont simulé une centrale composée d'une micro-turbine à gaz à combustion externe d'une puissance électrique de 15 kW en tant que centrale électrique décentralisée. Alimentée avec les résidus d'olive, le rendement électrique se situe entre 5 et 17%, et dépend principalement de la température de combustion. De Mena et al. [77] ont réalisé une étude de modélisation et de simulation d'une centrale de production électrique innovante composée d'un gazéificateur contrecourant, une chambre de combustion externe et un système de génération

électrique basée sur le cycle organique de Rankine (ORC) pour une valorisation énergétique des feuilles et petites branches d'olivier. La centrale peut produire une puissance électrique 93,8 kW et une puissance thermique de 412 kW pour une consommation de biomasse de 240 kg/h. Le rendement électrique et le rendement global ont atteint, respectivement 10,82 % et 58,41 %. Dans le cycle ORC, le rendement interne atteint 18,7% avec une température entrée turbine de 300 °C.

Amirante et al. [78] et Colantoni et al. [79] ont simulé les performances d'une centrale de tri-génération (production de chaleur, d'électricité du froid) alimenté par la combustion des résidus solides issus de l'industrie oléicole. Dans le but de maximiser la production électrique, quelques auteurs [5, 80-82] ont associé des turbines à gaz à combustion externes avec des cycles ORC.

2.4 Conclusion

Le deuxième chapitre de cette thèse était consacré à l'étude bibliographique. Nous avons présenté, dans un premier temps les deux types d'approches utilisées lors de la modélisation de la gazéification, leurs mécanismes réactionnels, les différentes hypothèses sur lesquelles s'appuient ces modèles.

Les modèles basés sur l'équilibre thermodynamique sont les plus simples pour la modélisation du phénomène de gazéification, le temps de réaction est supposé suffisamment long pour que les réactions atteignent l'équilibre. Cependant, la phase de séchage et de pyrolyse ne sont généralement pas intégrés dans le modèle. Vu que ces modèles ne tiennent pas compte des détails du système de gazéification et du temps de résidences des espèces, leurs prévisions sont limitées dans leur applicabilité pratique. Contrairement à ces modèles, l'approche cinétique tient compte du temps fini disponible pour les réactions, et qui considère la progression d'une réaction telle qu'elle se produit dans le réacteur, en tenant compte de la géométrie et de l'écoulement du fluide et donc du temps de séjour. Cette approche est très utile pour comprendre le fonctionnement intrinsèque d'un gazéificateur. Dans un second temps, nous avons exposé les différents travaux de modélisation rapportés dans la littérature, à savoir les modèles cinétiques et le modèles d'équilibres. Enfin, l'intégration de la gazéification dans les centrales de cogénération et de tri-génération a été abordé dans la fin de ce chapitre, ces travaux aussi bien théoriques qu'expérimentales témoignent de l'importance de la gazéification dans la production d'énergie à partir de la biomasse.

CHAPITRE 3 MATERIEL ET METHODES

3.1 Introduction

La synthèse bibliographique réalisée dans les chapitres précédents a montré tout l'intérêt d'associer la gazéification de la biomasse à la production combiné d'électricité et de chaleur. Dans ce chapitre nous allons modéliser puis simuler un système de cogénération basé sur la gazéification des déchets solides issus de l'industrie oléicole dans la région de Tizi Ouzou.

La première partie de ce chapitre est consacrée à la présentation générale de la centrale proposée, il s'agit de présenter la biomasse utilisée, de déterminer sa localisation, d'évaluer son potentiel, et de justifier le choix du site d'implantation de l'unité de gazéification. Une description détaillée du modèle développé pour simuler l'unité de gazéification sera présentée dans la deuxième partie de ce chapitre. Pour conclure, une étude économique pour déterminer la rentabilité financière de ce projet est présentée dans la 3^{ème} partie du chapitre.

3.2 Matériels et méthodes

3.2.1 Présentation de la biomasse et du site d'implantation de l'unité de gazéification

3.2.1.1 Propriétés de la biomasse utilisée

L'industrie oléicole génère plusieurs sous-produits liquides tels que les margines, et solides comme les grignons, les noyaux d'olives, et les feuilles et petite branches. Dans ce travail, l'accent est mis sur la valorisation énergétique de deux sous-produits ; les grignons d'olive et les feuilles et petites branches. Selon la technologie d'extraction appliquée (2 ou 3 phases), les grignons d'olive présentent différent taux d'humidités. Ces taux varient de 40 à 45 % dans les procédés de trituration à trois phases et de 60 à 80 % dans les procédés à deux phases [83]. Cependant, la teneur en humidité de la biomasse dans les gazéificateurs à co-courant ne doit pas dépasser 25 % au risque de produire du gaz de synthèse à faible valeur calorifique [29].

Après un séchage solaire, les grignons d'olive (procédé à 3 phases) et le mélange feuilles- petites branches sont supposés avoir, respectivement 15% et 5%

d'humidité. Les analyses approximative et élémentaire des combustibles considérés dans la simulation sont présentées dans le tableau 3.1.

Tableau 3.1 Analyses approximative et élémentaire des combustibles considérés dans la simulation[5, 84].

Analyse élémentaire	Grignons d'olive	Feuilles et petites branches
C	51,31	47,1
H	6,4	6,18
O	35,01	41,66
N	2	0,55
S	0.26	0.1
Analyse approximative		
Taux d'humidité (% bh)	15	5
Cendre (% bh)	5	4,41
Matières volatiles (bs %)	77.38	74,73
Carbone fixe (% bs)	17.6	16,31
PCI (MJ/kg)	16,836	16,73

3.2.1.2 Evaluation du potentiel de la biomasse

Le potentiel de la biomasse utilisée pour alimenter la centrale de cogénération proposée est évalué dans la municipalité de Beni Douala. Le premier combustible composé de grignons d'olive est collecté dans six moulins à huile sélectionnés pour l'étude. Le choix de la sélection est basé sur la distance séparant les moulins de l'emplacement prévue de la centrale (distance moyenne inférieure à 10 km) (figure 3.1). Le tableau 3.2 indique la quantité de grignons d'olive générée dans chaque moulin. La production totale de grignons d'olive qui en résulte est égale à 949,2 t /an. D'autre part, une partie importante des résidus solides est générée dans les champs lors la taille annuelle des oliviers. En moyenne, 1 ha d'oliviers génère 2,5 à 3 t de petites branches et feuilles par an [20]. Compte tenu de la superficie de l'olivieraie de la région de Beni Douala, qui représente environ 303 ha, la quantité de résidus générée est égale à 757 t/an.

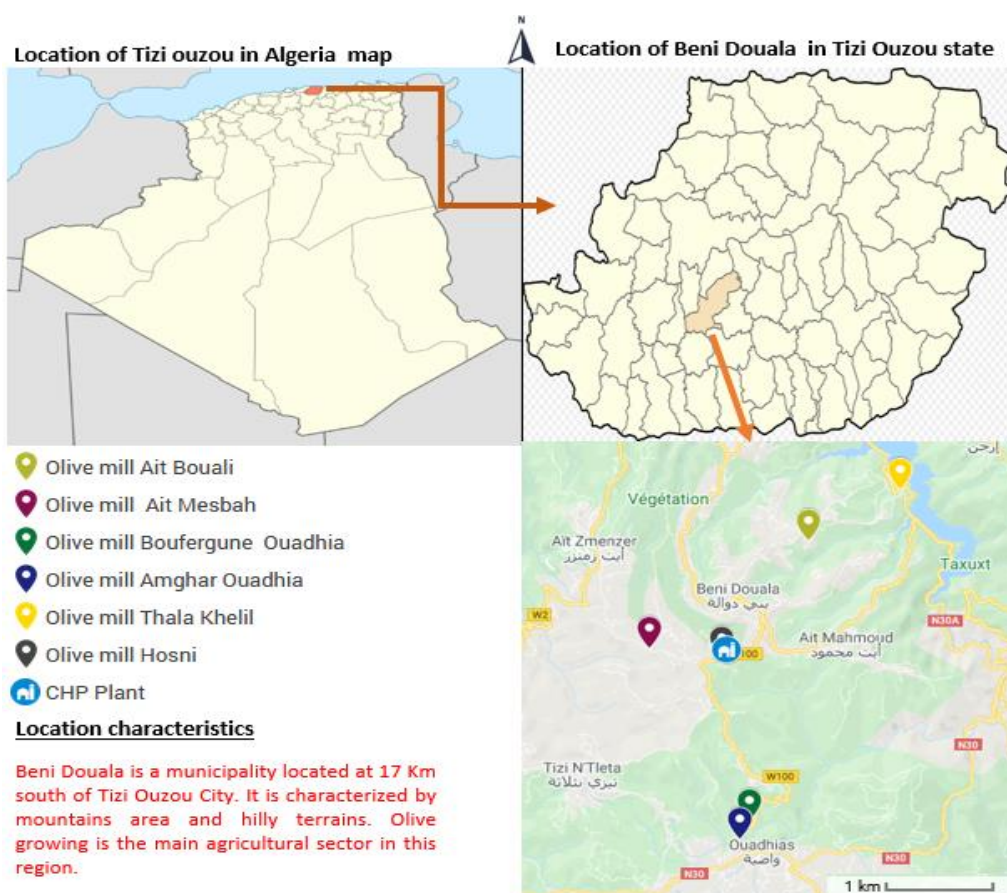


Figure 3.1 Localisation des sites de collecte de la biomasse et de l'emplacement de la centrale de cogénération à Beni Douala.

Tableau 3.2 Quantités des grignons d'olive collectées dans les moulins sélectionnés

Moulin d'olive	Après séchage (t /an) à 15% humidité	Distance moyenne des moulins (km)
Ait bouyahia	84.6	Lieu de la centrale
Tala khelil	93.06	6
Ait bouali	94.752	4
Ait Mesbah	253.8	2
Ouadhia 1	84.6	4.5
Ouadhia 2	338.4	5
Total	949.2	-

3.2.2 Description de l'outil de modélisation et de simulation : le logiciel Cycle Tempo®

Cycle-Tempo® est un logiciel de modélisation thermodynamique et d'optimisation des systèmes énergétiques pour la production d'électricité, de chaleur et de réfrigération. Sur la base d'une structure modulaire, une installation peut être modélisée au moyen d'un ensemble d'appareils interconnectés par des tuyaux, formant ainsi un réseau complexe de flux massiques et énergétiques. Les systèmes d'équations sont obtenus à partir des bilans masse, énergie et équilibre des espèces chimiques pour tous les composants de l'installation. Une méthode itérative est ensuite utilisée pour résoudre la matrice du système d'équation. Comme le montre la figure 3.2, la procédure de calcul développée par Cycle Tempo est divisée en 12 étapes.

Etape 1 : la lecture des données entrées

L'ordre de lecture des données est présenté comme suit :

- Paramètres qui déterminent la taille du système, tels que le nombre d'appareils, de tuyaux, de turbines, etc.
- Données d'appareil peuvent être spécifiées et peuvent différer pour chaque appareil. Le numéro et le type d'appareil sont obligatoires.
- Topologie du système, Il est précisé au programme comment les tuyaux sont reliés entre les appareils.
- Données moyennes par tuyau.

Etape 2 : Création de la matrice système

Le calcul commence par la création de la matrice système pour le calcul du débit massique. On vérifie que le nombre d'équations correspond au nombre de tuyaux. Si ce n'est pas le cas, un message d'erreur suit et le programme s'arrête. Un exemple de création d'une matrice système d'un cycle de Rankine est présenté dans les figure 3.3 et 3.4.

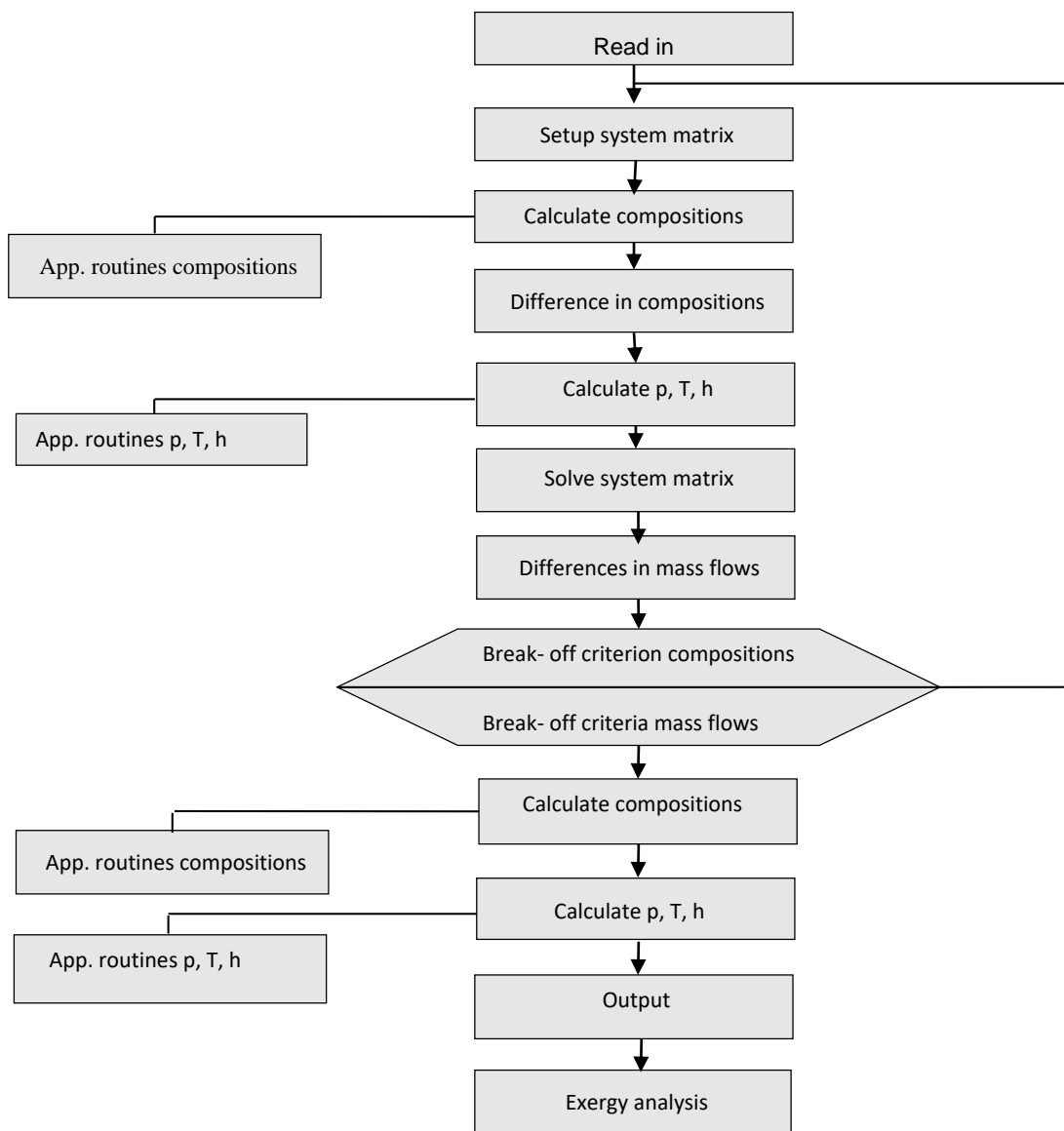


Figure 3.2 Méthode de calcul développée par Cycle Tempo®

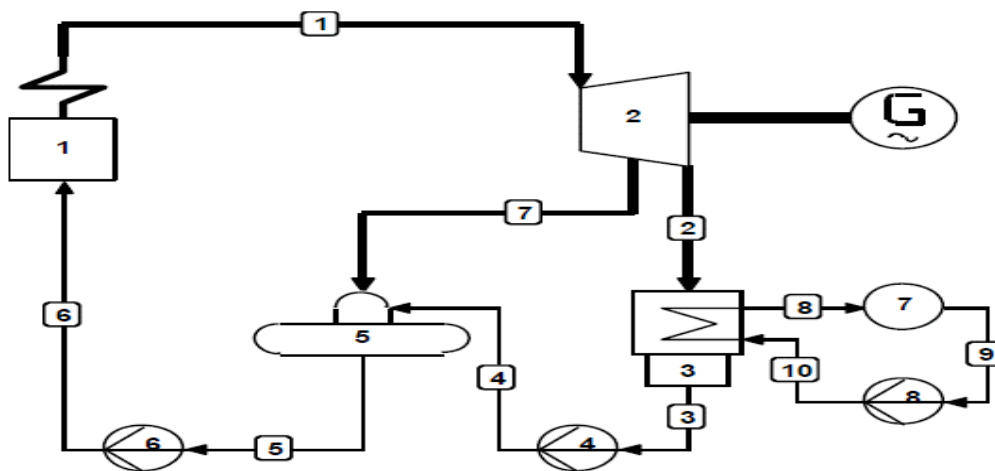


Figure 3.3 Schéma synoptique d'un cycle de Rankine

component	nr.	pipe numbers															
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10						
boiler	1	-1					-1								m_1		0
turbine	2	1	-1						-1						m_2		0
condenser	3		1	-1						-1		1			m_3		0
condenser (cooling)	3								-1			1			m_4		0
deaerator	5				1	-1		1						*	m_5	=	0
feedpump	6					1	-1								m_6		0
coolwater pump	8											1	-1		m_7		0
deaerator	5				h_4	$-h_5$		h_7							m_8		0
condenser	3		h_2	$-h_3$					$-h_8$		h_{10}				m_9		0
turbine	2	h_1	$-h_2$					$-h_7$							m_{10}		P_{tur}

Figure 3.4 Matrice système d'un cycle de Rankine dans le logiciel Cycle Tempo®.

Etape 3 : Calcul des différentes compositions

Dans cette étape, les types de fluide et les compositions de gaz dans les tuyaux sont déterminés. Il existe plusieurs sous programmes implémentés dans le logiciel, en fonction des types d'appareils utilisés.

Etape 4 : Calcul de la différence dans les compositions.

Si l'itération principale a été effectuée au moins deux fois, alors il est déterminé dans quel tuyau le plus grand changement de fraction molaire se produit dans les itérations principales suivantes. Il est également déterminé combien de tuyaux ne répondent pas au critère de rupture suivant :

$$C_j(i) - C_j(i - 1) < e \quad 3.1$$

Etape 5 : Calcul de P, T, h

Les pressions, températures et enthalpies dans chaque appareil sont calculées à l'aide de sous programmes.

Etape 6 : Résolution du système matricielle

Dans la matrice du système, les enthalpies calculées à l'étape 5 sont substituées dans les équations d'énergie incluses dans la matrice. Le système est résolu par la méthode d'élimination de Gauss et les débits massiques sont calculés.

Etape 7 : Critère de rupture pour débits massiques.

Une fois l'itération principale a été effectuée au moins deux fois pour chaque tuyau, la différence relative et absolue est déterminée dans les débits massiques pour l'itération principale précédente. Pour chaque tuyau, un contrôle est effectué pour savoir s'il répond au critère de rupture suivant:

$$\Phi_m(i) - \Phi_m(i - 1) < 0.001 \quad 3.2$$

Etape 8 : Critère de rupture pour les compositions et les débits massiques

Le critère de rupture pour l'itération principale passe par deux conditions, la première consiste à ce que toutes les canalisations répondent au critère des compositions, et la deuxième au critère des débits massiques. Si les deux conditions sont remplies, la précision requise est atteinte et les derniers débits massiques calculés sont considérés comme la solution du système. Si l'une de ces conditions ou les deux ne sont pas remplies, il y a un retour à l'étape 3.

Etape 9 : Calcul des compositions

Après le calcul des débits massiques, les compositions des fluides sont à nouveau calculées. Ces compositions sont alors considérées comme la solution du système. Le résultat est imprimé dans le tableau «Composition des fluides».

Etape 10 : Calcul de P, T, h

Avec la solution finale calculée pour les débits massiques et les compositions, une fois de plus toutes les pressions inconnues, les températures et les enthalpies sont calculées. Pour chaque flux (canalisation), le type de fluide, les débits massiques et molaires, les débits volumiques et la pression à l'entrée et à la sortie de chaque canalisation sont affichés. La température, l'enthalpie, l'entropie, la fraction de vapeur sont également affichés.

Etape 11: les résultats

Pour les appareils avec des flux échangeant de la chaleur, le transfert de chaleur interne est également calculé. Les valeurs sont affichés dans le tableau «Équipements d'échange thermique» et donnent une idée de la précision de la solution.

Etape 12 : le calcul d'exergie

Le calcul d'exergie est optionnel. Si l'état de référence (pression, température, humidité) est introduit, l'analyse d'exergie de chaque appareil et de tout le système est alors affichée.

3.2.3 Présentation de l'installation de cogénération

Comme l'indique la figure 3.5, la centrale de cogénération proposée se compose essentiellement de 2 sous-unités : un gazéificateur co-courant avec un système d'élimination de cendre et de charbon non-convertie et une turbine à gaz à combustion externe (TGCE) avec un système de récupération de chaleur dédiée au besoin en eau chaude de l'huilerie pilote qui abritera l'unité de gazéification. Le chemin de la génération électrique débute à partir du procédé de la gazéification des sous-produits d'olive collectés. Ensuite, le gaz de synthèse alimente la turbine à gaz couplé un générateur électrique. Les principales hypothèses et les caractéristiques des sous-systèmes sont détaillés dans les sous-sections suivantes.

