



HAL
open science

Analyse 4E (Énergétique, Exergétique, Environnementale et Economique) de systèmes de valorisation énergétique de biomasses

Manel Dahmani

► **To cite this version:**

Manel Dahmani. Analyse 4E (Énergétique, Exergétique, Environnementale et Economique) de systèmes de valorisation énergétique de biomasses. Chimie organique. Conservatoire national des arts et métiers - CNAM; École nationale d'ingénieurs de Gabès (Tunisie), 2017. Français. NNT : 2017CNAM1165 . tel-01884559

HAL Id: tel-01884559

<https://theses.hal.science/tel-01884559>

Submitted on 1 Oct 2018

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



ÉCOLE DOCTORALE SCIENCES ET METIERS DE L'INGENIEUR
Chimie Moléculaire, Génie des Procédés Chimiques et Energétique

ÉCOLE DOCTORALE SCIENCES, INGENIEURIE ET SOCIETE
Unité de recherche catalyse et matériaux pour l'environnement et les procédés

THÈSE

présentée par :

Manel DAHMANI épouse MANSOURI

soutenue le : 21 décembre 2017

pour obtenir le grade de : **Docteur du Conservatoire national des arts et métiers**
Discipline : Energétique, génie des procédés / Spécialité : Energétique

et le grade de : **Docteur de l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Gabès**
Discipline/ Spécialité : Génie Chimique - Procédés

Analyse 4 E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) de systèmes de valorisation énergétique de biomasses

THÈSE dirigée par :

M. MARVILLET Christophe
Mme PERILHON Christelle
M. HOUAS Ammar
M. HAJJAJI Nouredine

Professeur, Cnam
Maître de conférences HDR, Cnam
Professeur, ENIG
Maître assistant HDR, ENIG

RAPPORTEURS :

M. VAITILINGOM Gilles
M. ZAGROUBA Fethi

Directeur de recherche HDR, Cirad
Professeur, ISSTE Université de Carthage

JURY :

M. HETET Jean-François
M. VAITILINGOM Gilles
M. ZAGROUBA Fethi
M. ROMDHANE Mehrez

Président, Professeur, Ecole Centrale de Nantes
Rapporteur, Directeur de recherche HDR, Cirad
Rapporteur, Professeur, ISSTE Université de Carthage
Examinateur, Professeur, ENIG

Dédicaces

A mes chers parents MOHAMED SAHBI et LEILA

Aucune dédicace, aussi expressive qu'elle soit, ne saurait exprimer mon amour éternel, mon respect, ma considération et ma reconnaissance.

Vous avez su m'entourer d'attention, m'inculquer les valeurs nobles de la vie, m'apprendre le sens du travail, l'honnêteté et la responsabilité.

MERCI pour votre grand soutien tout au long de mes études et d'avoir été toujours là pour moi.

CE TRAVAIL EST VOTRE ŒUVRE !

Puisse DIEU miséricordieux vous protéger du mal, vous procurer une longue vie, santé et bonheur afin que je puisse vous rendre un minimum de ce que je vous dois.

Je vous aime fort !

A mes chers beaux-parents HASSINE et HAFSIA

Je vous dédie ce modeste travail en reconnaissance de votre amour, vos encouragements ainsi que votre tolérance et bonté exceptionnelle.

Veillez y trouver l'expression de mon respect le plus profond et mon affection la plus sincère.

Puisse DIEU, le tout puissant, vous préserver du mal, vous combler de santé et de bonheur.

A mon cher époux MOURAD

Des mots ne pourront jamais exprimer la profondeur de mes sentiments et l'estime que j'ai pour toi. Tes sacrifices, ton soutien autant moral que matériel et ton profond attachement m'ont permis de réussir mes études.

Sans ton aide, ta compréhension, tes encouragements et tes conseils, ce travail n'aurait pas vu le jour.

Que DIEU nous accorde une longue vie pleine de bonheur dans une parfaite entente et que ce travail soit un témoignage de ma reconnaissance et de mon amour sincère et fidèle.

A ma petite perle CYRINE

Pour ton beau sourire qui vient égayer notre vie. Ta joie et ta gaieté ont été pour moi le meilleur encouragement que je puisse avoir.

J'espère que ma thèse sera pour toi une source de fierté et un exemple à suivre.

Que Dieu te garde et te réserve un avenir brillant plein de joie et de réussite.

Je t'adore ma douce princesse CYCY !