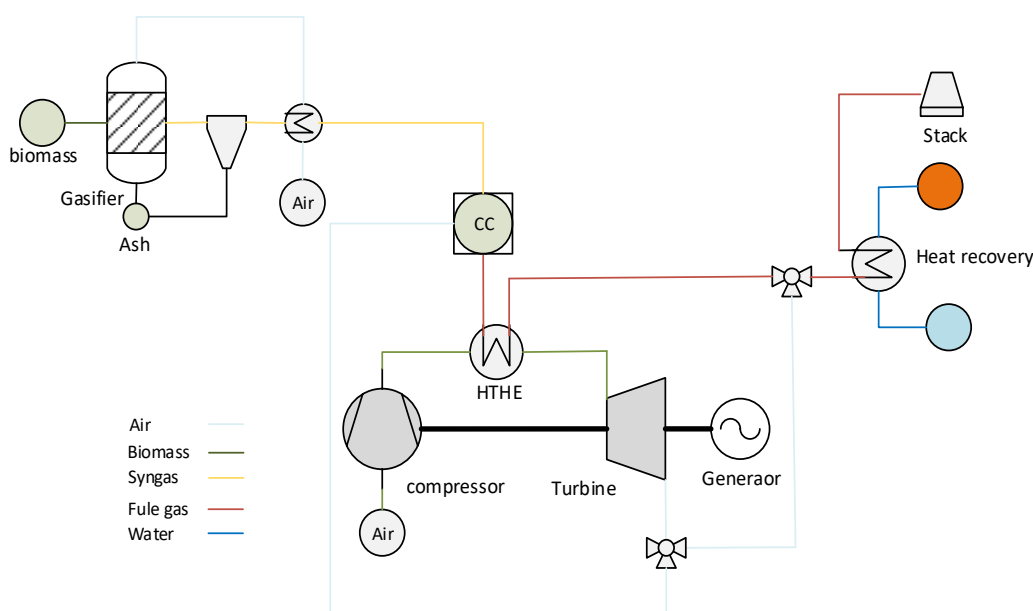


Figure 3.5 Schéma synoptique de la centrale de cogénération proposée

3.2.4 Modélisation de l'installation

3.2.4.1 Modélisation la section gazéification

Le modèle développé pour la simulation du gazéificateur à co-courant est basé sur l'équilibre thermodynamique. Les modèles d'équilibre sont basés soit sur l'utilisation de constantes d'équilibre, soit sur la minimisation d'énergie libre de Gibbs, afin de calculer les concentrations d'espèces à l'équilibre. Lorsque les constantes d'équilibre sont considérées, des mécanismes de réaction simples sont résolus, en utilisant comme entrée la composition chimique de la biomasse. Dans ce cas, la limitation du nombre de réactions représente un compromis entre la

fiabilité des résultats et la complexité du modèle. Le modèle de minimisation d'énergie libre de Gibbs ne nécessite pas la connaissance exacte des mécanismes de réaction chimique pour déterminer la composition du gaz de synthèse à l'équilibre. Ainsi, il fournit des résultats acceptables simplifiant la solution de l'équilibre chimique de l'espèce. En particulier, cette dernière approche est mise en œuvre dans le travail proposé ici au moyen du logiciel Cycle-Tempo®.

Comme indiqué sur la figure 3.6, le modèle de gazéification est divisé en deux blocs: les phases de séchage et de pyrolyse ont lieu dans le bloc (3); tandis que les phases de combustion et réduction se produisent dans le bloc (4) en présence partielle d'agent d'oxydation (air). Il faut souligner que l'air est préalablement préchauffé dans un échangeur de chaleur (bloc 6) jusqu'à 300 ° C en utilisant la température de sortie du gaz de synthèse.

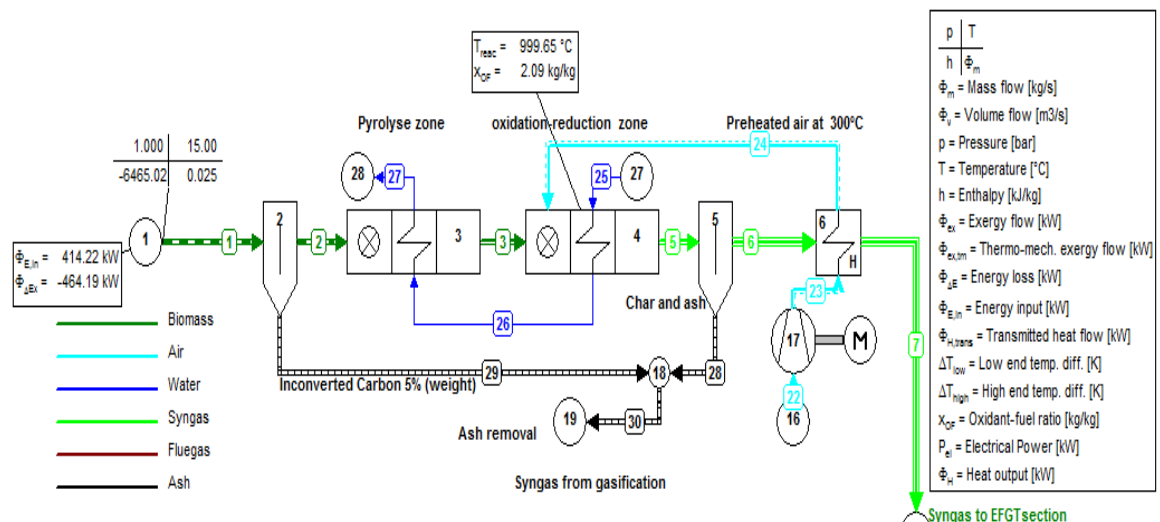
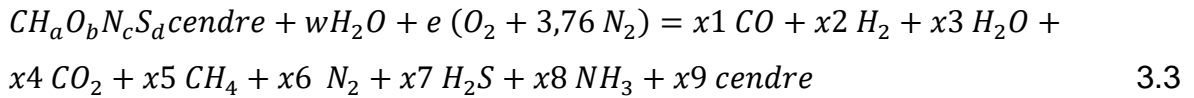


Figure 3.6 Schéma synoptique du module de gazéification dans Cycle Tempo®

Lors du processus de pyrolyse, la température atteint 500 ° C, une partie de la chaleur nécessaire à la phase de pyrolyse est transférée de la zone de combustion-réduction au moyen d'un écoulement d'eau (canalisations 25, 26, 27, figure 3.6). Par conséquent, l'eau est vaporisée et la biomasse est convertie en matière volatile, en charbon et en goudron. Ces produits pénètrent dans la zone d'oxydoréduction où la température atteinte est de 1000 ° C. Dans ces conditions, le craquage des goudrons en gaz simples (CO, H₂, CO₂, H₂O, CH₄, N₂) se produit. Le gazéificateur a un système automatique pour l'élimination des cendres et du charbon non convertis (tuyaux 28, 29, 30 et bloc 19, figure 3.6). Enfin, le gaz produit

quitte le gazéificateur à environ 830 ° C. L'équation de gazéification globale peut s'écrire comme suit [73] :



Où a, b, c, d sont les nombres d'atomes d'hydrogène, d'oxygène, d'azote et de soufre, respectivement, et les valeurs de x1 à x9 représentent les coefficients stœchiométriques des produits qui forment le gaz de synthèse.

Le gaz produit à la sortie du gazéificateur est brûlé directement à la pression atmosphérique dans la chambre de combustion externe de la turbine à gaz, évitant ainsi un système de nettoyage et de refroidissement complexe. En outre, lorsqu'un système de cogénération conventionnel comprend un gazéificateur et une turbine à gaz à combustion interne, le gaz de synthèse doit être comprimé. Ainsi, le système nécessite l'installation d'un compresseur de gaz ce qui entraîne une consommation électrique supplémentaire. Cela diminue fortement le rendement électrique de la centrale de cogénération.

Le rendement de gazéification peut être défini comme le rendement du gaz froid η_{fga} ou le rendement du gaz chaud η_{cga} , en tenant compte ou non de la chaleur sensible du gaz produit calculée à la sortie du gazéificateur (tuyau 7, figure 3.6). Les rendements des gaz froids et des gaz chauds sont exprimés, respectivement comme suit [5] :

$$\eta_{fga} = \frac{\dot{m}_g PCI_g}{\dot{m}_b PCI_b} \quad 3.4$$

$$\eta_{cga} = \frac{\dot{m}_g PCI_g + cp_g (T_g - T_0)}{\dot{m}_b PCI_b} \quad 3.5$$

Les hypothèses suivantes sont considérées pour compléter le modèle de gazéification :

- La température de pyrolyse varie entre 400 et 500 ° C et la température de gazéification est fixée à 1000 ° C. Cette dernière est régulée par le rapport air/carburant (Rac) [20].
- Les cendres sont principalement composées de SiO₂, Fe₂O₃ et Al₂O₃ [25, 59, 75].
- L'état de référence est considéré à T₀ = 25 °C, et P₀ = 1,093 bar.
- 5% en masse de carbone est non converti [52].

- Les pertes de chaleur dans le réacteur sont égales 5% de l'apport énergétique de la biomasse [85].
- Les goudrons formés lors de la phase de pyrolyse sont craqués dans la zone de combustion-réduction en raison de la température de réaction élevée (1000 °C) [86].

3.2.4.2 Modélisation de La TGCE

Le schéma de la turbine à gaz est illustré dans la figure 3.7. Ce sous-système est composé d'une chambre de combustion externe (représentée dans le bloc 7), d'un échangeur de chaleur à haute température (ECHT) (blocs 8 et 9), d'un régénérateur (bloc 11) et d'un compresseur d'air (bloc 13) et une turbine à gaz (bloc 14) dans le même arbre reliée à un générateur électrique.

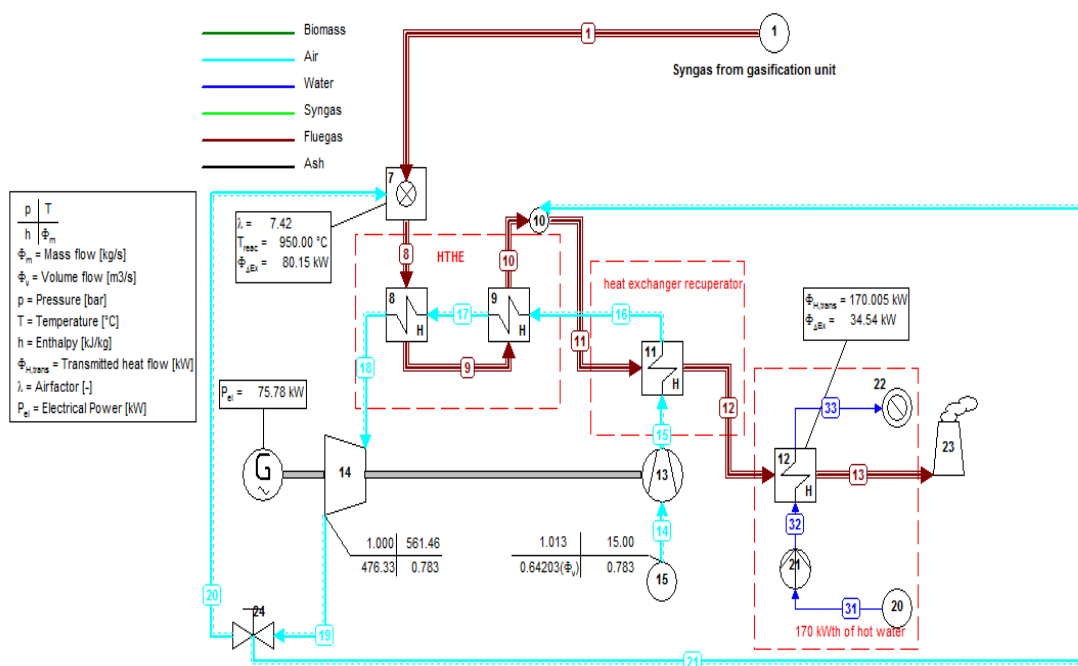


Figure 3.7 Schéma synoptique de la TGCE

Dans le schéma conventionnel d'une TGCE, la biomasse ou le gaz de synthèse issu de la gazéification de la biomasse est brûlé dans une chambre de combustion externe avec de l'air chaud provenant de l'échappement de la turbine. Le gaz chaud de la chambre de combustion chauffe le fluide de travail (air ou autres fluides) dans un ECHT à la température requise d'entrée de turbine (T_{eT}). L'air chaud est ensuite détendu dans la turbine, cette dernière entraîne le compresseur et le générateur électrique.

Dans le schéma proposé, l'air comprimé est d'abord préchauffé dans un échangeur de chaleur (bloc 11, figure 3.7) puis chauffé dans l'ECHE. De plus, une partie de l'air chaud à la sortie de la turbine est mélangée aux gaz sortants de l'ECHE. L'énergie thermomécanique de l'air chaud augmente ainsi la température des fumées (augmentation la température jusqu'à 430 ° C) avant de préchauffer le fluide de travail, ce qui permet d'améliorer le rendement thermique du cycle. Il est intéressant de souligner que l'ECHE est l'élément clé des technologies TGCE, la qualité et les matériaux résistants aux hautes températures amélioreront considérablement le rendement électrique.

Des études expérimentales sur des échangeurs de chaleur en céramique ont indiqué que ces échangeurs montrent de bonnes performances thermiques à haute température dans les systèmes TGCE [87, 88]. La possibilité d'atteindre une T_{eT} à 1000 ° C avec une longue durée de vie opérationnelle pourrait être une option envisageable pour augmenter les performances des TGCE; cependant, le coût de cette technologie reste élevée [89]. Dans le schéma proposé, l'ECHE est composé d'acier inoxydable (SS 310), permettant des températures maximales de 1150 ° C en service continu [18].

Les paramètres de performance de la TGCE tels que la température d'entrée de la turbine (T_{eT}), le rapport de pression, la température de combustion, les rendements isentropiques du compresseur et de la turbine sont adaptés à partir d'une micro turbine à gaz commerciale (Turbec T100) d'une puissance électrique nominale de 100 kW [87]. Les autres paramètres (efficacité de combustion, efficacité thermique ECHE, perte de charge, etc.) sont tirés de la littérature [5, 59, 75, 90]. Les paramètres opératoires du système TGCE sont résumés dans le tableau 3.3.

Tableau 3.3 Paramètres opératoires de la TGCE

Paramètre	Valeur	Unité
Pression dans la chambre de combustion	1.013	bar
Taux de compression du compresseur	4.5	-
Rendement de combustion	95	%
Rendement thermique ECHT	90	%
Perte de pression dans l'ECHT	2	%
Température de de combustion	950	°C
ΔT coté chaud de l'ECHT	100-110	°C
TeT (Pipe 18, Figure 3.7)	850	°C
Débit massique du fluide de travail (air)	0.7833	kg s ⁻¹
Rendement isentropique du compresseur	0.768	-
Rendement isentropique des pompes	0.75	
Rendement isentropique de la turbine	0.826	-
Rendement électrique du générateur	0.97	-
Rendement mécanique turbine et compresseur	0.95	-
Température sortie turbine (Pipe 2, Figure 3.7)	555	°C

Les puissances électrique et thermique, les rendements électrique et global (η_{el} et η_{chp} , respectivement) sont calculés avec les équations suivantes [5] :

$$P_{com} = \dot{m}_{air} \Delta h_c \eta_{isc} \eta_m \quad 3.6$$

$$P_{tur} = \dot{m}_{air} \Delta h_t \eta_{ist} \eta_m \quad 3.7$$

$$P_{el} = (P_{tur} - P_{com}) \eta_{gen} \quad 3.8$$

$$P_{th} = \dot{m}_e c p_e \Delta T_e \quad 3.9$$

Avec P_t est la puissance mécanique développée par la turbine (kW), P_c est la consommation de travail du compresseur (kW), P_{el} désigne la puissance

électrique et P_{th} est la puissance thermique générée par l'installation sous forme d'eau chaude (kW).

Par conséquent les rendements électrique et global de la centrale sont calculés comme suit :

$$\eta_{el} = \frac{P_{el} - P_{aux}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad 3.10$$

$$\eta_{gl} = \frac{P_{el} + P_{th} - P_{aux}}{\dot{m}_b LHV_b} \quad 3.11$$

3.2.4.3 Analyse exergetique

Pour conclure cette section, une analyse d'exergie est réalisée. . Cette analyse est basée sur le calcul d'exergie des différents flux du processus et des pertes d'exergie dans les composants du système. Les exergies chimique et thermomécanique sont calculées séparément en fonction de la pression, de la température et de la composition chimique.

L'exergie thermomécanique est définie comme le travail utile maximal fourni par le système lorsqu'il passe de son état initial à un état mort restreint. L'exergie chimique est le travail utile maximal fourni par le système lorsqu'il passe de l'état mort restreint à l'état mort en équilibre complet avec l'environnement de référence. Les paramètres de l'environnement de référence sont résumés dans le tableau 3.4.

Tableau 3.4 Environnement définie pour L'analyse d'exergie

Composition de l'air	Fraction (Mole %)
Ar	0.91
CO ₂	0.03
H ₂ O	1.68
N ₂	76.78
O ₂	20.60
Conditions environnemental	
Température (°C)	25
Pressure (bar)	1.01325

L'exergie spécifique du combustible d'entrée est exprimée par la relation suivante[71] :

$$Ex_b = B * LHV_b \quad 3.12$$

Le coefficient B est donnée par :

$$B = \frac{1.044 + 0.016 \frac{H}{C} - 0.34493 \frac{O}{C} (1 + 0.0531 \frac{H}{C})}{1 - 0.4124 \frac{O}{C}} \quad 3.13$$

Afin d'évaluer les performances des opérations unitaires dans le système et d'en déduire le rendement exergetique globale, les valeurs d'exergie des flux qui traversent les appareils ainsi que les pertes d'exergie dans ces derniers sont déterminés. Cette analyse permet de localiser les procédés les moins performants du système et comprendre les causes de ces failles pour ensuite les traiter et améliorer les différents rendements. Le calcul du rendement exergetique trouve plusieurs définitions dans la littérature. Deux type de rendements sont implémentés dans le logiciel Cycle Tempo ; le rendement universel et le rendement fonctionnel, respectivement écrits sous les formes suivantes :

$$\eta_{ex,u} = \frac{\sum EX_{entrée}}{\sum EX_{sorti}} \quad 3.14$$

Avec $EX_{entrée}$ représente les flux exégétiques entrants dans le système.

EX_{sortie} représente les flux exégétiques sortants du système.

$$\eta_{ex,f} = \frac{\sum EX_{produit}}{\sum EX_{source}} \quad 3.15$$

En raison de l'insensibilité relative aux modifications du système, le rendement universel est rejeté dans la plupart des travaux réalisés. Le rendement fonctionnel est préféré mais nécessite des spécifications supplémentaires selon le type du système étudié. Le définition des rendements des principaux composants du système de cogénération est basé sur l'approche développé dans les travaux de Kotas [91] et Tsatsaronis [92].

Il faut noter que l'exergie chimique est calculée dans la chambre de combustion externe et dans le gazéificateur. Dans les autres composants (turbine, compresseur, échangeurs de chaleur) du système l'exergie chimique est supposé constante, par conséquent l'exergie thermomécanique est considérée comme exergie totale dans ces appareils.

L'exergie dans la turbine et le compresseur

Le flux des gaz chauds se détend dans la turbine qui délivre une puissance mécanique via l'arbre. Par conséquent, l'exergie thermomécanique des gaz représente la source d'exergie, et le travail fourni par l'arbre est considéré comme produit d'exergie. Le rendement exergetique peut s'écrire :

$$\eta_{ex,turbine} = \frac{P_{m,tur}}{EX_e - EX_s} \quad 3.16$$

Avec P_m représente la puissance mécanique fournie par la turbine et EX_e , EX_s représentent l'exergie thermomécanique des gaz respectivement à l'entrée et à la sortie de la turbine.

A l'inverse de la turbine, la puissance mécanique disponible dans l'arbre du compresseur représente la source d'exergie et la variation d'exergie liée à l'augmentation de la pression du fluide de travail désigne l'exergie produite, par conséquent :

$$\eta_{ex,compresseur} = \frac{\Delta EX_{com}}{P_{m,com}} \quad 3.17$$

L'exergie dans les échangeurs de chaleur

Dans L'ECHE, le fluide de travail (air) considéré comme flux primaire est chauffé par les gaz chauds (flux secondaire) issu de la chambre de combustion. L'augmentation d'exergie dans le flux primaire représente l'exergie produite et l'exergie cédée par le flux secondaire est considérée comme source d'exergie, par conséquent :

$$\eta_{ex,ECHE} = \frac{\Delta EX_p}{\Delta EX_s} \quad 3.18$$

Avec ΔEX_p et ΔEX_s désigne la variation d'exergie respectivement dans les flux primaires et secondaires qui traversent L'ECHE.

L'équation 3.18 s'applique pour la définition du rendement exergetique dans l'échangeur de récupération de chaleur (eau chaude) à la seule différence que le flux primaire dans cet échangeur est l'eau.

L'exergie dans la chambre de combustion

Dans la chambre de combustion, la source d'exergie inclue les exergies chimiques du syngaz issu du gazéificateur et l'air chaud issu de la sortie turbine utilisé comme comburant. Il faut noter que les exergies thermomécaniques contenues dans le syngaz et l'air ne sont pas prise en compte du moment qu'elles

ne sont pas considérées comme produit. Par ailleurs, l'exergie chimique contenue dans les gaz brûlés n'est pas incluse dans la source d'exergie, par conséquent :

$$\eta_{ex,cc} = \frac{EX_{gb}^{tm} + EX_{cd}^{tm} - EX_g^{tm} - EX_{air}^{tm}}{EX_g^{ch} - EX_{gb}^{ch} - EX_{air}^{ch}} \quad 3.19$$

Avec EX_{gb}^{tm} désigne l'exergie thermomécanique des gaz brûlés, EX_{cd}^{tm} indique l'exergie thermomécanique des cendres, EX_{gb}^{ch} et EX_{air}^{ch} représentent respectivement les exergies chimiques du syngaz et de l'air.

L'exergie dans le gazéificateur

Dans le gazéificateur, la biomasse est convertie en un gaz combustible qui sort du gazéificateur à une température élevée, et possède donc une exergie thermomécanique en plus de l'exergie chimique. Les cendres sont également évacuées du réacteur à température élevée. Il faut noter que l'exergie thermomécanique de la biomasse et de l'oxydant ne sont comptabilisées comme produit d'exergie, le rendement exergetique de gazéification peut donc s'écrire :

$$\eta_{ex,gazéificateur} = \frac{EX_g^{ch} + EX_g^{tm} - (EX_{air}^{tm} - EX_b^{tm})}{EX_b^{ch} - EX_{air}^{ch} - EX_{cd}^{ch}} \quad 3.20$$

EX_g^{ch} , EX_g^{tm} désignent les exergies chimique et thermomécanique du gaz produit.

EX_{air}^{tm} , EX_b^{tm} indiquent les exergies thermomécanique de la biomasse et d'oxydant.

EX_{air}^{ch} , EX_{cd}^{ch} représentent les exergies chimiques de l'oxydant et des cendres.

EX_b^{ch} représente l'exergie chimique de la biomasse.

Finalement, le rendement d'exergie électrique et le rendement d'exergie globale sont calculés selon les équations suivantes [59, 75].

$$\eta_{ex,el} = \frac{P_{el} - P_{aux}}{\dot{m}_b EX_b} \quad 3.21$$

$$\eta_{ex,CHP} = \frac{P_{el} + P_{ex,th} - P_{aux}}{\dot{m}_b EX_b} \quad 3.22$$

3.2.5 Analyse économique

Cette section propose une évaluation de la rentabilité financière de la microcentrale de cogénération proposée, qui sera installée à proximité d'un ensemble de moulins à huile situés à Beni Douala (région de Tizi Ouzou). L'analyse économique consiste en un investissement financier tenant compte de la vente d'électricité injectée dans le réseau, et de l'énergie thermique sous forme d'eau

chaude à 60 ° C pour les besoins du moulin à huile d'olive dans lequel l'unité pilote sera installée.

L'investissement initial, communément appelé investissement (CAPEX), comprend le coût des éléments qui composent la centrale de cogénération (gazéificateur co-courant, TGCE, ECHT, etc.), les travaux de génie civil, l'ingénierie et le raccordement au réseau. Ces coûts sont estimés au moyen de données collectées dans la littérature pertinente. En l'occurrence, les sources suivantes ont été prises en compte: TGCE [93], gazéificateur co-courant [69], ECHT [94].

D'autre part, les dépenses opérationnelles (OPEX) sont la somme des coûts permanents de fonctionnement de la centrale de cogénération pendant la durée de vie. Dans la présente étude, ils sont divisés en deux groupes: les coûts annuels de la biomasse et les coûts d'exploitation et de maintenance (O&M). Le calcul de l'OPEX est donné par la formule suivante :

$$OPEX = Ct_b + Ct_{O\&M} \quad 3.23$$

Ct_b désigne le coût de la biomasse, et $Ct_{O\&M}$ les coûts d'exploitation et de maintenance. Ces coûts sont respectivement calculés par les relations suivantes :

$$Ct_b = Cb * \dot{m} * Nh \quad 3.24$$

$$Ct_{O\&M} = Ci * E + Cm * Nh \quad 3.25$$

Il faut noter que les coûts de la biomasse sont des estimations personnelles effectuées au moyen d'entretiens et de données collectées auprès des agriculteurs et des propriétaires de moulins. Les couts sont supposés être 6,3 \$ / tonne pour les feuilles et petites branches d'olivier et 8,5 \$/t pour le grignon d'olive, y compris le transport, l'élimination des déchets et l'espace de stockage. L'O&M comprend les coûts d'entretien et les besoins en main-d'œuvre. Pour compléter les données d'entrée, les hypothèses suivantes sont supposées:

- La durée de fonctionnement annuelle de l'installation est de 7500 h/an, la charge optimale est atteinte au bout de 5 ans et la durée de vie de l'installation est fixée à 20 ans.
- Le prix de vente de l'électricité est fixé à 0,1 \$ / kWh (basé sur le cout de revient de la production d'électricité en Algérie).
- Pendant la durée de vie de la centrale, le taux d'actualisation considéré est de 5%, tandis que les coûts O&M, les prix de vente électricité et chauffage

sont constants. (valeurs réelles prises en 2020). Le besoin en fonds de roulement représente 10% du chiffre d'affaires.

L'énergie thermique utilisée (eau chaude à 60 °C) par l'huilerie pilote est prise en compte dans l'étude financière. Cela représente le prix de vente de l'énergie thermique, qui est supposée éviter les coûts de carburant diesel avec un prix d'achat de 0,2 \$ / L. Il est à noter que la consommation d'eau chaude de l'huilerie pilote est de 0,1 m³ pour 100 kg d'olives triturés. Les données collectées sont répertoriées dans le tableau 3.5. Pour réaliser l'évaluation de la rentabilité du projet, quatre paramètres essentiels sont calculés: la valeur actuelle nette, l'indice de rentabilité, le taux de rentabilité interne et la période de retour sur investissement

.Tableau 3.5 Coûts CAPEX et OPEX considérés dans l'étude économique

Paramètre	Valeur	Unité	
CAPEX			
Gazéificateur + TGCE + ECHT	150	k\$	
Génie civil	10	k\$	
Engineering+ develop+ connexion réseau	20	k\$	
OPEX			
Coût de la biomasse	Grignon d'olive	8.5	\$/tonne
	Feuilles et branches d'olivier	6.3	\$/tonne
Coût O&M (annuel)	Coûts de Maintenance	0.0075	\$/kwh
	Coût de main d'œuvre	1.34	\$/h

Valeur actuelle net (VAN) : La valeur actuelle nette (VAN) est la différence entre la valeur actuelle des ressources (entrées de trésorerie) et la valeur actuelle des dépenses (sorties de trésorerie) sur une période donnée. Elle est calculée comme suit :

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{R_t}{(1+k)^t} \quad 3.26$$

Une VAN positive indique que les gains dépassent les coûts prévus. Ainsi, si NPV > 0 alors, l'investissement sera rentable.

Indice de rentabilité (IR) :L'indice de rentabilité (IR) est défini comme le rapport entre le cash-flow actualisé et l'investissement initial. C'est un outil utile car il quantifie la valeur créée par unité d'investissement. L'expression est donnée comme suit:

$$IR = \frac{VAN}{INV} \quad 3.27$$

Taux interne de rentabilité (TRR) :Le taux de rendement interne (TRI) est une mesure du taux de rendement d'un investissement. C'est le taux d'actualisation pour la VAN = 0 et il est défini comme suit:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+r)^t} = 0 \quad 3.28$$

3.3 Conclusion

Dans ce 3^{eme} chapitre, nous avons modélisé une centrale de cogénération basée sur la gazéification des résidus solides de l'industrie oléicole, cette installation comporte essentiellement trois sous-unités : un gazéificateur à co-courant muni d'un système de récupération de cendre, une TGCE dans laquelle le gaz se synthèse est brûlé pour la production électrique, et un système de récupération de chaleur à la sortie de la turbine. Un cas d'étude a été présenté dans la région de Beni Douala (sud de Tizi Ouzou), où le potentiel exploitable de la biomasse local a été estimé pour alimenter la centrale proposée. Nous avons par la suite mené une étude économique afin de déterminer la rentabilité financière du projet dont les revenus considérés sont la vente d'électricité générée qui est injectée dans le réseau, et la chaleur pour les besoins de l'huilerie pilote qui abritera la centrale de cogénération.

CHAPITRE 4 ETUDE EXPERIMENTALE

4.1 Introduction

Ce chapitre présente le dispositif expérimental développé pour les besoins de cette étude. La réalisation du dispositif de gazéification a pour objectif de démontrer expérimentalement la faisabilité de cette technologie lorsque les résidus solides oléicoles (grignons, feuilles et petites branches d'olivier) sont utilisés comme combustible. L'installation pilote est un gazéificateur à co-courant à lit fixe, composé d'un réacteur dont se loge les quatre phases de la gazéification, et un système de refroidissement et de nettoyage composé d'un cyclone et d'un filtre à sciure.

4.2 Conception du dispositif

4.2.1 Présentation générale

Le schéma de l'installation pilote est montré dans la figure 4.1. Dans la partie haute du réacteur se produit les phases de séchage et de pyrolyse (4). Le charbon et les gaz formés lors de ces phases descendent par gravité et différence pression vers la zone d'oxydation (5) où un apport d'air sous-stœchiométrique permet l'oxydation partielle des gaz et une partie du charbon. Cette injection d'air est assuré par la soufflante (1), le débit est contrôlé manuellement par la vanne (2). Les gaz chauds issus de la combustion pénètrent ensuite dans la zone de réduction (6) où ils réagissent avec le charbon pour former le syngaz.

Sorti du réacteur, le gaz de synthèse se dirige vers le cyclone (8) où les goudrons sont séparés des gaz par gravité, et sont collectés ensuite dans une bouteille (9). Finalement les gaz traversent un filtre à sciure (7) permettant un second nettoyage des goudrons et l'élimination de l'eau contenue dans le syngaz.

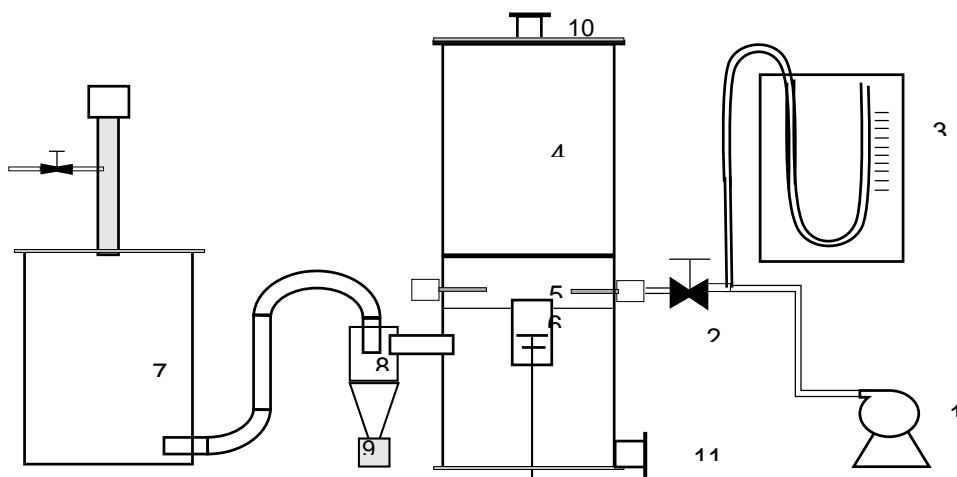


Figure 4.1 Dispositif expérimental réalisé

Le réacteur est alimenté en combustible via la trappe (10) et les cendres sont extraites par la trappe (11). Au démarrage, l'allumage de la zone d'oxydation s'effectue manuellement par un chalumeau à butane, une ouverture est réalisée au niveau du corps du réacteur et donne directement accès à la zone d'oxydation. Nous exposons ci-dessous d'une manière globale le diagramme des flux de matière correspondant à l'installation.

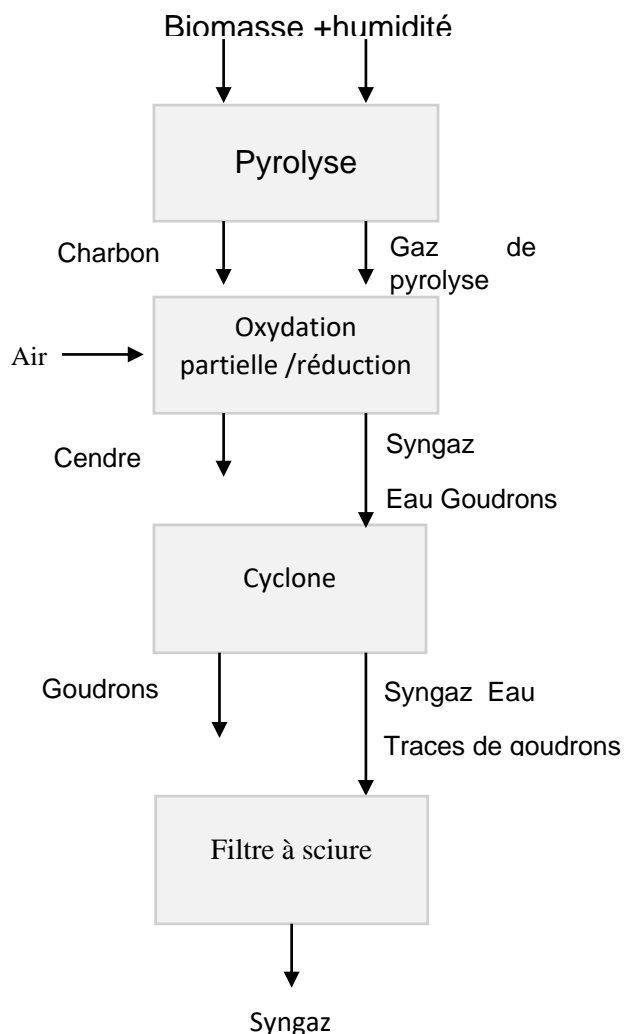


Figure 4.2 Flux de matière dans le réacteur de gazéification

4.2.2 Présentation du réacteur de gazéification

Le gazéificateur comprend deux sous-ensembles, la partie haute du réacteur qui abrite les phases de pyrolyse et du séchage, tandis que l'oxydation partielle et la réduction se produisent dans la partie basse réacteur. Les deux 2 parties (composées de 2 cylindres) sont assemblées par des brides boulonnées et forment un seul corps comme le montre la figure 4.3.

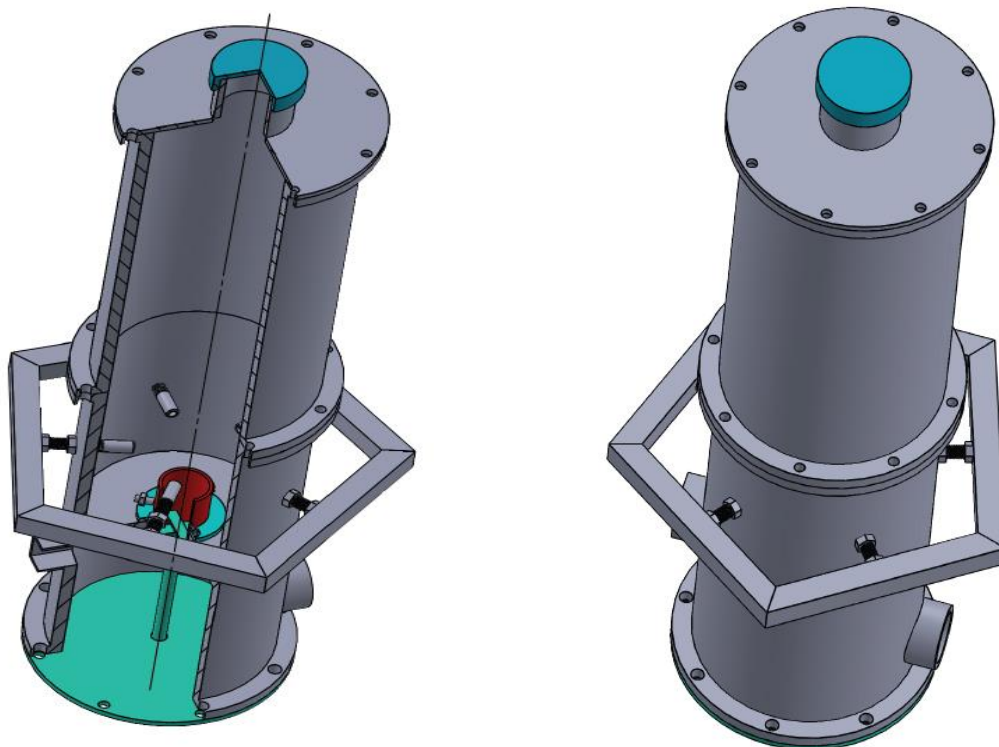


Figure 4.3 Schéma en 3 dimensions du réacteur de gazéification

4.2.2.1 Réacteur de pyrolyse

Le sous ensemble de pyrolyse est constitué d'un réacteur de pyrolyse, d'une trappe qui permet l'alimentation du dispositif en combustible, la trappe est soudé au couvercle supérieur du réacteur. Ce dernier est plaqué avec le réacteur via une bride et un joint en aluminium, le tout est assemblé avec des boulons M8.

Le corps du réacteur de pyrolyse est composé d'un cylindre en acier de 300 mm de diamètre, et d'une longueur de 670mm avec une épaisseur de 4mm.

Dans la partie basse du réacteur, une autre bride est soudée pour permettre l'assemblage avec le réacteur d'oxydoréduction. L'étanchéité est assurée par un dispositif similaire à la partie supérieure.

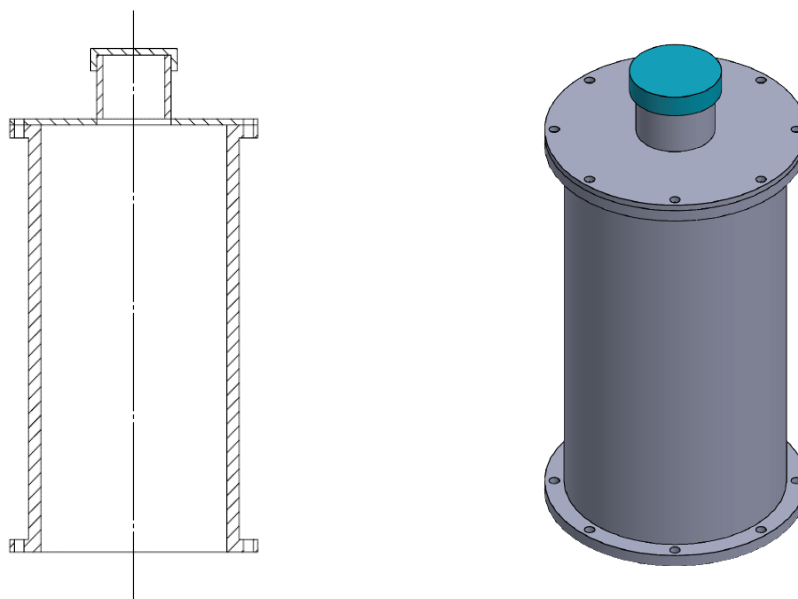


Figure 4.4 Réacteur de pyrolyse

4.2.2.2 Réacteur d'oxydation partielle/réduction

Le réacteur d'oxydation partielle/réduction est constitué de deux zones comme nous pouvons l'observer dans la figure 4.5. La première zone est la zone d'oxydation, elle est située en partie haute du réacteur, la deuxième zone s'établit juste au-dessous de la zone d'oxydation et s'étale sur le lit du charbon, ce dernier est disposé sur un disque soudé au réacteur à 200 mm au-dessous du système d'injection d'air.

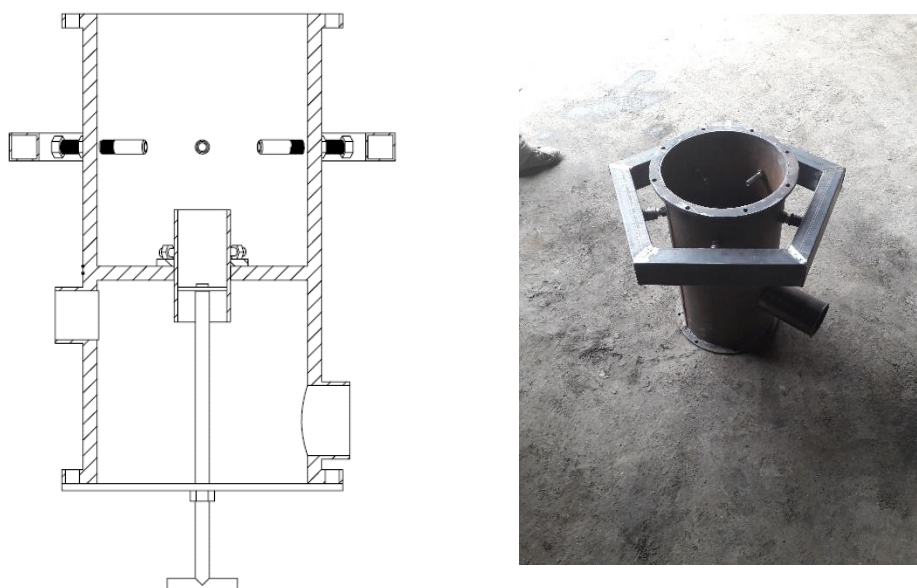


Figure 4.5 Réacteur d'oxydoréduction

Le disque est perforé pour laisser passer un cylindre qui permet à la fois l'acheminement du gaz à l'extérieur du réacteur et l'extension de la zone de réduction. Le lit du charbon au niveau du cylindre est disposé sur une grille, la mobilité de cette grille (monté ou descente) est assurée par une tige filetée assemblée avec le couvercle au fond du réacteur. Le couvercle est démontable en cas de maintenance et fait aussi office de cendrier afin d'y récupérer les cendres et le charbon non convertie. Le réacteur est en acier, d'une épaisseur de 4 mm et d'une longueur de 670 mm, et présente un diamètre similaire avec le réacteur de pyrolyse.

4.2.2.3 Zone d'oxydation partielle

Afin d'assurer une combustion homogène, cinq injecteurs d'air sont disposés à pas régulier autour du réacteur d'oxydation (figure 4.6). Chaque injecteur est interchangeable et démontable. Si besoin est, le diamètre interne de ces injecteurs peut être modifié pour agir sur la vitesse d'injection d'air. Par défaut, ces injecteurs présentent un diamètre interne de 8mm. L'air est fourni par la soufflante qui est raccordé au collecteur d'air afin d'assurer une répartition d'air équitable pour tous les injecteurs. L'allumage de la flamme au démarrage dans la zone d'oxydation s'effectue à travers une ouverture située au même niveau que les injecteurs d'air.

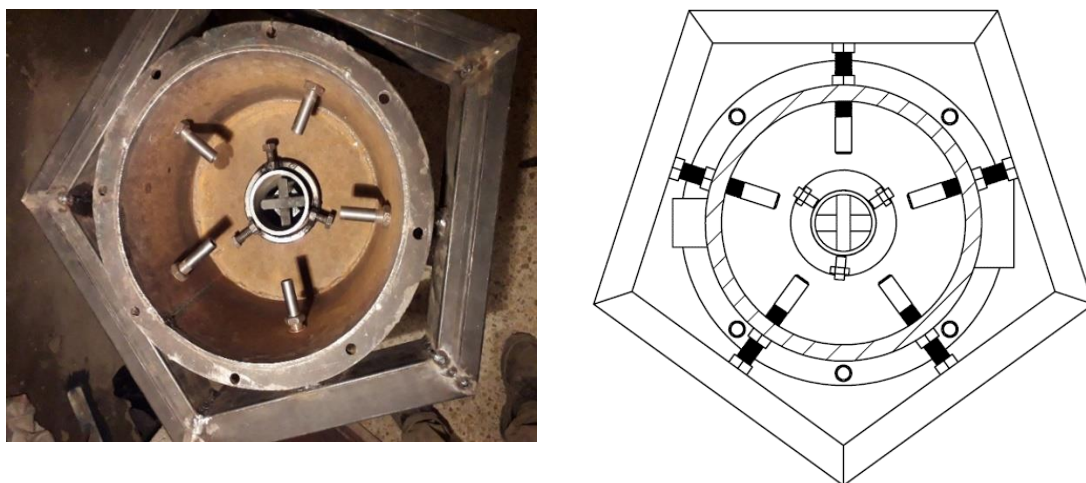


Figure 4.6 Zone de d'oxydation partielle dans le réacteur de gazéification

4.2.2.4 Zone de réduction du charbon

La zone de réduction est matérialisée par le lit du charbon qui s'étend jusqu'au niveau de la grille mobile sur laquelle repose le lit (Figure 4.7). Par ailleurs, la longueur du réacteur de gazéification (longueur répartie entre la zone d'oxydation partielle et la zone de réduction) qui commence au niveau des injecteurs d'air et qui s'étend jusqu'à l'extrémité du cylindre, varie de 80 mm à 280 mm selon le niveau de la grille à l'intérieur du cylindre.