***A ma sœur MARWA, mon frère MOHAMED TALEL, ma belle-sœur HANA
et mon petit neveu adoré MOHAMED YOUSSEF***

En témoignage de mon affection fraternelle et de ma profonde tendresse et reconnaissance. Vous n'avez cessé de me soutenir et de m'encourager durant toutes les années de mes études ; vous avez toujours été présents pour me consoler quand il le fallait.

Je vous souhaite une vie pleine de bonheur et de succès et que DIEU, le tout puissant, vous protège et vous garde.

A mes chers beaux frères, mes chères belles sœurs et leurs adorables enfants

En témoignage de mon amour, de ma reconnaissance et de ma grande considération. Je vous remercie pour vos encouragements, votre confiance et votre soutien indéfectible. J'espère que ce travail sera à la hauteur de vos attentes et qu'il vous procurera de la satisfaction et de la fierté ; avec tous mes vœux de bonheur et de succès.

Une attention spéciale pour MALIKA qui m'a apportée un soutien précieux dans la réussite de ma thèse. MERCI !

A mes grands mères et à la mémoire de mes grands pères

Pour toutes les bonnes choses que vous m'avez apprises et l'amour de la quête et la connaissance que vous m'avez transmis. Je vous aime fort !

***A tous mes amis et tous les membres des familles DAHMANI, AYACHI
et MANSOURI***

Pour votre soutien, votre confiance et vos encouragements.

Veillez trouver dans ce modeste travail l'expression de mon respect et ma reconnaissance.

Remerciements

Je tiens tout d'abord à remercier les membres du jury, d'avoir accepté de juger ce travail.

Cette thèse a été réalisée dans le cadre d'une cotutelle entre l'unité de recherche catalyse et matériaux pour l'environnement et les procédés (urcmep, UR11ES85) de l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Gabes (ENIG) en Tunisie, et le laboratoire Chimie Moléculaire, Génie des Procédés Chimiques et Energétiques (CMGPCE, EA 7341) du Conservatoire national des arts et métiers de Paris (Cnam) en France.

Je tiens à remercier tout particulièrement mes deux co-directeurs de thèse, M. Ammar HOUAS et M. Christophe MARVILET qui m'ont aidée, à travers des conseils et surtout des éclairages scientifiques, à mener à bien ce travail. Merci pour votre confiance, vos encouragements et votre modestie.

Je tiens à adresser mes sincères remerciements à mes co-encadrants de thèse, M. Nouredine HAJJAJI et Mme Christelle PERILHON de m'avoir fait confiance pour ce travail de thèse. Merci pour votre enthousiasme et votre soutien tout au long de la thèse. J'ai beaucoup apprécié votre disponibilité et votre professionnalisme pour nos discussions scientifiques. J'ai beaucoup appris à vos côtés, je vous remercie fort.

Un merci particulier à Mme Zouhour KHILA, enseignante à l'ENIG et membre à l'urcmep, pour ses contributions scientifiques inestimables à ce travail. Merci pour tous vos encouragements, vos conseils, vos corrections et votre soutien sans faille.

La réalisation de cette thèse a également été rendue possible grâce au support de M. Georges DESCOMBES (Professeur, Cnam), Mme Amélie DANLOS (Maître de conférences, Cnam), M. Pierre PODEVIN et M. Michel TOUSSIN (Ingénieurs de recherche, Cnam) ainsi que M. Atta Pascal ATTA, M. Quentin, M. Nicoley et Mme Caroline (Doctorants au laboratoire CMGPCE) qui ont facilité mon intégration au sein du laboratoire CMGPCE du Cnam.

Mes remerciements vont également à l'endroit de M. Gilles VAILTILINGOM ainsi que les membres de l'unité de recherche BioWooEB du Cirad de m'avoir accueillie dans une si belle ambiance. Un merci spécial à M. Gwendal VONK, doctorant au Cirad pour ses aides pertinentes et pour les résultats communiqués qui m'ont été nécessaires à la validation du modèle de gazéification.

Enfin, je tiens à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Résumé

L'épuisement des ressources fossiles et la nécessité de réduire les émissions de gaz à effet de serre incitent à rechercher de nouvelles sources d'énergie à la fois renouvelables et moins polluantes. La biomasse, par son abondance, apparaît comme une filière intéressante de remplacement des énergies fossiles et notamment du pétrole. L'objectif de ce travail est d'effectuer une analyse 4E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) d'un système de production de l'électricité via la gazéification des déchets de palmiers. Ces derniers constituent l'une des richesses végétales les plus abondantes en Tunisie et qui de nos jours, restent très peu exploitées. Un gazéifieur à lit fixe couplé à un moteur à combustion interne est considéré pour produire 330 kW d'électricité. Le rendement de gazéification « Cold Gaz Efficiency » du procédé est de 58,58%. Les résultats montrent que les rendements énergétique et exergétique du système étudié sont de 22,6% et 19,22%, respectivement. Les performances environnementales du système sont évaluées à l'aide d'une Analyse de Cycle de Vie (ACV). L'évaluation économique est réalisée dans le but d'évaluer le coût de production de l'électricité par l'installation de gazéification. Les résultats donnent un coût de 5,56 ct€ pour 1kWh.