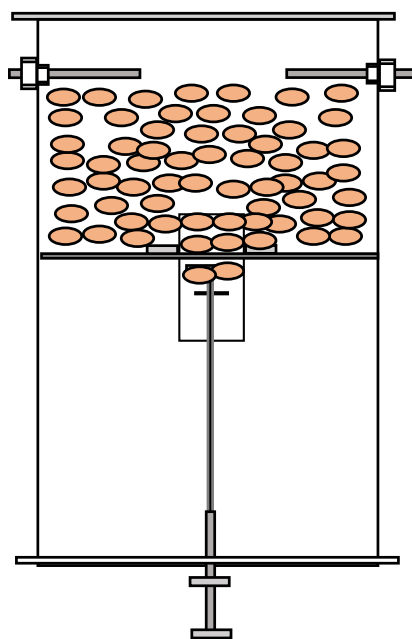


Figure 4.7 Zone de réduction

Pour faciliter l'amorçage de la phase d'oxydation partielle et donc le début la gazéification, une quantité d'environ 2 kg de charbon obtenu lors de des essais préliminaires est introduite à l'intérieur du réacteur de gazéification.

4.3 Instrumentation

L'installation pilote est dotée d'instruments de façon à mesurer les principaux paramètres opératoires, particulièrement la pression d'admission d'air au sein du réacteur, la température de gazéification et la composition du gaz à la sortie du réacteur.

4.3.1 Mesure de pression

Afin de mesurer la pression d'admission d'air dans le réacteur de gazéification et éventuellement la différentielle de pression, nous avons conçu un dispositif constitué de 2 manomètres à colonne de liquide verticale sous forme de U (figure 4.8). L'une des extrémités du premier manomètre est raccordée au

collecteur d'air. De la même manière, le second manomètre est raccordé juste à la sortie du réacteur (avant le cyclone). Après avoir mesuré la pression au niveau des 2 points, la différentielle de pression dans le réacteur est facilement déduite.



Figure 4.8 Dispositif de mesure des pressions dans l'installation

4.3.2 Mesure de température

La mesure de la température dans la zone de réduction est assurée par un thermomètre PT 100 à thermocouple type K, comme présenté dans la figure 4.9. La plage de mesure de ces capteurs se situe entre -50 et 1300°C avec une précision de l'ordre du degré Celsius.



Figure 4.9 A gauche Thermomètre PT 100 à type K, à droite point de mesure dans la zone de réduction

4.3.3 Mesure de la teneur en humidité du combustible

La biomasse collectée est chargée avec des taux élevés d'humidité au moment de sa réception, les grignons d'olive et les feuilles et petites branches

d'olivier présentent des taux respectivement entre 40 à 50% et 20 à 30 %. Par conséquence, cette biomasse est soumise à un séchage solaire. Avant d'alimenter le réacteur de gazéification, la teneur en humidité des combustibles est mesurée avec un hygromètre AR 971, L'objectif de ces mesures est de s'assurer que le pourcentage d'eau ne dépasse pas 25%, le taux maximal toléré dans les gazéificateurs à co-courant.



Figure 4.10 Hygromètre pour la mesure de la teneur en humidité dans le combustible.

4.3.4 Analyse de la composition du gaz

Après filtration et refroidissement, le syngaz est collecté à la sortie du filtre via un piquage prévu à cet effet (figure 4.11) , les échantillons de gaz sont collectés dans des ballons de Baudruches et sont ensuite analysés dans un chromatographe en phase gazeuse (CPG).



Figure 4.11 Piquage pour collecter des échantillons du syngaz

Le CPG utilisé est un analyseur multi-composants de marque SHIMADZU (figure 4.12), qui utilise avec 2 technologies différentes : le détecteur de conductivité thermique (TCD) et le détecteur à ionisation de flamme (FID). Le TCD détecte les changements de conductivité thermique de l'effluent de la colonne et le compare à un débit de référence du gaz vecteur. Le FID se compose d'une flamme d'hydrogène (H₂)/air et d'une plaque collectrice. L'effluent de la colonne GC passe à travers la flamme, qui décompose les molécules organiques et produit des ions. Les ions sont collectés sur une électrode polarisée et produisent un signal électrique. Le FID est extrêmement sensible avec une large plage dynamique, son seul inconvénient est qu'il détruit l'échantillon.



Figure 4.12 Chromatographe utilisé pour analyser le Syngaz

La mise en marche du CPG nécessite le réglage d'un certain nombre de paramètres opératoires comme la température, la pression et le débit du syngas et du gaz vecteur à l'intérieur des colonnes. Le tableau ci-dessous résume les conditions de marche.

Tableau 4.1 Paramètres opératoires du CPG

Paramètre	Valeur
Gaz vecteur	Argon
Gaz combustible pour le FID	Hydrogène
Débit du gaz vecteur (mL/min)	20
Température du détecteur TCD (°C)	150
Température du détecteur FID (°C)	360
Température de la colonne (°C)	120
Pression de colonne (kpa)	270

4.4 Conclusion

La composition et les caractéristiques du dispositif expérimental de gazéification conçu dans le cadre de ce travail sont détaillées dans ce chapitre, le fonctionnement globale du dispositif est présenté, les instruments de mesure dont l'objectif principal est de contrôler les processus de gazéification sont également présentés. Une fois le processus de gazéification est amorcé, la collecte des échantillons du syngaz est effectuée. L'analyse de ces échantillons dans un CPG permet l'identification des composés du syngaz et a pour objectif de démontré expérimentalement la faisabilité pratique de la gazéification des résidus oléicoles.

CHAPITRE 5 RESULTATS ET DISCUSSION

5.1 Introduction

Les résultats des différentes études réalisées dans les chapitres précédents sont exposés dans ce chapitre. La première partie est consacrée à la présentation et l'analyse des performances de l'installation de cogénération obtenues lors de la simulation du modèle thermodynamique développé. A l'issue d'une étude paramétrique, Les performances optimales du gazéificateur et celles de la TGCE sont présentées et discutées. Dans la seconde partie du chapitre, la rentabilité économique du projet d'installation d'une centrale de cogénération fonctionnant avec la biomasse sélectionnée est définie, les principaux indices économiques tels que la VAN, l'IR et le TIR sont calculés. En considérant la biomasse locale, la contribution de tels projets à la production électrique dans la région de Tizi Ouzou est calculée. La troisième partie de ce chapitre expose les résultats expérimentaux obtenus lors des essais effectués sur le réacteur pilote de gazéification conçu dans le cadre de cette thèse.

5.2 Performances globales du gazéificateur

Alimenté avec les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier, la centrale électrique simulée génère 75,8 kW de puissance électrique et 170,22 kW de puissance thermique sous forme d'eau chaude à 60 °C.

Dans le schéma de simulation, la température de gazéification est fixée au-dessus de 1000°C en régulant le rapport air/combustible (Rac). Le gaz de synthèse est un mélange de gaz avec différentes fractions molaires qui dépend des conditions de fonctionnement, du type de gazéificateur et des propriétés de la charge. Afin de valider le modèle de gazéification développé, les résultats obtenus dans la présente étude sont comparés avec d'autres résultats expérimentaux [69] et théoriques [5, 25] qui ont adopté les mêmes types de biomasse avec des gazéificateurs à co-courants. En se référant au tableau 5.1 nous pouvons observer que la composition du gaz de synthèse obtenu lors de la simulation présente généralement une correspondance avec les autres compositions. Cependant, le

gaz de synthèse issu des grignons d'olive affiche un pouvoir calorifique plus bas (4,12MJ/kg) comparé au PCI du gaz obtenu dans le travail de Fortunato et al. [25] (4,86 MJ/kg), cela est principalement due à la quantité d'air plus importante dans cette étude ($Rac=2,09$), qui est nécessaire pour atteindre la température de gazéification. Par conséquent, le gaz produit contient plus de N_2 et donc moins de H_2 et de CO . Par ailleurs, la composition du gaz de synthèses issue de la gazéification des feuilles et petites branches d'olivier montre un bon accord avec les résultats théoriques et expérimentaux. Les fractions de H_2 et CO ont atteint respectivement 14,87 % et 20,69 % dans la présente étude contre 16,96% pour le H_2 et 19,9% pour le CO obtenus expérimentalement par Vera et al. [69]. Ces valeurs correspondent également à celles obtenues théoriquement par Vera et al. [5], atteignant 14,8 % et 19,5 %, respectivement pour le H_2 et le CO . La différence enregistrée dans la composition du H_2O est due à l'absence du processus de refroidissement et de nettoyage dans le modèle actuel. Par conséquent, le syngaz n'est pas déshydraté et le H_2O figure dans la composition du mélange. Dans les paragraphes suivants nous analyserons l'influence de paramètres clés sur les performances du gazéificateur.

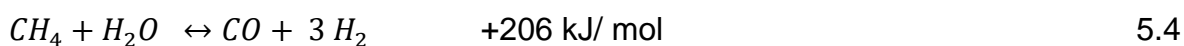
Tableau 5.1 Comparaison entre la composition du syngaz du présent travail et celles obtenues dans la littérature.

Composition du gaz (% mole)	Grignon d'olive	Branches d'olivier	Résultats expérimentaux [69]		Résultats théoriques	
			Branches d'olivier	Noyaux d'olive	Grignon d'olive [84]	Branches d'olivier [5]
H_2	14.94	14.87	16.96	16	17.19	14.8
CO	18.32	20.69	19.90	22.83	19.23	19.5
CO_2	8.32	8.42	11.18	5.11	11.10	9.3
N_2	44.97	43.73	47.95	51.27	48.7	41.5
CH_4	1.43	1.49	2.73	3.43	3.15	2.3
H_2O	11.44	10.25	1.29	1.36	-	11.9
PCI (MJ/kg)	4.12	4.39	4.76	5.45	4.86	4.53
Rac (kg_{air}/kg_{fuel})	2.09	1.92	-	-	1.88	1.7

5.2.1 Etude de l'effet du Rac sur la composition du syngaz

Le Rac a un effet significatif sur les performances du gazéificateur, particulièrement sur la température de gazéification et donc sur la composition du syngaz.

Nous portons sur la figure 5.1, la composition du gaz de synthèse en base humide en fonction de la variation du Rac. La variation de la composition du syngaz issu des deux types de résidus d'olive (grignons d'olive, feuilles et petites branches d'olivier) est similaire. Les composants du syngaz résultent d'une série de réactions chimiques qui se produisent dans la zone de réduction. Pour analyser la variation de ces composants, nous rappelons les principales réactions de gazéification :



La variation des composants obéit à la loi de modération qui suppose qu'une réaction se trouvant essentiellement en équilibre, se déplace dans le sens endothermique suite à une élévation de la température. Premièrement, le CO augmente avec l'augmentation du facteur d'air, tandis que le CO₂ diminue, ceci est en accord avec réaction 5.1 « réaction de Boudouard ». Le même principe s'applique pour le méthane, ou une élévation Rac provoque une consommation du CH₄ selon la réaction du reformage (réaction 5.4). Deuxièmement, une hausse excessive du Rac (chauffage excessive) engendre une diminution du H₂ et une augmentation du H₂O. Cela peut s'expliquer pour la réaction exothermique 5.3 qui se produit dans le sens endothermique, et qui prend le dessus sur la réaction 5.2 « water gas ». De la figure 5.1, nous pouvons facilement observer que la production optimale du CO et du H₂ se produit à un Rac de 1,5 pour les grignons d'olive et de 1,3 pour les feuilles et petites branches d'olivier.

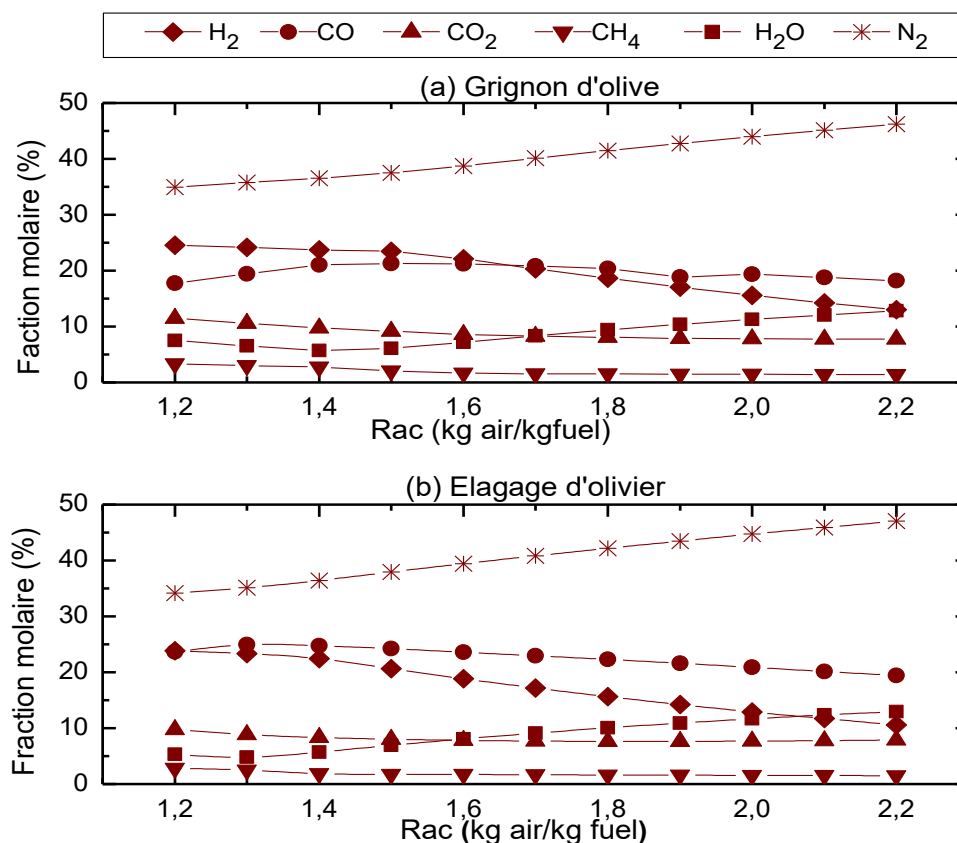


Figure 5.1 Effet du facteur d'air sur la composition du syngaz, (a) grignon d'olive, (b) feuilles et petites branches d'olivier

5.2.2 Etude de l'effet de l'humidité sur la composition du syngaz

La figure 5.2 montre les effets de la teneur en humidité de la biomasse étudiée sur la composition du gaz de synthèse lorsque la température de pyrolyse et de gazéification sont respectivement fixées à 500 ° C et 1000 ° C.

Nous pouvons constater que la composition du CH₄ produit est quasi constante et que le H₂ augmente constamment avec l'humidité, une hausse de 8% pour le grignon d'olive et 6,95% pour les feuilles et petites branches d'olivier est observée pour un intervalle d'humidité de [5% - 30%]. La même tendance est observée pour le CO₂, avec une hausse de 34% pour le grignon d'olive et 25,4% pour les feuilles et petites branches d'olivier. La hausse significative du CO₂ avec l'humidité est attribuée à l'oxydation du carbone par l'oxygène présent dans la zone de réduction (réaction 5.5) suite à la hausse de la quantité d'air nécessaire pour atteindre la température de gazéification. Par ailleurs, la faible concentration du CH₄ s'explique par le fait que la réaction de méthanisation (réaction 5.6) n'est significative qu'à pression élevée et quasiment inexistante à pression atmosphérique[22]. D'un autre côté, la vapeur d'eau générée initialement par le

séchage de la biomasse humide peut réagir soit avec le carbone (C) ou le CO pour former du H₂ et du CO₂ (réactions 5.2 et 5.3), cependant la vitesse de réaction d'oxydation du H₂ est nettement plus grande que la décomposition du H₂O, ce qui engendre la diminution du H₂ et la hausse du H₂O.

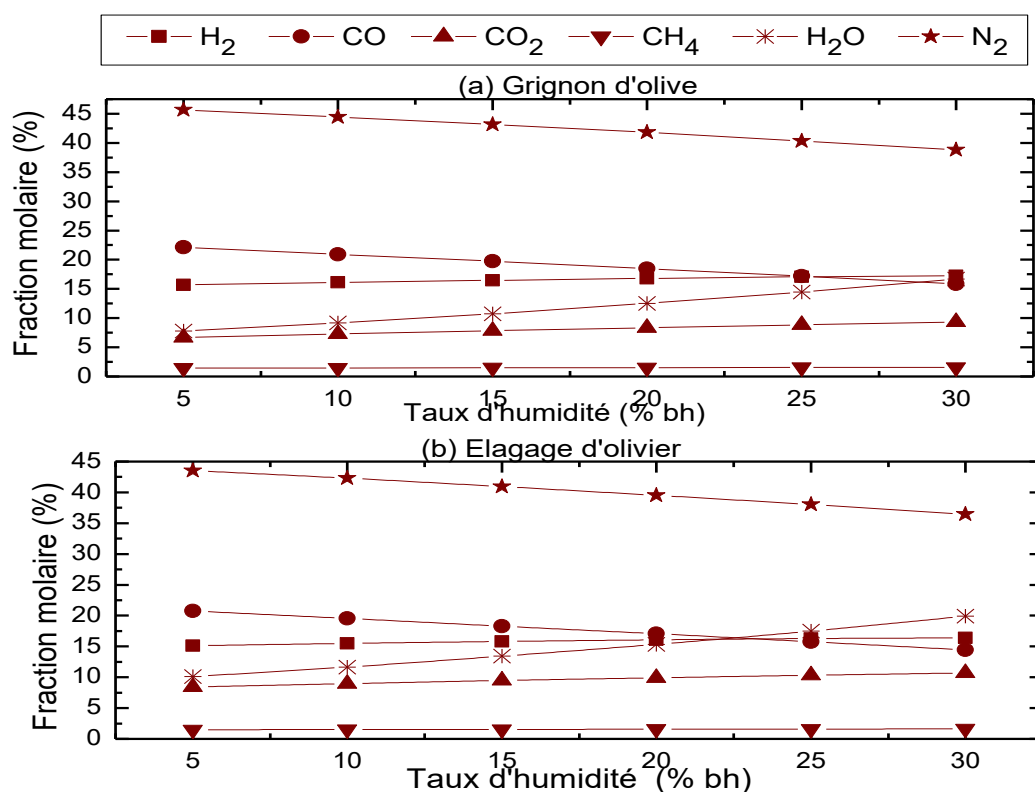
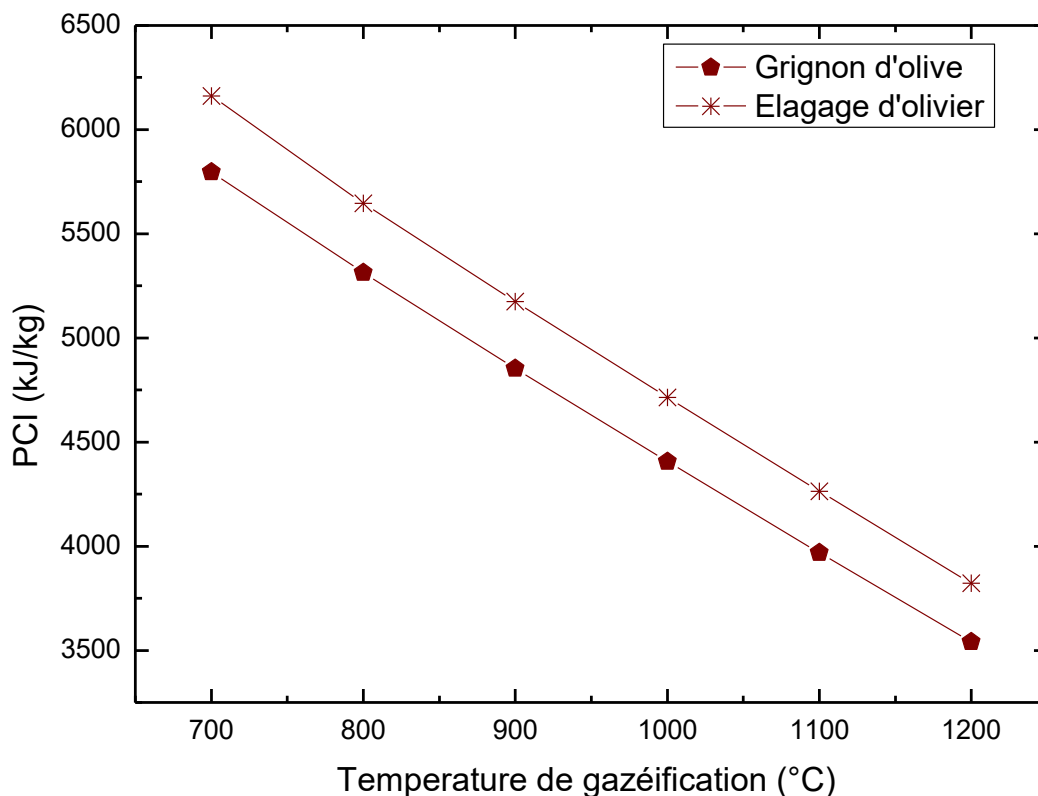


Figure 5.2 Effet du taux d'humidité sur la composition du syngaz, (a) grignon d'olive, (b) feuilles et petites branches d'olivier.

5.2.3 Etude de l'influence de la température sur le pouvoir calorifique du syngaz

La variation du pouvoir calorifique inférieur (PCI) du gaz de synthèse avec la température de gazéification est représentée sur la figure 5.3. Nous pouvons observer que le PCI du syngaz est plus élevé lors la gazéification des feuilles et petites branches d'olivier en comparaison avec la gazéification des grignons d'olive. En outre, sur l'intervalle de température étudiée [700-1200°C], le PCI du syngaz diminue considérablement de 38% pour la taille de l'olivier, passant de 6,16 à 3,82 MJ / kg et de 39% pour le grignon d'olive, passant de 5,8 à 3,54 MJ/kg. Dans les deux cas, cela est dû à une réduction des concentrations de CO et H₂ avec la

hausse du Rac (hausse de température) observée dans la figure 5.1. De plus, la teneur importante du N₂ dans le syngaz a également engendré la baisse du PCI.



Figure

5.3 Effet de la température de gazéification sur le pouvoir calorifique du syngaz

5.2.4 Etude de l'influence de la température de réduction sur le rendement de gazéification

Comme nous l'avons vu précédemment, le rendement de gazéification est calculé soit avec le syngaz froid, soit avec le syngaz chaud en tenant compte ou non de l'énergie sensible. Les rendements du gaz froid ($\eta_{f_{ga}}$) et du gaz chaud ($\eta_{c_{ga}}$) sont calculés conformément aux équations (3.4) et (3.5). De la figure 5.4, nous pouvons constater que la hausse de la température de gazéification réduit considérablement le $\eta_{f_{ga}}$, respectivement de 16% et 15% pour le grignon d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. En revanche, le $\eta_{c_{ga}}$ ne diminue pas et reste globalement constant dans le même intervalle de température. En effet, en dépit de la baisse d'énergie chimique du syngaz avec la température (figure 5.1), l'énergie thermomécanique (chaleur sensible) du gaz de synthèse croît et compense cette baisse, ce qui explique la stabilité du $\eta_{c_{ga}}$ avec la température.

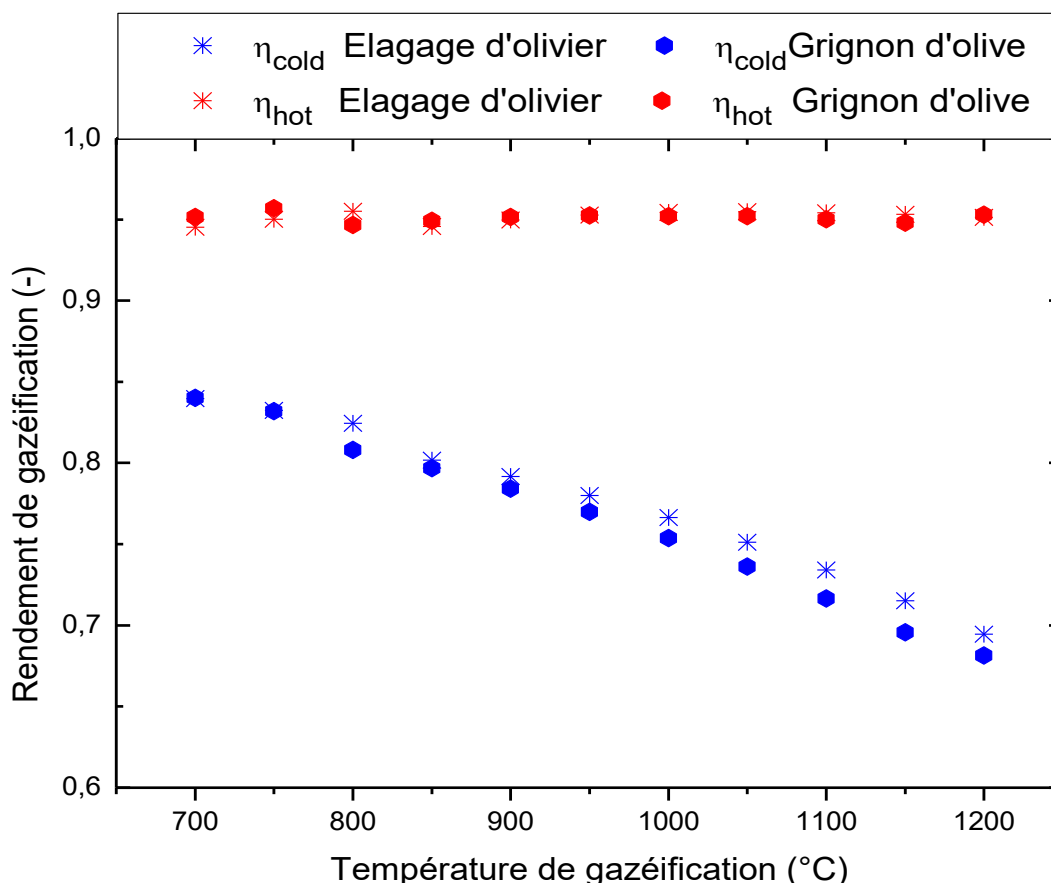


Figure 5.4 Effet de la température de réduction sur le rendement de gazéification

5.3 Analyse des performances de la TGCE

Les paramètres de performance de la TGCE sont considérablement influencés par les propriétés de la biomasse telles que la teneur en humidité et le pouvoir calorifique, et par les paramètres de fonctionnement de la turbine tels que le rapport de compression (t_c), la (T_eT) et la différence des températures chaudes dans l'ECHE. Il faut noter que l'étude paramétrique pour déterminer les performances optimales de la TGCE est réalisée en utilisant le grignon d'olive comme combustible.

5.3.1 Effet du taux de compression (t_c) sur le rendement électrique

La figure 5.5 montre la variation du rendement électrique en fonction du taux de compression à différents T_eT . La tendance de variation est la même pour toutes les températures, au début le η_{el} croît avec l'augmentation de t_c , pour ensuite atteindre des valeurs maximales de 15,41 %, 18,03%, et 20,80 %, respectivement pour $T_eT = 800$ °C et $t_c=4,5$, $T_eT = 850$ °C et $t_c= 5$, $T_eT = 900$ °C et $t_c=5,25$. Une hausse supplémentaire du t_c au-delà de l'optimum engendre une diminution du rendement électrique, ceci est principalement dû à une diminution de la puissance

nette délivrée par la turbine. Par exemple, l'augmentation de t_c de 5 à 6 (Pour $T_{iT} = 850 \text{ °C}$) provoque une baisse de la puissance nette produite de 5,1kW. En se référant aux équations 3.8 et 3.10, cela provoque une réduction de la P_{el} et du η_{el} .

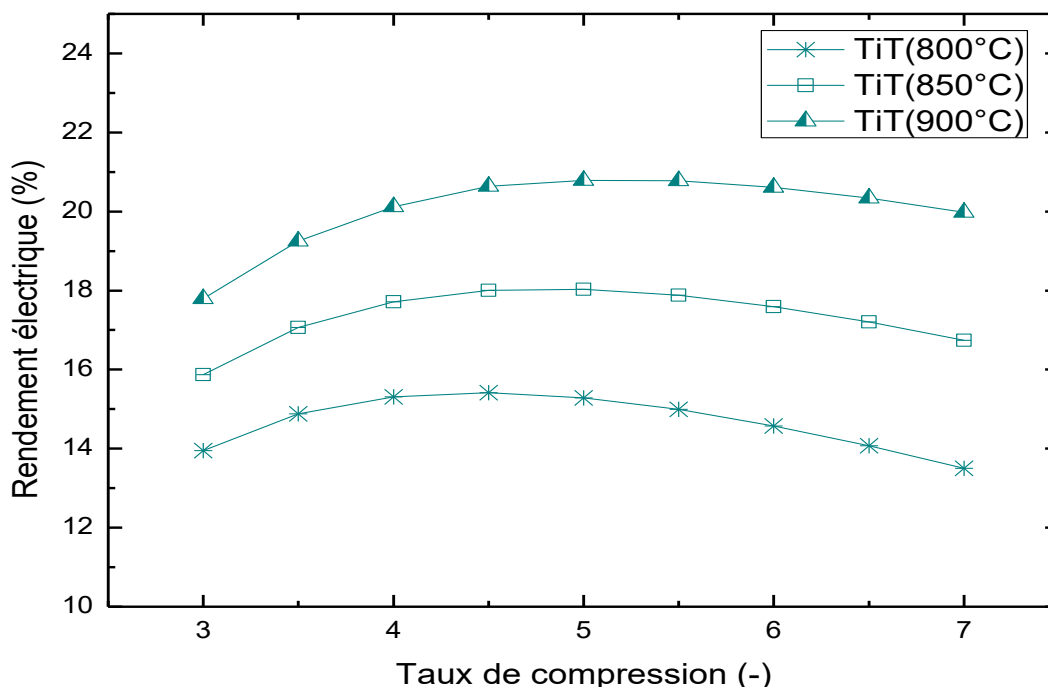


Figure 5.5 Influence du taux de compression sur le rendement électrique de la centrale de gazéification

5.3.2 Effet de la différence des températures chaudes dans l'ECHT sur le rendement électrique

La différence des températures chaudes (ΔT_c) est un paramètre clé dans la conception de l'ECHT, la qualité du matériau utilisé et son coût. Elle est définie comme la différence entre la température des gaz de combustion (tuyau 8, figure 5.6) et la T_{eT} (tuyau 18, figure 5.6).

L'influence de ΔT_c sur le rendement électrique est portée dans la figure 5.7. Les résultats indiquent la même tendance de variation du rendement électrique pour toutes les T_{eT} , une diminution nette de η_{el} avec l'augmentation de ΔT_c est observée. L'augmentation de la température de ΔT_c de 50 à 200 °C entraîne une baisse du η_{el} de 5%, 5,53%, 5,6%, respectivement pour $T_{eT} = 800 \text{ °C}$, $T_{eT} = 850 \text{ °C}$, et $T_{eT} = 900 \text{ °C}$. Lorsque ΔT_c est élevée, une plus grande quantité d'énergie est perdue à travers le flux de gaz d'échappement, ce qui explique la diminution du η_{el} . Il faut noter que la hausse de ΔT_c signifie une variation de la température des fumées, puisque la T_{eT} est fixe. Dans les conditions optimales

($\Delta T_c=50^\circ\text{C}$), le passage de 800°C à 900°C dans la TeT, entrainera une hausse de presque 4% dans le rendement électrique.

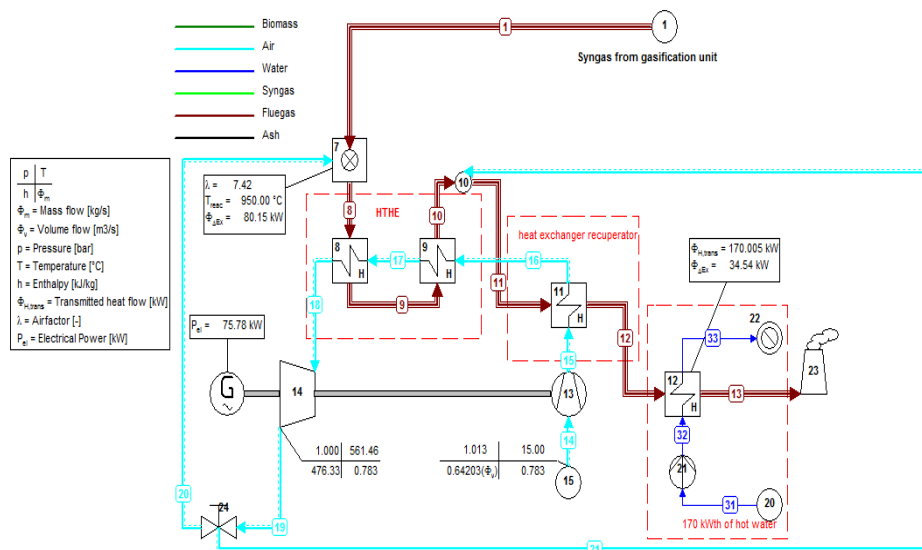


Figure 5.6 Schéma synoptique de la TGCE dans Cycle Tempo®.

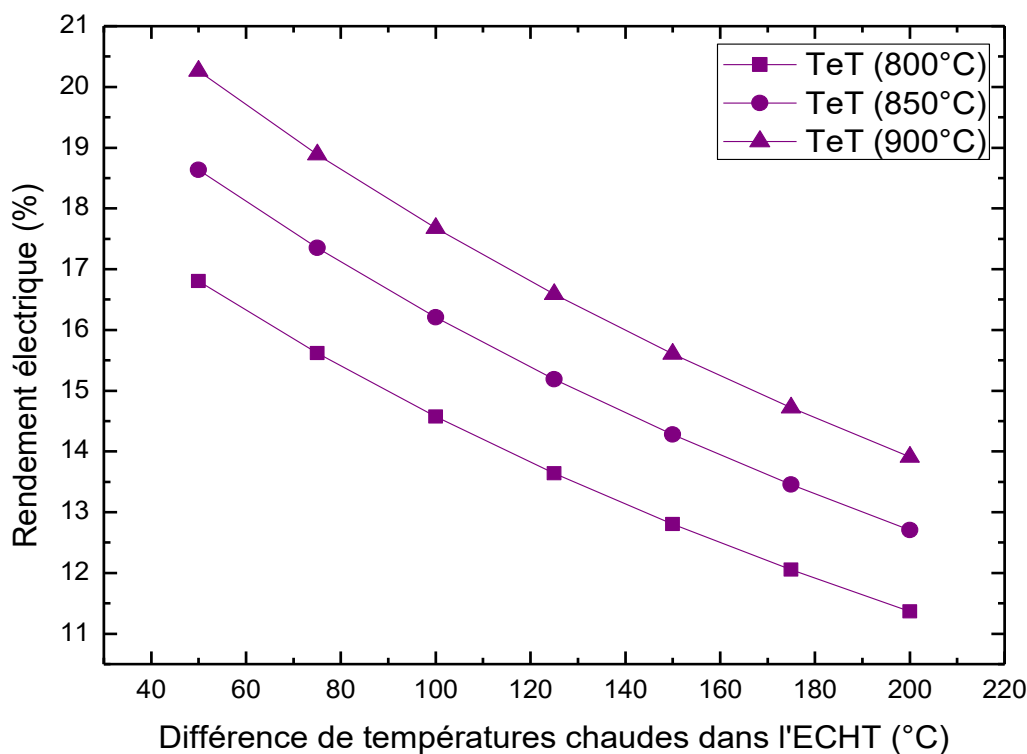


Figure 5.7 Influence de la DTc dans l'ECHT sur le rendement électrique

5.4 Analyse du bilan énergétique de la centrale de gazéification

La puissance utile et les pertes d'énergie de la centrale de cogénération sont présentées respectivement sur les figures 5.8 et 5.9. Comme indiqué sur la figure 5.8, pour un apport énergétique de 414 kW (grignons d'olive), la puissance

électrique nette produite par la centrale atteint 75,8 kW et la chaleur récupérée est de 170,22 kW, les deux flux sont considérés comme des puissances utiles atteignant un rendement global de 59,2%. La partie restante du flux d'énergie est perdue soit sous forme d'un dégagement de chaleur dans l'environnement, ou détruite dans les irréversibilités des différents processus qui composent la centrale de gazéification. Comme nous pouvons l'observer, 33,64% du flux d'énergie total représente des pertes dans divers appareils de la centrale de cogénération, et 10,78% est perdu sous forme d'énergie thermomécanique contenue dans les gaz d'échappement.

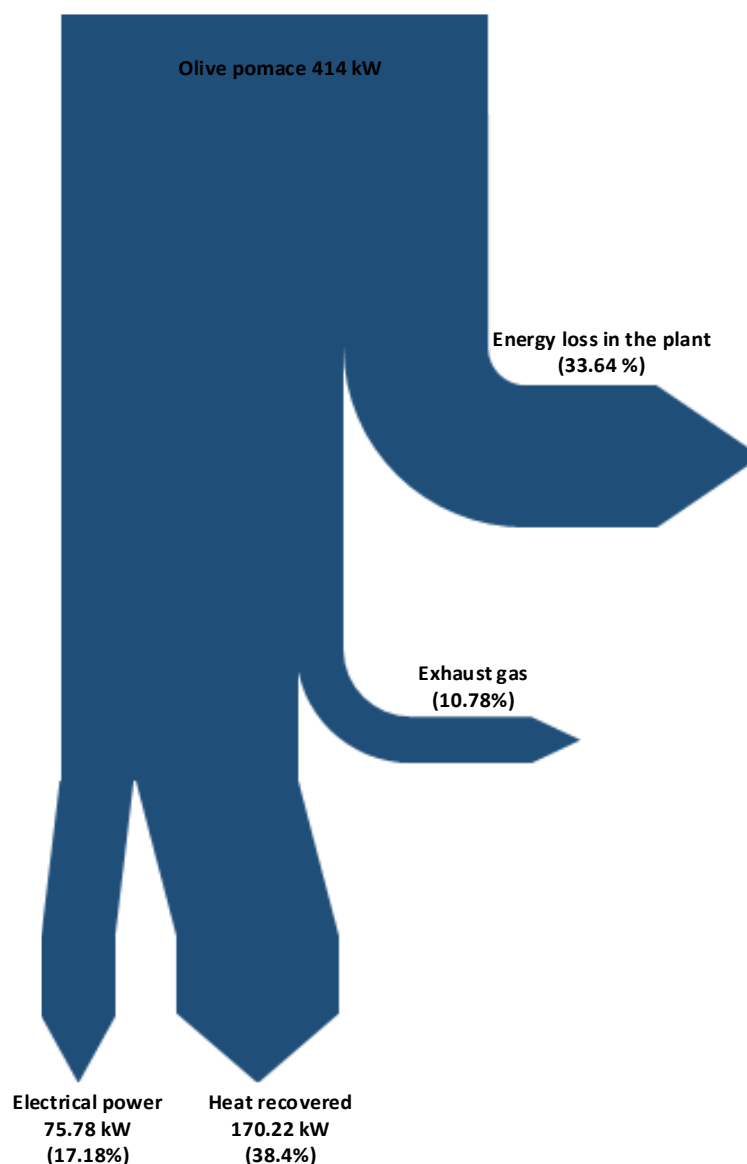


Figure 5.8 Diagramme de SANKEY de la centrale de gazéification

La figure 5.9 synthétise la répartition des pertes d'énergie dans les principaux composants du système; nous pouvons constater que la perte

d'énergie la plus importante se produit dans l'ECHE avec 29,16% suivi du gazéificateur (17,03%) et de la chambre de combustion (12,76%). Les pertes enregistrées dans l'ECHE sont dues à la grande surface d'échange qui caractérise ces échangeurs à haute température. Le générateur électrique, suivi du compresseur et de la turbine affichent les pertes les moins conséquentes, respectivement avec 1,67%, 6,16%, et 9,51%. Ces pertes d'énergie sous forme de chaleur résultent principalement des frictions (frottement et génération de chaleur) dans les parties mobiles qui composent ces machines telles que les roulements, les paliers, etc. Il est important de souligner que ces pertes relativement minimales s'expliquent par les rendements mécaniques élevés de la turbine, du compresseur, et du générateur électrique.

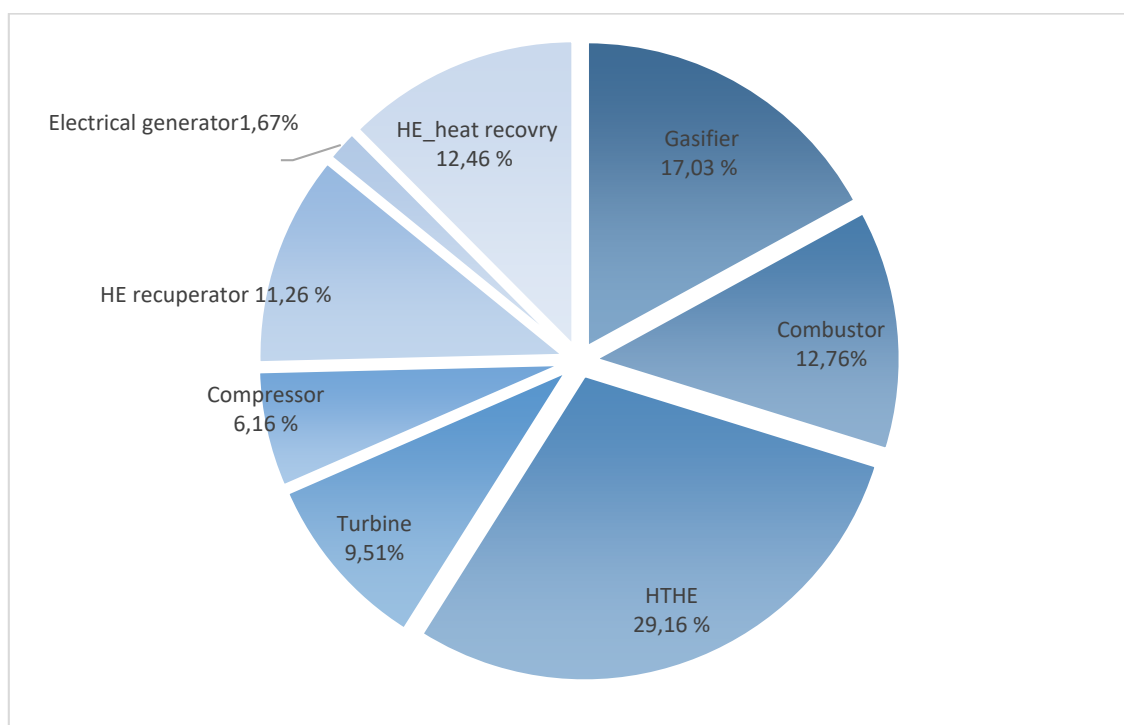


Figure 5.9 Répartition des pertes de chaleur dans les composants de la centrale de gazéification

5.5 Performances globales de l'installation

Les paramètres de performance optimale de la centrale de cogénération sont présentés dans le tableau 5.2 lorsque le gazéificateur est alimenté en grignon d'olive, en feuilles et petites branches d'olivier et en mélange composé des deux biomasses considérées. Les résultats montrent que les performances obtenues avec différents types de biomasse sont similaires. Cependant, les rendements électrique (18,56%) et global (60,26%) obtenus avec les feuilles et petites branches

d'olivier sont légèrement plus élevés que le mélange (75% branches d'olivier, 25% du grignon d'olive) avec 18,5% et 60,05%, respectivement. La gazéification des grignons d'olive affichent les rendements électriques (18,24%) et global (59,2%) les plus bas pour la même puissance électrique générée. Cela est dû au fait que la consommation de grignons d'olive (89,92 kg/h) est supérieure à la consommation des feuilles et petites branches d'olivier (87,84 kg /h) pour la même température de gazéification.