Mots clés : Biomasse, Gazéification, électricité, exergie, ACV, analyse économique.

Abstract

The fossil fuels depletion and the need to reduce greenhouse gas emissions encourage the search for new energy sources that are renewable and less polluting. Thanks to its abundance, biomass appears as an interesting sector of replacement of fossil fuels. The objective of this work is to perform a 4E analysis (Energy, Exergy, Environmental and Economic) of an electricity production system via the gasification of palm waste. Palm waste constitutes one of the most abundant vegetable wealth in Tunisia and which today, remain very little exploited. A fixed bed gasifier coupled to an internal combustion engine is considered to produce 330 kW of electricity. The Cold Gas Efficiency of the process is 58.58%. The results show that the energy and exergy yields of the system are 22.6% and 19.22%, respectively. The environmental performance of the system is evaluated using a Life Cycle Assessment (LCA). The economic evaluation is carried out in order to evaluate the cost of electricity production by the gasification plant. The results give a cost of 5.56 ct€ for 1kWh.

Keywords: Biomass, gasification, electricity, exergy, LCA, economic analysis.

Table des matières

Dédicaces	2
Remerciements	2
Résumé	5
Abstract	6
Table des matières	7
Liste des tableaux	11
Liste des figures	13
Liste des annexes	15
Liste des abréviations et des symboles	16
Introduction	18
Première partie Bibliographie	22
1. La biomasse et ses voies de valorisation énergétique	23
1.1 Introduction	23
1.2 Contexte énergétique	23
1.3 La biomasse une source d'énergie	25
1.3.1 Définition de la biomasse	25
1.3.2 Formes de la biomasse	26
1.3.3 Intérêt de la valorisation de la biomasse	27
1.3.4 La biomasse lignocellulosique	27
1.3.5 Propriétés de la biomasse	32
1.4 Principales voies d'utilisation de la biomasse	35
1.4.1 Voies biochimiques ou humides	36
1.4.2 Voies thermochimiques ou sèches	38
1.5 Conclusion	43
2. Analyse exergétique	44
2.1 Généralités	44
2.2 Concept d'exergie	44
2.2.1 Définition	44
2.2.2 Intérêt de l'analyse exergétique	45
2.2.3 Les différentes formes d'exergie	45
2.2.4 Etat de référence	50
2.3 Analyse exergétique des procédés	52

2.3.1	Expression du bilan d'exergie	52
2.3.2	Critères d'évaluation exergetique	54
3.	Analyse environnementale	56
3.1	Généralités.....	56
3.2	Définition de l'ACV	56
3.3	Historique de l'ACV	57
3.4	Principes de l'ACV	57
3.4.1	Définition des objectifs et du champ de l'étude	58
3.4.2	Analyse de l'inventaire de cycle de vie.....	60
3.4.3	Evaluation des impacts sur l'environnement.....	61
3.4.3.4	Logiciels de l'ACV	65
4.	Conclusion de la première partie	67
Deuxième partie Production de l'électricité à partir de la biomasse		68
1.	Introduction	69
2.	Choix des différents composants du procédé.....	70
2.1	Nature de la biomasse	70
2.2	Choix du type du gazéifieur	71
2.2.1	Pourquoi la gazéification ?	72
2.2.2	Analyse comparative des procédés de gazéification	72
2.2.3	Effet de la taille de l'installation et de la qualité du gaz de synthèse sur le choix du gazéifieur.....	75
2.2.3	Effet de la nature de biomasse sur le choix du gazéifieur	77
2.2.4	Effet du choix de l'agent de gazéification.....	78
2.3	Traitement du gaz de synthèse	78
2.4	Choix de la machine thermique pour la production de l'électricité	79
3.	Description du procédé de production d'électricité à partir de la biomasse	80
3.1	Description de l'outil de simulation : le logiciel Aspen Plus TM	80
3.2	Etude du système de production de l'électricité à partir de la biomasse	81
3.2.1	Introduction	81
3.2.2	Description du procédé.....	82
3.2.3	Etude de la section de gazéification	85
3.2.4	Etude de la section de traitement du gaz de synthèse	98
3.2.5	Etude de la section de production d'électricité.....	100