Tableau 5.2 Performance de l'installation avec différents types de biomasse

Performances	Grignon d'olive	Branches d'olivier	25 % branches d'olivier 75 % grignon d'olive	50 % branches d'olivier 50 % grignon d'olive	75 % branches d'olivier 25% grignon d'olive
Apport d'énergie kW	414.22	408.19	412.5	410.9	409.6
Puissance électrique (kW)	75.78	75.78	75.78	75.78	75.47
Puissance thermique (kW)	170.226	170.226	170.226	170.226	170.226
Rendement électrique (%)	18.24	18.56	18.37	18.44	18.5
Rendement global (%)	59.2	60.26	59.64	59.87	60.05
Consommation de biomasse (kg/h)	88.92	87.84	88.06	87.8	87.73
Rac (-)	2.09	1.92	2.06	2.02	1.97

5.6 Analyse exergetique de l'installation

Pour conclure l'étude thermodynamique, une analyse exergetique est réalisée en utilisant le grignon d'olive, les feuilles et petites branches d'olivier et un mélange des deux biomasses (75% feuilles et petites branches d'olivier, 25% de grignon d'olive) comme combustibles. Cette analyse fournit une évaluation claire des différentes pertes d'énergie se produisant dans le système à la fois qualitativement et quantitativement. La distribution d'exergie dans l'installation est représentée sur

la figure 5.10, nous pouvons constater une évolution similaire des pertes d'exergie pour tous les types de biomasse. Les rendements d'exergie électrique et globale obtenus avec les feuilles et petites branches d'olivier représentent respectivement 16,51 et 21,3%, légèrement supérieurs au grignon d'olive (16,28 et 21%), et au mélange (16,45 et 21,2%). En outre, la distribution d'exergie indique clairement que la chambre de combustion représente le composant avec les pertes d'exergie les plus élevées dans le système autour de 17,4%, ce qui est attendu en raison du processus de combustion, où l'entropie est générée par les réactions chimiques à haute température.

Les blocks de pyrolyse et de gazéification affichent également des pertes conséquentes d'exergie avec respectivement 9% et 14,1%. La combustion partielle qui se produit à l'intérieur du gazéificateur, où les réactions d'oxydation et de réduction ont lieu simultanément, une entropie élevée est ainsi générée dans ce processus, ce qui entraîne une grande irréversibilité. D'autres pertes d'exergie se produisent dans l'ÉCHT et l'échangeur de chaleur pour l'eau chaude avec 8,31 et 7,43% respectivement, suivis par la turbine avec 6,98% et le compresseur avec 6,73%. Il est important de noter qu'environ 4% d'exergie globale sont perdus à l'intérieur du système d'évacuation des cendres. Cette exergie thermomécanique peut être récupérée pour préchauffer le processus de pyrolyse.

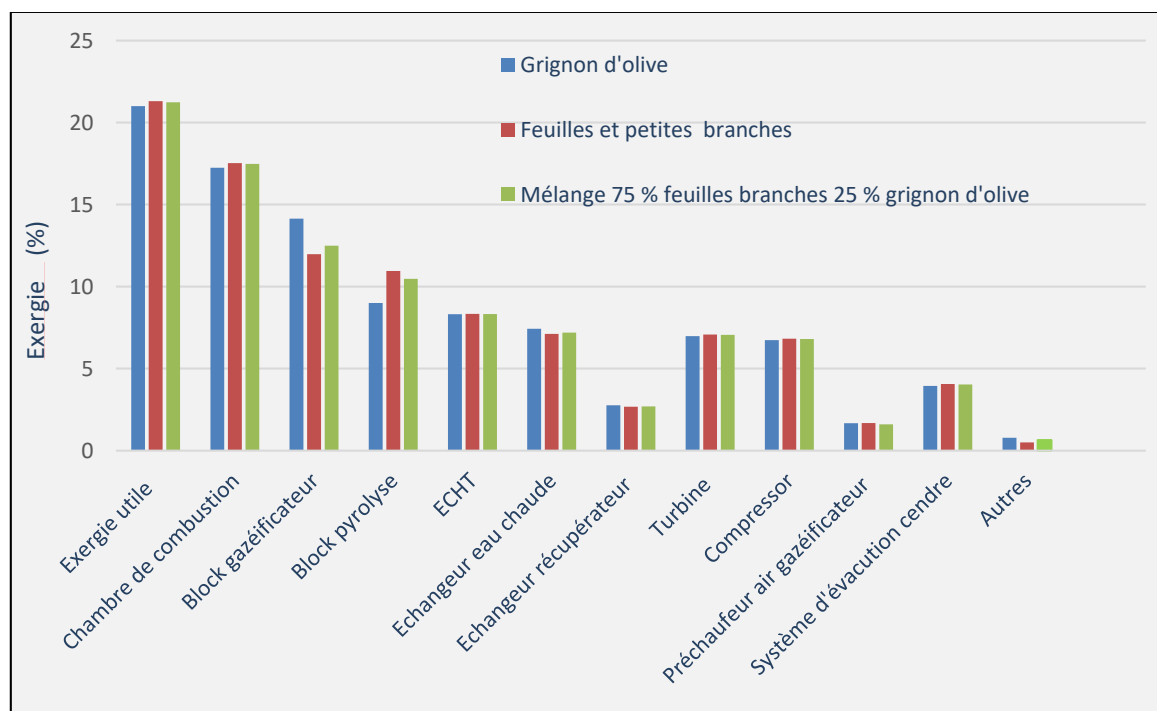


Figure 5.10 Distribution d'exergie dans la centrale de cogénération

5.7 Etude économique du projet

Dans cette section, nous analyserons l'évaluation de la rentabilité financière du projet d'installation de la centrale de gazéification proposée dans la région de Beni Douala. Cette étude passe par le calcul de quatre paramètres essentiels ; la VAN, le IR, le TIR, et la période de retour sur investissement.

Comme indiqué dans le tableau 5.1, la consommation du gazéificateur en biomasse atteint 88,92 kg/h et 87,84 kg/h, respectivement pour les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. Étant donné que le système devra fonctionner 7500 h/an, la consommation totale de biomasse est égale à 666,9 t/an pour le grignon d'olive et 658,8 t/an pour les feuilles et petites branches d'olivier. Cette quantité de combustible doit être fournie par les moulins à huile sélectionnés opérant dans la municipalité de Beni Douala et par les exploitations agricoles dans cette zone. Le tableau 5.3 montre le potentiel de biomasse estimé dans la section précédente et la consommation annuelle de biomasse par la centrale de gazéification. Ainsi, nous pouvons conclure que les deux résidus d'olive sont d'une quantité suffisante pour satisfaire pleinement la demande de l'installation.

Tableau 5.3 Biomasse disponible et quantité consommé par l'installation

biomasse	Quantité disponible (t/ an)	Consommation centrale (t/an)
Grignon d'olive	949.2	666.9
Petites branches d'olivier	757	658.8

Le tableau 5.4 présente les principaux indices économiques de l'analyse de rentabilité. La VAN est positive et le TIR est supérieur à 20% pour les deux biomasses considérées, il est de 20% et 21%, respectivement pour les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. La meilleure VAN (314 031 \$) est atteint lorsque les feuilles et petites branches d'olivier est utilisé comme combustible en raison des coûts relativement bas de cette biomasse. De plus, un IR intéressant est obtenu pour les deux résidus d'olive (2,59 pour les grignons d'olive, 2,69 pour les feuilles et petites branches d'olivier) et la période de récupération est comprise entre 5 et 6 ans lorsque les ventes combinées d'une partie de la chaleur et de l'électricité totale produite sont prises en compte. Au regard de l'hypothèse que seule une faible quantité de la chaleur (environ 1%) est prise

en compte dans l'analyse économique, la chaleur restante peut être utilisée dans le processus de séchage des grignons d'olive, en particulier le séchage rotatif.

Tableau 5.4 Principaux indices économique du projet

Biomasse	VAN(\$)	IR	TIR (%)	Periode de retour sur investissement (années)
Grignon d'olive	295704	2.59	20	5.7
Petites branches d'olivier	314031	2.69	21	5.4

Le coût de la biomasse est certainement l'un des facteurs clés de l'analyse de la rentabilité économique, l'évaluation de la sensibilité de la VAN et du TIR par rapport au coût de la biomasse (le grignon d'olive est pris en compte) est présentée dans les figures 5.11 et 5.12. Comme prévu, les meilleurs résultats sont obtenus à faible coût de biomasse, la VAN et le TIR atteignent des valeurs optimales, respectivement de 325 K\$ et 21% pour un coût de la biomasse de 5 \$/t. Une augmentation du coût de la biomasse réduit les bénéfices projetés de l'investissement, réduisant ainsi la VAN. Avec un coût de biomasse de 45 \$/t, le TIR atteint 4% et la VAN présente une valeur négative (-8,35 k \$), ce qui se traduit par une perte nette.

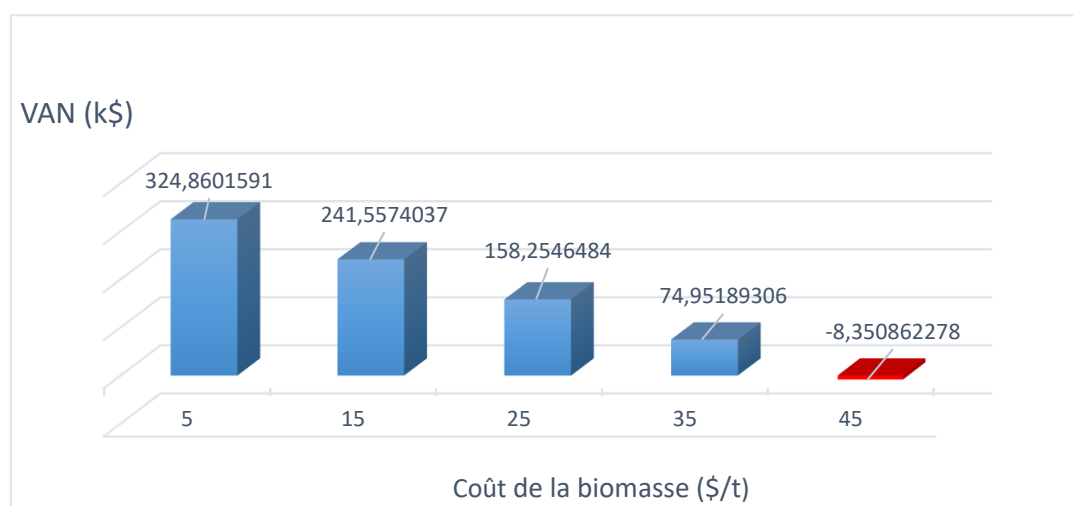


Figure 5.11 Sensibilité de la VAN par rapport au coût de la biomasse

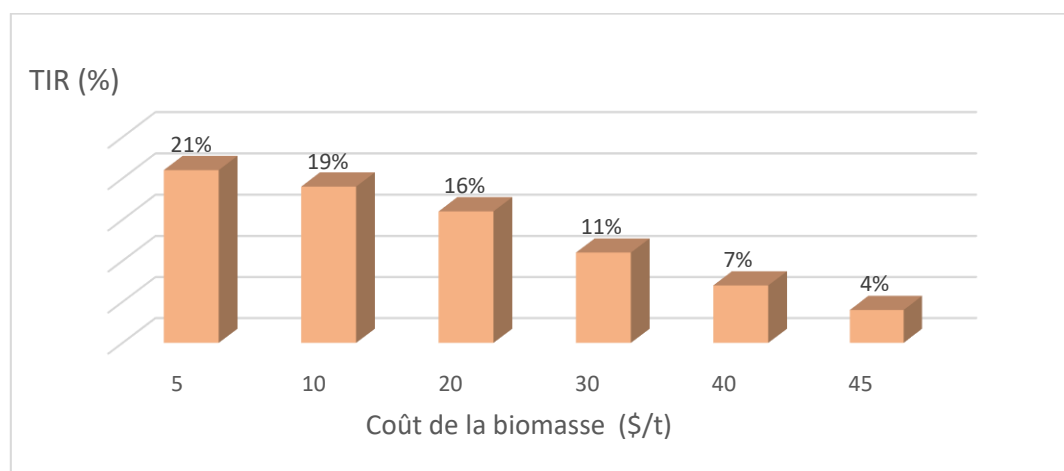


Figure 5.12 Sensibilité du TIR par rapport au coût de la biomasse.

Sur la base des quantités annuelles de déchets solides d'olive générées dans la région de Tizi Ouzou (tableau 5.5) et compte tenu du rendement électrique et de la consommation de la centrale en biomasse, l'électricité produite à partir des résidus d'olive via le système de conversion étudiée est calculée et présentée dans le tableau 5.6. L'équivalence en électricité correspond à 17801,3MWh pour le grignon d'olive, alors qu'elle est de 56240,6 MWh pour les feuilles et petites branches d'olivier, ce qui totalise 74041,9 MWh. Au regard de la consommation annuelle moyenne d'électricité par habitant en Algérie qui est autour de 1,6 MWh [95]; la production d'électricité à partir des sous-produits oléicoles estimés dans la région de Tizi Ouzou peut couvrir la consommation électrique annuelle de 46276 habitants.

Tableau 5.5 Potentiel de la biomasse oléicole dans la région de Tizi Ouzou [96]

Années	Huile d'olive (t/an)	Olive (t/an)	Nombre d'olivier	Grignons d'olive (t/an)	Branches d'olivier (t/an)	Surface cultivée (ha)
2015	6979,304	38245,7	2885328	15298,28	60104	28621
2016	9449,228	53464,2	3048702	21385,68	63619	30295
2017	7516,4	42920,7	3048702	17168,28	65058	30980
2018	12337,2	76050	3117200	30420	66801	31810
2019	9482,808	50420,8	3358878	20168,32	70375	33512
Moyenne	9153	52220	-	20888	65191	-

Tableau 5.6 Potentiel en électricité de la biomasse considérée

Biomasse	Quantité générée (t year ⁻¹)	Equivalent en électricité (MWh an ⁻¹)
Grignon d'olive	20888	17801.3
Branche d'olivier	65191	56240.6
Total	86079	74041.9

5.8 Analyse des résultats expérimentaux

Cette partie expose les résultats expérimentaux obtenus sur l'installation pilote décrite dans le chapitre 4 avec la gazéification des grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. Nous évoquerons en premier lieu les tests préliminaires effectués avec du bois traité. Ensuite, la composition du syngaz issu de la gazéification des deux types de biomasse seront exposés et discutés.

5.8.1 Les tests effectués avec du bois sec

Le dispositif expérimental est testé d'abord avec du bois sec d'un taux d'humidité d'environ 5 %. Pour une masse de 10 kg de bois, l'essai dure 90 mn, le temps de la montée en température et l'amorçage de la gazéification n'est atteint qu'au bout de 30 mn de marche. Une fois le gaz torché brûle et la flamme est stabilisée, une collecte de 5 échantillons est effectuée via des ballons de baudruches, ces collectes sont caractérisés avec un CPG au laboratoire, l'analyse chromatographique du syngaz est présentée dans la figure 5.13. Il faut souligner que chaque pic correspond à un composé du syngaz. L'identification des composés est réalisée par la comparaison des temps de rétention de ces pics avec des temps de rétentions des pics de gaz de référence.

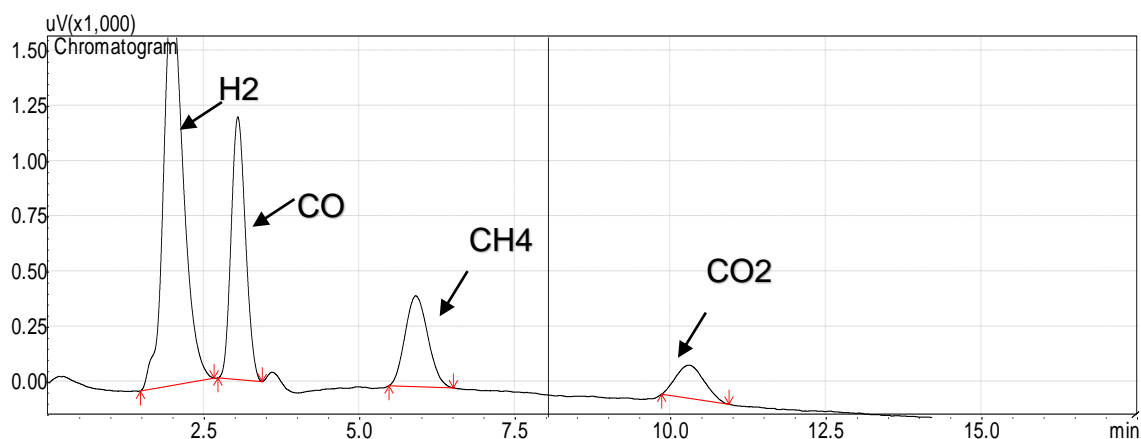


Figure 5.13 Caractérisation du syngaz produit à partir du bois traité.

De la figure 5.13, nous pouvons observer que le Pic du N_2 n'est pas affiché dans le spectre, cela est dû à l'utilisation de ce gaz comme gaz vecteur. L'aire des pics enregistrées correspond aux fractions molaires des composés du gaz produit, ces aires sont calculées automatiquement par le chromatographe. Etant donné que l'azote n'est pas détecté dans le spectre, nous avons posé l'hypothèse que la fraction typique du N_2 produite par un gazéificateur à co-courant est de 50 % en base sèche [97]. Par conséquent la composition calculée en base sèche est synthétisée dans la figure 5.14.

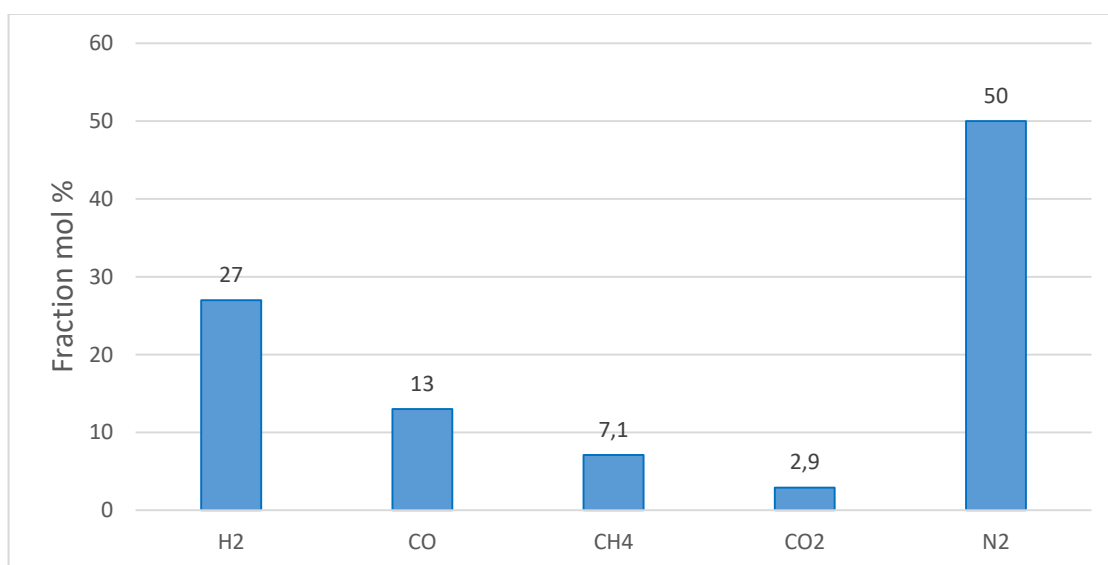


Figure 5.14 Composition du syngaz à partir de la gazéification du bois

Nous pouvons observer clairement que les gaz qui dominent cette composition sont l'azote (50%), suivi de l'hydrogène (27 %) et du monoxyde de carbone (13%), ce qui attendu vu la bonne qualité de la flamme lors de la prise de cet échantillon.

5.8.2 Résultats obtenus avec la biomasse sélectionnée

Lors des essais précédents effectués avec le bois traité, nous avons observé que l'azote n'est pas détecté par le chromatographe et donc ne s'affiche pas dans le spectre. Par conséquent, nous l'avons remplacé par l'argon (Ar) gaz vecteur.

Deux essais sont réalisés avec la biomasse sélectionnée. Le premier essai de gazéification est effectué avec le grignon d'olive, tandis que le second essai est réalisé avec les feuilles et petites branches d'olivier. Pour des masses de 14 et 16 kg, respectivement pour le grignon et les feuilles et petites branches d'olivier, la durée des essais est de 65 mn pour le grignon et 125 mn pour les feuilles et petites

branches d'olivier. Les paramètres de marche lors des essais sont synthétisés dans le tableau 5.7.

Tableau 5.7 Paramètres de marches lors des essais du gazéificateur

Biomasse	Grignons d'olive	Branches d'olivier
Poids Initiale (kg)	14	16
Poids restant après l'essai (kg)	3,6	6,8
Taux d'humidité du combustible %	13	5
Durée de l'essai (mn)	65	125
Temps nécessaire pour l'amorçage (mn)	20	-
Pression d'air à l'admission (cm H ₂ O)	2	2

Le temps de montée en températures et l'amorçage de la gazéification est atteint au bout de 20 minutes pour le grignon. Cependant, l'essai n'est pas concluant pour les feuilles et petites branches d'olivier. Par conséquent, seuls les résultats obtenus par la gazéification du grignon d'olive sont présentés et analysés dans cette étude.

Le changement de gaz vecteur de l'azote par l'argon entraîne le changement de conditions internes du chromatographe et donc le temps de rétention des gaz, l'identification des pics dans le spectre nécessite à nouveau un étalonnage, en procédant par injection séparée de chaque gaz de référence (H₂, CH₄, CO₂, et N₂) dans le chromatographe, puis en mesurant les temps de rétention respectifs. Après la stabilisation de la flamme dans la torche du gazéificateur témoignant que le gaz est combustible, cinq échantillons sont collectés puis analysés. La figure 5.15 montre les pics des composants du syngaz tels que affichés par le chromatographe. Nous pouvons observer que seulement quatre composés du syngaz sont affichés dans le spectre, l'hydrogène suivi par l'azote, le monoxyde de carbone et le méthane.

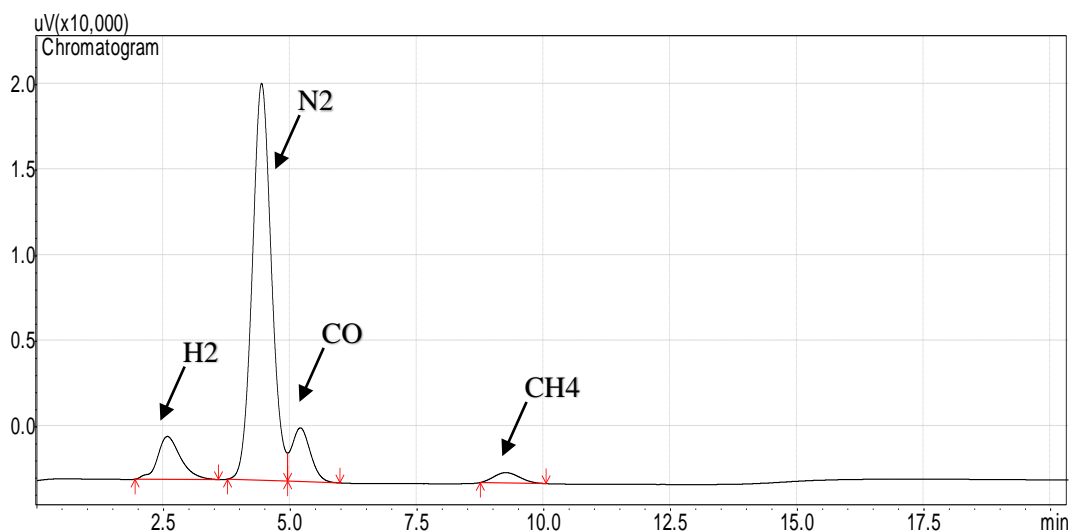


Figure 5.15 Caractérisation du syngaz produit à partir du grignon d'olive séché. .

Nous observons également que le pic du dioxyde de carbone ne figure pas dans le spectre. La composition du gaz selon les aires des pics est synthétisée dans la figure 5.16.

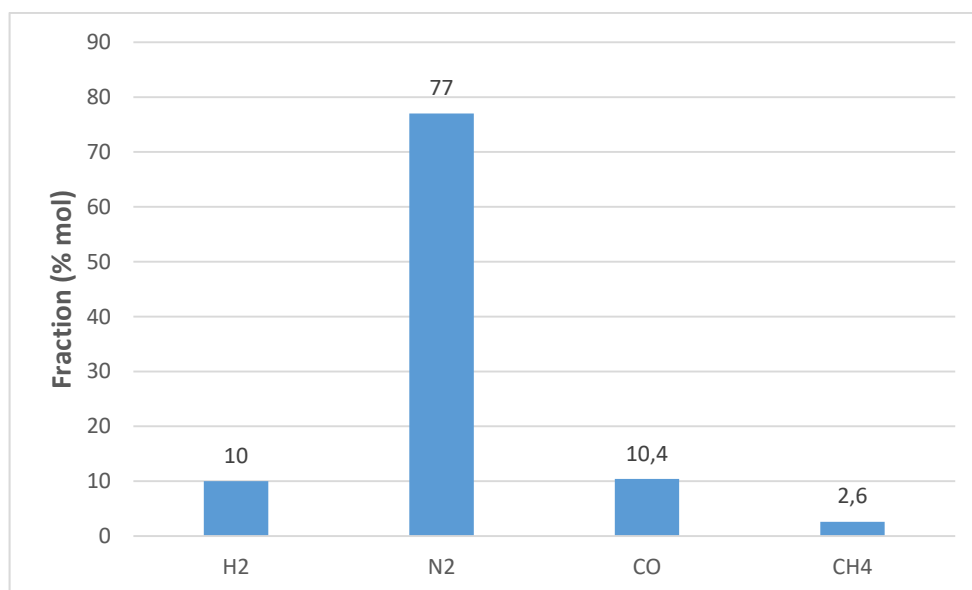


Figure 5.16 Composition du syngaz obtenu avec la gazéification du grignon d'olive

Il est facilement observable que la fraction d'azote domine les autres fractions avec un pourcentage de plus de 77 % contre 10% pour l'hydrogène, 10,4 % pour le monoxyde de carbone et 2,6 % pour le méthane. La fraction élevée de l'azote dans le mélange indique un excès d'air à l'entrée du gazéificateur, tandis que la présence du méthane en faible fraction signifie que le temps de résidence des gaz dans le

gazéificateur est assez long et le processus de gazéification s'approche de l'équilibre thermodynamique durant lequel la fraction méthane est proche de zéro.

5.9 Conclusion

Les résultats obtenus par les analyses thermodynamique, économique et expérimentale sont résumés dans ce chapitre. En premier lieu, les performances énergétiques du système de cogénération proposé sont évaluées lorsque le réacteur de gazéification est alimenté avec le grignon d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier, le procédé entier est modélisé puis simulé à l'aide du logiciel Cycle Tempo. Les résultats ont montré que des performances optimales sont obtenues lorsque les feuilles et petites branches d'olivier sont utilisées comme combustible. L'installation génère 75,8kW de puissance électrique et 170,22 kW de puissance thermique. Atteignant ainsi des rendements électrique et global, respectivement de 18,56 % et 60,26 %. Par ailleurs, la syngaz généré dans le gazéificateur possède un PCI acceptable, avec 4,12 MJ/kg pour le grignon d'olive et 4,39 MJ/kg pour les feuilles et petites branches d'olivier. L'analyse exergétique a indiqué que les pertes d'exergie les plus conséquentes se produisent dans la chambre de combustion externe et dans le réacteur de gazéification. Ces pertes sont dues aux irréversibilités causées par les réactions chimiques à haute températures qui se produisent dans ces procédés.

L'évaluation économique de l'investissement a indiqué que la période de récupération se situe entre 5 et 6 ans avec un indice de rentabilité intéressant (respectivement 2,59 et 2,69 pour le grignon d'olivier et les feuilles et petites branches d'olivier) et un taux de rentabilité interne supérieur à 20% pour les deux biomasses considérées. Enfin, le potentiel énergétique issu des sous-produits oléicoles s'élève à 74 041 MWh dans la région de Tizi Ouzou; cela peut couvrir la consommation annuelle d'électricité de plus de 42 600 habitants.

Le dispositif expérimental de gazéification conçu et mis en point dans le cadre de cette thèse a été testé avec succès et les résultats obtenus sont globalement satisfaisants, que ce soit dans les essais préliminaires ou dans les tests effectués avec la biomasse oléicole.

CONCLUSION GENERALE

L'objectif de cette thèse est la valorisation énergétique par gazéification des résidus oléicoles dans la région de Tizi Ouzou avec comme point de départ l'abondance de cette biomasse dans la région. Le travail réalisé dans le cadre de cette thèse est constitué de trois parties.

Dans la première partie une étude énergétique portant sur la modélisation puis la simulation d'une microcentrale de cogénération basée sur la gazéification des résidus oléicoles est réalisée, l'installation est composée par un gazéificateur à co-courant, une turbine à gaz à combustion externe et un système de récupération de chaleur, le modèle développé pour la gazéification est un modèle d'équilibre thermodynamique basé sur la minimisation de l'énergie libre de Gibbs. Les résultats de la simulation montrent que la centrale peut générer une puissance électrique optimale de 75,8 kW et 170,22 kW de puissance thermique pour une consommation de 88 kg/h des feuilles et petites branches d'olivier, atteignant ainsi un rendement électrique de 18,56% et un rendement globale de 60,26%.

L'étude paramétrique réalisée a indiqué que les paramètres de performance optimaux du gazéificateur sont atteints pour un Rac de 2,09 et 1,92 respectivement pour les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. La gazéification des grignons d'olive a généré un gaz de synthèse avec un PCI de 4,39 MJ/kg supérieur à celui des grignons d'olive (4,12 MJ/kg). Par ailleurs, des rendements de gazéification à froid satisfaisants sont obtenus ; atteignant 79,8% et 78,3% respectivement pour les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier.

A la sortie du gazéificateur, le gaz de synthèse généré alimente le sous-système TGCE où sont produites les puissances électrique et thermique. Dans cette sous-section, trois paramètres clés sont étudiés: la T_eT , le t_c et le ΔT_c . Les résultats essentiels trouvés peuvent être résumés dans les points suivants :

- Pour les trois T_eT considérées (800 ° C, 850 ° C, et 900 ° C), le η_{el} atteint une valeur optimale dans la plage d'un t_c de 4,5 à 5,25. De plus, à un t_c optimal, η_{el} augmente de près de 5,5% lorsque la T_eT passe de 800 à 900 °C.

- L'effet de ΔT_c sur η_{el} est également étudié, une variation de 50 à 200 °C se traduit par une diminution de η_{el} de 5 à 5,6% pour les TeT considérées.
- L'analyse exergetique a montré que la microcentrale a atteint des rendements d'exergie électrique et globale optimales, respectivement de 16,51% et 21,3% avec les feuilles et petites branches d'olivier.
- Il a été démontré que les pertes d'exergie les plus importantes se trouvent dans la chambre de combustion externe et dans le réacteur de gazéification, ces pertes sont dues aux irréversibilités des réactions chimiques à haute températures qui se produisent dans les phases d'oxydation et de réduction et qui se traduisent par la génération élevée d'entropie dans ces processus.

A la lumière des performances thermodynamiques obtenues, une étude économique du projet d'installation de la microcentrale de cogénération étudiée est proposée dans la 2^{ème} partie de ce manuscrit. L'objectif de cette étude est de déterminer la rentabilité financière du projet avec comme ressources la vente d'électricité injectée dans le réseau, ainsi que l'énergie thermique sous forme d'eau chaude à 60 °C pour les besoins du moulin dans lequel l'unité pilote sera installée. Les principaux résultats de cette investigation sont listés dans les points suivants :

- La VAN est positive, elle est de 295704 \$ et 314031 \$ respectivement pour le grignon d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier sur une période de 20 ans. L'indice de rentabilité (IR) est supérieur à 2,5 l'investissement initial et le TIR dépasse les 20 % pour les deux sous-produits étudiés.
- La période de retour sur investissement du projet est très raisonnable, elle est située entre 5 et 6 ans pour les 2 types de biomasses.
- La production d'électricité à partir des sous-produits oléicoles estimés dans la province de Tizi Ouzou peut couvrir la consommation électrique annuelle d'environ 46 276 habitants.

Afin de mener une étude expérimentale, un réacteur original de gazéification a été conçu et mis au point dans la dernière partie de ce manuscrit, ce prototype

reproduit la gazéification en mode co-courant à lit fixe, ce dernier est alimenté par les grignons d'olive et les feuilles et petites branches d'olivier. Les résultats obtenus de cette investigation sont résumés dans les points suivants :

- Le dispositif expérimental de gazéification est testé avec succès en utilisant un bois sec à taux d'humidité de 5 %, la caractérisation du syngaz généré dans un CPG a montré la présence du H₂, CO, CO₂, CH₄ et N₂ avec des fractions respectivement de 27 %, 13%, 2.3%, 7% et 50 %. Ces valeurs sont proches de celles trouvées expérimentalement dans la littérature avec une biomasse similaire. Cela confirme la bonne qualité de flamme observée lors des essais préliminaires.
- Les tests effectués avec les feuilles et petites branches d'olivier sont restés peu concluants. En effet, une flamme instable est observée durant les essais. L'analyse chromatographique des échantillons collectés a montré la présence uniquement de l'azote, cela est probablement dû au système de collecte qui doit être amélioré pour assurer une meilleure étanchéité et éviter la fuite des composés légers comme le H₂ et le CO, surtout que le temps entre la collecte et l'analyse au laboratoire est supérieure à 24H.
- La gazéification des grignons d'olive s'est déroulée avec succès, une flamme stable est observée lors des essais. La caractérisation du syngaz dans le CPG nous a permis d'identifier quatre composés qui sont le H₂, le CO, le CH₄ et le N₂ avec des fractions respectivement de 10 %, 10,4%, 2,6% et 77%.

Les différentes études réalisées dans le cadre de cette thèse ont démontré la faisabilité de la gazéification de la biomasse oléicole du point de vue thermodynamique, économique et expérimental et représente une bonne opportunité pour promouvoir les systèmes de production distribuée d'électricité et de chaleur à partir de la biomasse.

Cette thèse offre d'énormes perspectives de recherche. En effet, ce travail n'est qu'une modeste contribution à la valorisation énergétique de la biomasse, plusieurs voies d'amélioration s'annoncent :

- Nous pouvons étendre cette étude à d'autres type de gazéificateurs, de machine thermique utilisée en aval ou encore à d'autres types de biomasse lignocellulosique.
- Nous pouvons aussi maximiser la production d'électricité en installant des systèmes ORC fonctionnant avec la chaleur co-générée.
- Les performances environnementales du système étudié peuvent être évaluées à l'aide d'une Analyse de Cycle de Vie (ACV).
- Des améliorations peuvent être introduites dans le dispositif expérimental pour permettre par exemple d'étudier l'impact de la variation des températures de pyrolyse et de gazéification sur les performances du système.

APPENDICES

A. Liste des symboles et des abréviations

Symbole

t	: Tonne
T	: Température (°C)
P	: Pression (bar)
TH	: Taux d'humidité (%)
h	: Enthalpie (kJ kg ⁻¹ °C ⁻¹)
R	: Constante universelle des gaz parfaits (J mol ⁻¹ K ⁻¹)
C	: Concentration (m ³ mol ⁻¹)
A	: Facteur pré exponentielle (s ⁻¹)
r	: Taux net de formation (mol m ⁻³ s ⁻¹)
K	: constantes de réaction (s ⁻¹)
E	: Energie (kJ mole ⁻¹)
x	: Nombre de mole (mole)
Q	: Chaleur (kW)
z	: Profondeur du lit dans le zone de réduction (m)
tc	: taux de compression
ΔTc	: différence de températures chaudes (°C)
c	: composition molaire (mol)
Ex	: exergie
C _{tb}	: coût annuel de la biomasse (\$/an)
C _{to&M}	: coût annuel d'exploitation et de maintenance (\$/an)
c _b	: prix unitaire estimé de la biomasse (\$/tonne)
ṁ	: consommation spécifique de la biomasse (tonne/h)
c _i	: cout unitaire d'exploitation et de maintenance (\$/kWh)
E _n	: quantité d'énergie électrique générée annuellement (kWh/an)
C _m	: coût de main d'œuvre (\$ /h)
OPEX	: coût annuel d'exploitation et de maintenance (\$/an)
CAPEX	: Investissement initial (\$)
n	: nombre d'année
R _t	: différence entre les ressources et les dépenses(\$)
K	: taux d'actualisation (%)
IR	: indice de rentabilité (-)

TRR : taux interne de rentabilité (%)

Indices

env : environnement
 v : vaporisation
 g : gaz
 gb : gaz brulé
 m : mécanique
 ga : gazéification
 f : formation
 s : séchage
 char : charbon
 per : perdue
 gl : global
 el : électrique
 m : mécanique
 b : biomasse
 e : eau
 aux : auxiliaires
 cc : chambre de combustion
 com : compresseur
 tur : turbine

Grec

Δ : Différence
 η : rendement (%)

Abréviation

AND : agence nationale des déchets
 MCI : moteur à combustion interne
 DMA : déchets ménagers et assimilés
 tep : tonne équivalent pétrole
 step : station d'épuration
 PCI : Pouvoir calorifique inférieure (MJ Nm^{-3})
 CCGI : centrale électrique à cycle combiné à gazéification intégré
 Rac : rapport air carburant (-)
 ECHT : échangeur de chaleur à haute température

TGCE : turbine à gaz à combustion externe
TeT : température entrée turbine (°C)
bs : base sèche
bh : base humide
Van : valeur actuelle net (\$)
TRR : taux interne de rentabilité(%)
IGCC : Integrated gasification combined cycle

B. Composition des grignons d'olives

▪ La cellulose

C'est le polymère naturel le plus abondant dans la paroi végétale, il est le responsable de 40 % de la photosynthèse, ce polymère est composé de glucose dont le motif à répétition est le cellobiose de formule $(C_6H_{10}O_5)_n$.

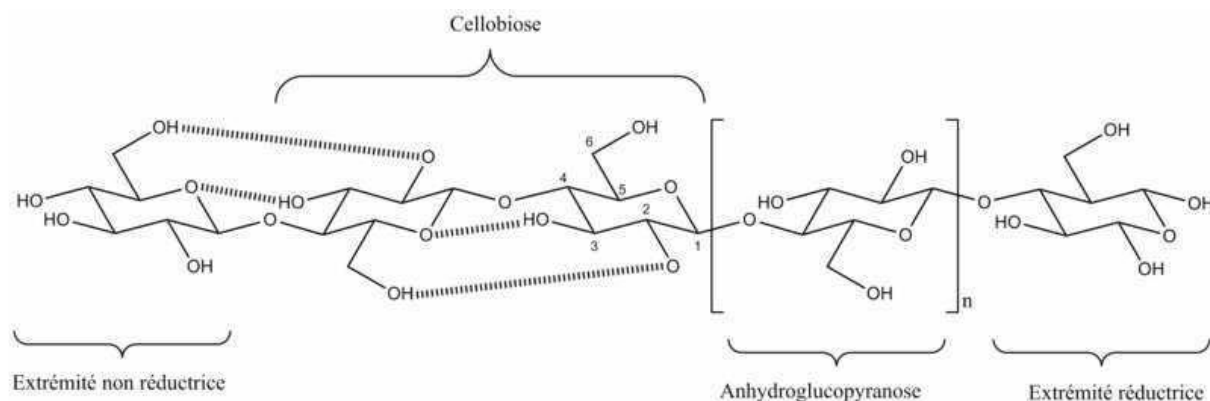


Figure A.1 Cellulose

▪ L'hémicellulose

C'est un bio polymère de la famille des glucides, constitutif de la paroi végétale, les hémicelluloses sont moins bien définis dans la littérature, leur structure permet d'assurer la liaison entre la cellulose et la lignine, mais aussi avec d'autres composés matriciels. La structure chimique d'hémicellulose est considérée comme un polymère d'xylose $n(C_5H_8O_4)$ [98].

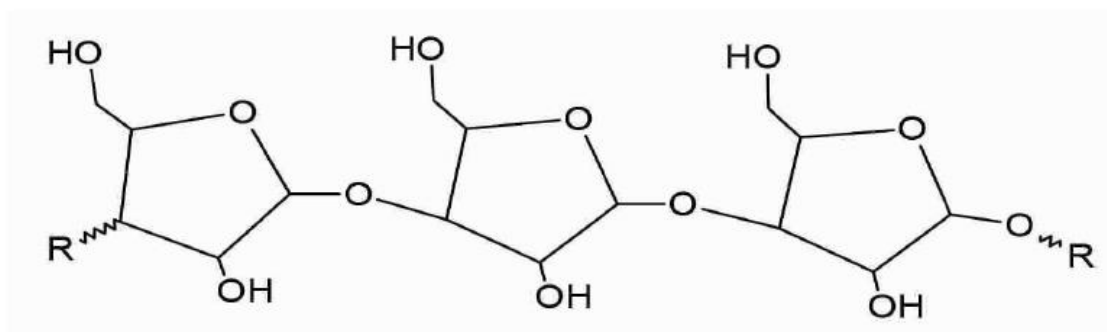


Figure A.2 Polymère de xylose

▪ La lignine

C'est un bio polymère de la famille des macromolécules, polymère polyphénoliques et un des principaux composants du bois avec la cellulose et l'hémicellulose. La lignine est une structure amorphe et hautement réticulée sans ordre clairement défini des unités répétées [98]. Elle résulte de la polymérisation de trois alcools phénoliques (Figure A.3) et présente une masse moléculaire élevée. La lignine est présente dans les plantes vasculaires, dans certaines algues. Sa fonction est d'apporter de la rigidité, une imperméabilité à l'eau et une grande résistance à la décomposition. Cette matière n'est pas biologiquement convertible en biocarburant, en revanche après décomposition elle constitue une source d'énergie dans les procédés de conversion.



Figure A.3 Structures de trois alcools phénoliques qui composent la lignine

C. Procédé de modélisation dans le logiciel Cycle Tempo

- Création d'un schéma block

La première étape de la modélisation du procédé par le logiciel Cycle Tempo est l'établissement du schéma en bloc. Ce schéma (figure B.1) comporte les différents appareils du procédé codifiés selon Cycle Tempo connectés par des flux de matière et d'énergie. Le tableau B.1 présente les appareils du procédé et les modules correspondants utilisés pour modéliser la centrale de gazéification.

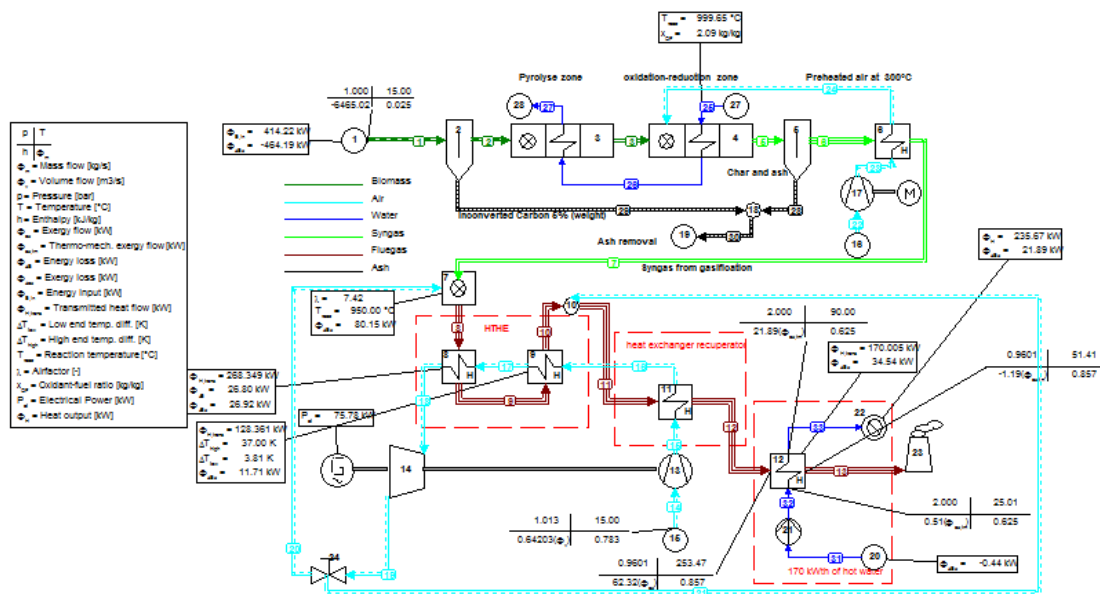
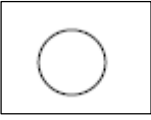
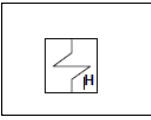
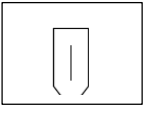
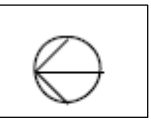
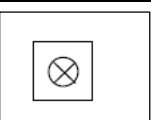
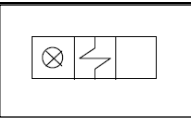
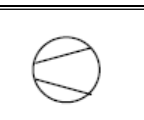
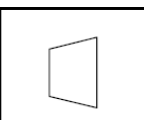


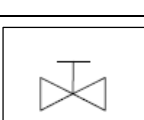


Figure B.1 Schéma block de la centrale de gazéification sous Cycle Tempo

Tableau B.1 Appareils du procédé et module correspondant sous Cycle Tempo

Type d'appareil	Type	Symbole du module
Source/puit	10	
Echangeur de chaleur	6, 12	
Cyclone	26	
Pompe	8	
Chambre de combustion	13	
Gazéificateur	23	
Compresseur	29	
Turbine	3	
Générateur électrique	-	
Puit thermique	10	
Vanne à trois voies	14	

- Insertion des données

Chaque module dans le logiciel correspond à un appareil du procédé à simuler, les données d'entrée diffèrent d'un appareil à un autre, cependant les paramètres suivants sont générale pour tous les appareils :

PIN : pression d'entrée (bar)

POUT : pression de sortie (bar)

DELP : pression perdu dans l'appareil (bar)

TOUT : Température de sortie (°C)

DELT : Hausse de température dans l'appareil (°C)

- **Définition de l'environnement**

Pour le calcul exergetique dans le logiciel Cycle Tempo, la définition de l'environnement est une condition préalable, l'environnement de Baher[99] est défini par défaut (Tableau B.2).