3.2.6 Saisie des paramètres opératoires	104
3.2.7 Résultats de simulation.....	105
4. Conclusion de la deuxième partie.....	107
Troisième partie Etude énergétique et exergetique du procédé de production d'électricité...	108
1. Introduction	109
2. Analyse énergétique du procédé.....	110
2.1 Bilan matière	110
2.2 Bilan d'énergie	112
3. Analyse exergetique du procédé.....	114
3.1 Calcul de l'exergie totale des flux de matière du procédé	114
3.1.1 Exemple détaillé pour le calcul de l'exergie totale d'un flux de matière.....	114
3.1.2 Calcul des exergies des différents flux matière du procédé	119
3.2 Analyse exergetique du procédé.....	123
3.2.1 Méthode globale.....	123
3.2.2 Méthode détaillée.....	125
3.2.3 Interprétation des résultats.....	128
4. Conclusion de la troisième partie	130
Quatrième partie Etude environnementale et économique du procédé de production d'électricité	131
1. Analyse environnementale	132
1.1 Introduction	132
1.2 Définition des objectifs et du champ d'étude.....	133
1.2.1 Définition des objectifs de l'étude	133
1.2.2 Définition du champ de l'étude	133
1.3 Analyse de l'inventaire	136
1.4 Evaluation des impacts environnementaux et interprétation des résultats.....	139
1.4.1 Effet de serre.....	140
1.4.2 Acidification	142
1.4.3 Eutrophisation.....	143
1.4.4 Destruction de la couche d'ozone	144
1.4.5 Analyse de sensibilité.....	144
2. Analyse économique.....	147
2.1 Introduction	147

2.2 Calcul des charges	147
2.3 Calcul du coût de production	150
2.4 Analyse de sensibilité	150
3 Conclusion de la quatrième partie	157
Conclusion	158
Bibliographie.....	163
Annexes	174
Résumé	193
Abstract.....	193

Liste des tableaux

Tableau I-1-1 Analyse élémentaire de différentes biomasses (Raveendran, 1995)	33
Tableau I-1-2 Caractéristiques de trois voies de valorisation thermochimique (Siedlecki et al.,2011)	39
Tableau I-2-1 Composition de l’environnement de référence pour les substances gazeuses proposée par Szargut et al. (1988)	50
Tableau I-3-1 Potentiel de Réchauffement Global des gaz à effet de serre (GIEC, 2007).....	62
Tableau II-2-1 Evaluation des déchets de palmier dattier	71
Tableau II-2-2 Composition des déchets de palmiers (Khila, 2014).....	71
Tableau II-2-3 Les avantages et les inconvénients de chaque procédé	74
Tableau II-2-4 Principales caractéristiques des gazéificateurs conventionnels (Siedlecki et al.2011)	75
Tableau II-3-1 Les appareils du procédé et les modules correspondants pour Aspen Plus™ ..	82
Tableau II-3-2 Composition du CSR bois	88
Tableau II-3-3 Concentrations des gaz en sortie du gazéificateur.....	89
Tableau II-3-4 Résultats de l’étude comparative	91
Tableau II-3-5 Données nécessaires pour le calcul du CGE.....	98
Tableau II-3-6 Qualité du gaz de synthèse en sortie du gazéificateur et en entrée du moteur	99
Tableau II-3-7 Composition des flux présentés dans la Figure II-3-11.....	103
Tableau II-3-8 Caractéristiques des flux d’entrée de l’unité	104
Tableau II-3-9 Paramètres opératoires des unités du procédé	104
Tableau II-3-10 Echanges d’énergie au niveau des différents appareils du procédé	105
Tableau II-3-11 Caractéristiques des différents flux du procédé	106
Tableau III-2-1 Données nécessaires pour le calcul du rendement thermique	113
Tableau III-3-1 Caractéristiques du flux GAZ-SYN1	114
Tableau III-3-2 Caractéristiques du flux GAZ-SYN1 à son état actuel et à l’état de référence	116
Tableau III-3-3 Exergies chimiques standards.....	117
Tableau III-3-4 Enthalpies et entropies des constituants purs à l’état de référence (T=298,15K, P=1atm).....	119
Tableau III-3-5 Enthalpies des constituants purs à (T _{flux} , P _{flux})	119
Tableau III-3-6 Entropies des constituants purs à (T _{flux} , P _{flux}).....	120