Tableau B.2 environnement de Baher

Paramètre	valeur
Pression	1.01325 bar
Température	15°C
Composition de l'environnement	
Composant	% mole
Ar	0,91
CO ₂	0,03
H ₂ O	1,68
N ₂	76,78
O ₂	20,60

REFERENCES

1. IEA, Renewables energies. <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/renewables>, 2020 (accessed 05 November 2020).
2. Ministère de L'énergie, Electricité et gaz. <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=electricite-et-gaz>, 2019 (accessed 25 December 2019).
3. FAO, FAOSTAT_Crops. <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QC>, 2017 (accessed 10 December 2019).
4. Ministère de l'agriculture et du développement Rural, Statistiques agricoles <http://madrp.gov.dz/agriculture/statistiques-agricoles/>, 2018 (accessed 23 December 2019).
5. Vera, D., Jurado, F., Carpio, J., Kamel, S., "Biomass gasification coupled to an EFGT-ORC combined system to maximize the electrical energy generation: A case applied to the olive oil industry", *Energy* 144 (2018) 41-53. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.11.152>.
6. Higman, C., van der Burgt, M., *Gasification, USA: Gulf Professional Pub2003*. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-7707-3.X5000-1>.
7. Ricoul, F.o., "Association d'un procédé de gazéification avec une pile à combustion haute température (SOFC) pour la production d'électricité à partir de biomasse". Thèse de doctorat, Nantes. 2016.
8. Dahmani, M., "Analyse 4E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) de systèmes de valorisation énergétique de biomasses ". Thèse de doctorat, Ecole Doctorale Sciences Et Metiers De L'ingenieur de Nante. 2017.
9. Sun, Y., Cheng, J., "Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review", *Bioresource technology* 83(1) (2002) 1-11.
10. Raveendran, K., Ganesh, A., Khilar, K.C., "Influence of mineral matter on biomass pyrolysis characteristics", *Fuel* 74(12) (1995) 1812-1822.

11. Kirubakaran, V., Sivaramakrishnan, V., Nalini, R., Sekar, T., Premalatha, M., Subramanian, P., "A review on gasification of biomass", *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13(1) (2009) 179-186.
12. Siedlecki, M., De Jong, W., Verkooijen, A.H., "Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels—a review", *Energies* 4(3) (2011) 389-434.
13. Rogaume, Y., "La combustion du bois et de la biomasse", *Pollut. Atmos., Le bois énergie: enjeux écologiques et de santé environnementale* (2009) 65-81.
14. Wikipédia, Biomasse (énergie). [https://fr.wikipedia.org/wiki/Biomasse_\(%C3%A9nergie\)#%C3%89tat_des_lieux](https://fr.wikipedia.org/wiki/Biomasse_(%C3%A9nergie)#%C3%89tat_des_lieux), 2020 (accessed 10 Juillet 2020).
15. IEA, Bioenergy. <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/bioenergy>, 2020 (accessed 27 November 2020).
16. Saiah, S.B.D., Stambouli, A.B., "Prospective analysis for a long-term optimal energy mix planning in Algeria: Towards high electricity generation security in 2062", *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 73 (2017) 26-43.
17. déchets, A.n.d., *Caractérisation des déchets ménagers et assimilés dans les zones nord, semi-aride et aride d'Algérie en 2014* <https://and.dz/publication-du-rapport-de-la-campagne-de-caracterisation-de-2014/>, 2016 (accessed 05 December 2020).
18. Austral wright Metals, *Stainless steel- Properties and applications of grades 310/310s*. <https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=4392>, 2008 (accessed 07 September 2018).
19. Akbi, A., Saber, M., Aziza, M., Yassaa, N., "An overview of sustainable bioenergy potential in Algeria", *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 72 (2017) 240-245. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.072>.
20. Vera, D., Jurado, F., Torreglosa, J.P., Ortega, M., "Biomass Gasification for Power Generation Applications: A Modeling, Economic, and Experimental Study", *Advances in Renewable Energies and Power Technologies* (2018) 87-121. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813185-5.00003-6>.

21. Malheiro, R., Rodrigues, N., Manzke, G., Bento, A., Pereira, J.A., Casal, S., "The use of olive leaves and tea extracts as effective antioxidants against the oxidation of soybean oil under microwave heating", *Industrial Crops and Products* 44 (2013) 37-43.
22. Lamarche, P., "Contribution à l'étude expérimentale et à la modélisation de la gazéification étagée de biomasse en lit fixe". Thèse de doctorat Nantes. 2011.
23. Wikipédia, Combustion.
https://fr.wikipedia.org/wiki/Combustion#/media/Fichier:Combustion_du_bois.png, 2020 (accessed 25 juillet 2020).
24. NGÔ, C., ROJEY, A., Ressources énergétiques et stockage, *Énergies renouvelables* 2020.
25. Fortunato, B., Brunetti, G., Camporeale, S., Torresi, M., Fornarelli, F., "Thermodynamic model of a downdraft gasifier", *Energy Conversion and Management* 140(2017)281-294. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2017.02.061>.
26. Gasification info, Principes de la gazéification. <http://www.gazeification.info/>, 2020 (accessed 07 Aout 2020).
27. Crocker, M., Thermochemical conversion of biomass to liquid fuels and chemicals, Royal Society of Chemistry 2010.
28. Reed, T.B., Das, A., Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems, Biomass Energy Foundation 1988.
29. Vera, D., Jurado, F., Panopoulos, K., Grammelis, P., "Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry", *International Journal of Energy Research* 36(3) (2012) 355-367.
<https://doi.org/https://doi.org.10.1002/er.1802>.
30. Ravi, M., Kohli, S., Thermodynamics and Kinetics of Gasification, Coal and Biomass Gasification, Springer 2018, pp. 37-62.
31. CIRAD, Nouvelles stratégies catalytiques pour la gazéification de la biomasse <https://www.cirad.fr/nos-recherches/resultats-de-recherche/2010/nouvelles-strategies-catalytiques-pour-la-gazeification-de-la-biomasse>, 2011 (accessed 29/09/2020).

32. Connaissance des énergies, Gazéification <https://www.connaissance-des-energies.org/fiche-pedagogique/gazeification>, 2011 (accessed 05/10/2020).
33. Mermoud, F., "Gazéification de charbon de bois à la vapeur d'eau: de la particule isolée au lit fixe continu". Thèse de doctorat, Toulouse. 2006.
34. Hrbek, J., Status report on thermal gasification of biomass and waste, IEA Bioenergy2019.
35. Zainal, Z., Ali, R., Lean, C., Seetharamu, K., "Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials", *Energy conversion and management* 42(12) (2001) 1499-1515.
36. Reed, T.B., Principles and technology of biomass gasification, *Advances in solar energy*, Springer1985, pp. 125-174.
37. Wang, Y., Kinoshita, C., "Kinetic model of biomass gasification", *Solar energy* 51(1) (1993) 19-25.
38. Dejtrakulwong, C., Patumsawad, S., "Four zones modeling of the downdraft biomass gasification process: effects of moisture content and air to fuel ratio", *Energy Procedia* 52 (2014) 142-149.
39. Shafizadeh, F., "Introduction to pyrolysis of biomass", *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 3(4) (1982) 283-305.
40. Thurner, F., Mann, U., "Kinetic investigation of wood pyrolysis", *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* 20(3) (1981) 482-488.
41. KHERBOUCHE, D., "Contribution à la valorisation énergétique de la biomasse". Thèse de doctorat Tlemcen. 2011.
42. Babu, B., Chaurasia, A., "Modeling, simulation and estimation of optimum parameters in pyrolysis of biomass", *Energy Conversion and Management* 44(13) (2003) 2135-2158.
43. Salem, A.M., Paul, M.C., "An integrated kinetic model for downdraft gasifier based on a novel approach that optimises the reduction zone of gasifier", *Biomass and Bioenergy* 109 (2018) 172-181.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.030>.

44. Koufopoulos, C., Lucchesi, A., Maschio, G., "Kinetic modelling of the pyrolysis of biomass and biomass components", *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 67(1) (1989) 75-84.
45. Sharma, A.K., "Modeling and simulation of a downdraft biomass gasifier 1. Model development and validation", *Energy Conversion and Management* 52(2) (2011) 1386-1396.
46. Vaezi, M., Passandideh-Fard, M., Moghiman, M., On a numerical model for gasification of biomass materials, 1st WSEAS Int. Conf. on Computational Chemistry, Citeseer, 2007.
47. Giltrap, D.L., McKibbin, R., Barnes, G.R.G., "A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier", *Solar Energy* 74(1) (2003) 85-91. [https://doi.org/10.1016/S0038-092X\(03\)00091-4](https://doi.org/10.1016/S0038-092X(03)00091-4).
48. Melgar, A., Perez, J.F., Laget, H., Horillo, A., "Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process", *Energy conversion and management* 48(1) (2007) 59-67. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.05.004>.
49. Sharma, A.K., "Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier", *Energy Conversion and Management* 49(4) (2008) 832-842.
50. Jayah, T., Aye, L., Fuller, R.J., Stewart, D., "Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying", *Biomass and bioenergy* 25(4) (2003) 459-469.
51. Prins, M., Ptasinski, K., Janssen, F., "Thermodynamics of gas-char reactions: first and second law analysis", *Chemical Engineering Science* 58(3-6) (2003) 1003-1011.
52. Altafini, C.R., Wander, P.R., Barreto, R.M., "Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model", *Energy Conversion and Management* 44(17) (2003) 2763-2777. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
53. Patra, T.K., Sheth, P.N., "Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review", *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 50 (2015) 583-593. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.012>.
54. Babu, B.V., Sheth, P.N., "Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor", *Energy*

- Conversion and Management 47(15-16) (2006) 2602-2611. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2005.10.032>.
55. Awais, M., Li, W., Arshad, A., Haydar, Z., Yaqoob, N., Hussain, S., "Evaluating removal of tar contents in syngas produced from downdraft biomass gasification system", *International Journal of Green Energy* 15(12) (2018) 724-731.
 56. Awais, M., Li, W., Munir, A., Omar, M.M., Ajmal, M., "Experimental investigation of downdraft biomass gasifier fed by sugarcane bagasse and coconut shells", *Biomass Conversion and Biorefinery* (2020) 1-16.
 57. Bridgwater, A.V., "Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass", *Chemical Engineering Journal* 91(2-3) (2003) 87-102.
 58. Asadullah, M., "Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review", *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 29 (2014) 201-215. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.08.074>.
 59. Vera, D., Jurado, F., de Mena, B., Schories, G., "Comparison between externally fired gas turbine and gasifier-gas turbine system for the olive oil industry", *Energy* 36(12) (2011) 6720-6730. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.10.036>.
 60. Allesina, G., Pedrazzi, S., Allegretti, F., Morselli, N., Puglia, M., Santunione, G., Tartarini, P., "Gasification of cotton crop residues for combined power and biochar production in Mozambique", *Applied Thermal Engineering* 139 (2018) 387-394. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.04.115>.
 61. Arranz-Piera, P., Kemausuor, F., Darkwah, L., Edjekumhene, I., Cortés, J., Velo, E., "Mini-grid electricity service based on local agricultural residues: Feasibility study in rural Ghana", *Energy* 153 (2018) 443-454. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.04.058>.
 62. Abd El-Sattar, H., Kamel, S., Tawfik, M.A., Vera, D., Jurado, F., "Modeling and Simulation of Corn Stover Gasifier and Micro-turbine for Power Generation", *Waste and Biomass Valorization* (2018). <https://doi.org/https://doi.org.10.1007/s12649-018-0284-z>.
 63. Ozonoh, M., Aniokete, T., Oboirien, B., Daramola, M., "Techno-economic analysis of electricity and heat production by co-gasification of coal, biomass and waste tyre in South Africa", *Journal of cleaner production* 201 (2018) 192-206. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.07.209>.

64. Vera, D., de Mena, B., Jurado, F., Schories, G., "Study of a downdraft gasifier and gas engine fueled with olive oil industry wastes", *Applied Thermal Engineering* 51(1) (2013) 119-129. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.09.012>.
65. Rovas, D., Zabaniotou, A., "Exergy analysis of a small gasification-ICE integrated system for CHP production fueled with Mediterranean agro-food processing wastes: The SMART-CHP", *Renewable Energy* 83 (2015) 510-517. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.04.071>.
66. Celma, A.R., Blázquez, F.C., López-Rodríguez, F., "Feasibility analysis of CHP in an olive processing industry", *Journal of cleaner production* 42 (2013) 52-57. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2012.10.033>.
67. Borello, D., De Caprariis, B., De Filippis, P., Di Carlo, A., Marchegiani, A., Pantaleo, A.M., Shah, N., Venturini, P., "Thermo-Economic Assessment of a Olive Pomace Gasifier for Cogeneration Applications", *Energy Procedia* 75 (2015) 252-258. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.07.325>.
68. Mertzis, D., Mitsakis, P., Tsiakmakis, S., Manara, P., Zabaniotou, A., Samaras, Z., "Performance analysis of a small-scale combined heat and power system using agricultural biomass residues: The SMART-CHP demonstration project", *Energy* 64 (2014) 367-374.
69. Vera, D., Jurado, F., Margaritis, N.K., Grammelis, P., "Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes", *Energy for Sustainable Development* 23 (2014) 247-257. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011>.
70. Borello, D., Pantaleo, A.M., Caucci, M., De Caprariis, B., De Filippis, P., Shah, N., "Modeling and experimental study of a small scale olive pomace gasifier for cogeneration: Energy and profitability analysis", *Energies* 10(12) (2017) 1930. <https://doi.org/https://doi.org/10.3390/en10121930>.
71. Datta, A., Ganguly, R., Sarkar, L., "Energy and exergy analyses of an externally fired gas turbine (EFGT) cycle integrated with biomass gasifier for distributed power generation", *Energy* 35(1) (2010) 341-350.
72. Iora, P., Silva, P., "Innovative combined heat and power system based on a double shaft intercooled externally fired gas cycle", *Applied Energy* 105 (2013) 108-115. <https://doi.org/https://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.11.059>.

73. Mondal, P., Ghosh, S., "Thermodynamic Performance Assessment of a Bio-gasification Based Small-scale Combined Cogeneration Plant Employing Indirectly Heated Gas Turbine", *International Journal of Renewable Energy Research (IJRER)* 5(2) (2015) 354-366.
74. Moriconi, N., Laranci, P., D'Amico, M., Bartocci, P., D'Alessandro, B., Cinti, G., Baldinelli, A., Discepoli, G., Bidini, G., Desideri, U., Cotana, F., Fantozzi, F., "Design and Preliminary Operation of a Gasification Plant for Micro-CHP with Internal Combustion Engine and SOFC", *Energy Procedia* 81 (2015) 298-308. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.12.100>.
75. Vera, D., Jurado, F., Carpio, J., "Study of a downdraft gasifier and externally fired gas turbine for olive industry wastes", *Fuel Processing Technology* 92(10) (2011) 1970-1979. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.05.017>.
76. Bdour, M., Al-Addous, M., Nelles, M., Ortwein, A., "Determination of optimized parameters for the flexible operation of a biomass-fueled, microscale externally fired gas turbine (EFGT)", *Energies* 9(10) (2016) 856. <https://doi.org/https://doi.org/10.3390/en9100856>.
77. De Mena, B., Vera, D., Jurado, F., Ortega, M., "Updraft gasifier and ORC system for high ash content biomass: A modelling and simulation study", *Fuel Processing Technology* 156 (2017) 394-406. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.09.031>.
78. Amirante, R., Clodoveo, M.L., Distaso, E., Ruggiero, F., Tamburrano, P., "A tri-generation plant fuelled with olive tree pruning residues in Apulia: An energetic and economic analysis", *Renewable energy* 89 (2016) 411-421. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2015.11.085>.
79. Colantoni, A., Villarini, M., Marcantonio, V., Gallucci, F., Cecchini, M., "Performance Analysis of a Small-Scale ORC Trigeneration System Powered by the Combustion of Olive Pomace", *Energies* 12(12) (2019) 2279. <https://doi.org/https://doi.org/10.3390/en12122279>.
80. Camporeale, S.M., Pantaleo, A.M., Ciliberti, P.D., Fortunato, B., "Cycle configuration analysis and techno-economic sensitivity of biomass externally fired gas turbine with bottoming ORC", *Energy Conversion and Management* 105 (2015) 1239-1250. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.08.069>.
81. Pantaleo, A.M., Camporeale, S.M., Markides, C.N., Mugnozza, G.S., Shah, N., "Energy performance and thermo-economic assessment of a microturbine-based dual-fuel gas-biomass trigeneration system", *Energy Procedia* 105 (2017) 764-772.

82. Vera, D., Jurado, F., de Mena, B., Hernández, J.C., "A Distributed Generation Hybrid System for Electric Energy Boosting Fueled with Olive Industry Wastes", *Energies* 12(3) (2019) 500.
<https://doi.org/https://doi.org/10.3390/en12030500>.
83. Christoforou, E., Fokaides, P.A., "A review of olive mill solid wastes to energy utilization techniques", *Waste management* 49 (2016) 346-363.
<https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.01.012>.
84. Fortunato, B., Camporeale, S.M., Torresi, M., Fornarelli, F., Brunetti, G., Pantaleo, A.M., A combined power plant fueled by syngas produced in a downdraft gasifier, ASME Turbo Expo 2016: Turbomachinery Technical Conference and Exposition, American Society of Mechanical Engineers, 2016, pp. V003T06A023-V003T06A023.
85. Abuadala, A., Dincer, I., Naterer, G., "Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification", *International Journal of Hydrogen Energy* 35(10) (2010) 4981-4990.
86. Centeno, F., Mahkamov, K., Lora, E.E.S., Andrade, R.V., "Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system", *Renewable energy* 37(1) (2012) 97-108.
87. de Mello, P.E.B., Monteiro, D.B., "Thermodynamic study of an EFGT (externally fired gas turbine) cycle with one detailed model for the ceramic heat exchanger", *Energy* 45(1) (2012) 497-502.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.01.003>.
88. de Mello, P.E.B., Villanueva, H.H.S., Scuotto, S., Donato, G.H.B., dos Santos Ortega, F., "Heat transfer, pressure drop and structural analysis of a finned plate ceramic heat exchanger", *Energy* 120 (2017) 597-607.
<https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2016.11.113>.
89. Al-Attab, K., Zainal, Z., "Externally fired gas turbine technology: A review", *Applied Energy* 138 (2015) 474-487. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.10.049>.
90. Cocco, D., Deiana, P., Cau, G., "Performance evaluation of small size externally fired gas turbine (EFGT) power plants integrated with direct biomass dryers", *Energy* 31(10-11) (2006) 1459-1471.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.014>.

91. Kotas, T.J., "Exergy criteria of performance for thermal plant: second of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis", *International Journal of Heat and Fluid Flow* 2(4) (1980) 147-163.
92. Tsatsaronis, G., "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems", *Progress in energy and combustion science* 19(3) (1993) 227-257.
93. Forecast International, The Market for microturbine electrical power generation. https://www.forecastinternational.com/fistore/prod.cfm?FISSYS_RECNO=138&title=The-Market-for-Microturbine-Electrical-Power-Generation, 2010 (accessed 08 May 2019).
94. Pantaleo, A.M., Camporeale, S., Shah, N., "Natural gas–biomass dual fuelled microturbines: Comparison of operating strategies in the Italian residential sector", *Applied Thermal Engineering* 71(2) (2014) 686-696. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2013.10.056>.
95. IEA, Data and Statistics. <https://www.iea.org/data-and-statistics/?country=ALGERIA&fuel=Electricity%20and%20heat&indicator=Electricity%20consumption%20per%20capita>, 2017 (accessed 03 Mars 2020).
96. DSA Tizi ousou, Bilan oléicole 2015-2019, in: TIZI OUZOU (Ed.) 2019.
97. Giltrap, D.L., "Investigating downdraft gasification of biomass : a thesis presented in partial fulfilment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy in Physics". Doctoral, Massey University. 2002.
98. Fiol, N., Villaescusa, I., Martínez, M., Miralles, N., Poch, J., Serarols, J., "Sorption of Pb (II), Ni (II), Cu (II) and Cd (II) from aqueous solution by olive stone waste", *Separation and purification technology* 50(1) (2006) 132-140.
99. Baehr, H.D., Tillner-Roth, R., *Thermodynamische Eigenschaften umweltverträglicher Kältemittel/Thermodynamic Properties of Environmentally Acceptable Refrigerants: Zustandsgleichungen und Tafeln für Ammoniak, R 22, R 134a, R 152a und R 123/Equations of State and Tables for Ammonia, R 22, R 134a, R 152a and R 123*, Springer-Verlag 2013.