Tableau III-3-7 Fractions du liquide (condensé) et composition de la phase gazeuse des flux de procédé au cours du passage des états actuels (T_{flux} , P_{flux}) vers l'état de référence (T_0 , P_0)	121
Tableau III-3-8 Valeurs des formes d'exergie des flux de matière du procédé.....	122
Tableau III-3-9 Valeurs d'exergie mises en jeu par le procédé	125
Tableau III-3-10 Résultats de l'étude exergétique du procédé	127
Tableau IV-1-1 Résultats de l'analyse de l'inventaire	136
Tableau IV-1-2 Emissions atmosphériques du stockage de la biomasse	138
Tableau IV-1-3 Contribution des impacts environnementaux du système.....	140
Tableau IV-1-4 Emissions du CO ₂ pour différentes filières de production d'électricité	141
Tableau IV-2-1 Hypothèses de calcul des charges fixes	148
Tableau IV-2-2 Hypothèses de calcul des charges variables	149
Tableau IV-2-3 Résultats de la variation du nombre d'heures	151
Tableau IV-2-4 Résultats de la variation de la durée de l'amortissement.....	152
Tableau A4.1 Emissions des gaz lors du stockage de la biomasse.....	192

Liste des figures

Figure I-1-1 Répartition de la consommation d'énergie primaire dans le monde	25
Figure I-1-2 Schéma général des constituants chimiques du bois (Claudia.C, 2014).....	28
Figure I-1-3 Représentation schématique d'une fibre de bois (bmedia02)	29
Figure I-1-4 Structure moléculaire de la cellulose	30
Figure I-1-5 Précurseurs de la lignine:(a) alcool coumarylique, (b) alcool coniférylique (c) alcool sinapylique	31
Figure I-1-6 Composition de la biomasse (Siedlecki et al., 2011).....	34
Figure I-1-7 Les différentes filières de valorisation énergétique de la biomasse	37
Figure I-1-8 Schéma de la pyrolyse du bois	40
Figure I-2-1 Schéma explicatif donnant l'exergie d'un flux de matière	46
Figure I-2-2 Modification de la composition d'un flux de matière au cours du passage de l'état actuel vers l'état de référence	47
Figure I-2-3 Schéma représentatif d'un système ouvert.....	52
Figure I-3-1 Les phases d'une Analyse de Cycle de Vie (ISO 14040, 1997).....	58
Figure I-3-2 Calcul de l'impact du cycle de vie (Bertrand Laratte, 2013).....	65
Figure II-2-1 Classification des procédés de gazéification par tranches de puissance (Van de Steene, 2001)	73
Figure II-2-2 Maturité technologique des différents types de gazéifieurs (Bridgwater, 2003) 76	
Figure II-3-1 Schéma du procédé selon le logiciel Aspen Plus TM	83
Figure II-3-2 Schéma du réacteur de gazéification à lit fixe continu	86
Figure II-3-3 Evolution des températures dans le réacteur pendant la gazéification	89
Figure II-3-4 La ligne d'échantillonnage (Van de Steene L, 2009).....	90
Figure II-3-5 Schéma de modélisation du gazéifieur dans Aspen Plus TM	91
Figure II-3-6 Effet du facteur d'air sur la température et la composition du gaz de synthèse..	94
Figure II-3-7 Effet du facteur d'air sur le PCI et sur le GCE	95
Figure II-3-8 Effet de l'humidité de la biomasse sur le PCI du gaz de synthèse	96
Figure II-3-9 Effet de l'humidité de la biomasse sur le CGE	96
Figure II-3-10 Effet de la température de l'air de gazéification sur le CGE	97
Figure II-3-11 Schéma du modèle Aspen Plus TM de la combustion du gaz de synthèse dans le moteur	100
Figure III-2-1 Vérification du bilan matière pour les différents équipements.....	110

Figure III-2-2 Bilan matière du procédé de production d'électricité.....	112
Figure III-3-1 Séparation flash du flux GAZ-SYN1 ($T_{\text{flash}}=298,15\text{K}$ et $P_{\text{flash}}=1\text{atm}$).....	115
Figure III-3-2 Condensation de l'eau au cours du passage du flux GAZ-SYN1 à l'état de référence.....	115
Figure III-3-3 Schéma récapitulatif donnant l'exergie totale du flux GAZ-SYN1.....	118
Figure III-3-4 Schéma du procédé considéré comme une boîte noire	124
Figure III-3-5 Résultats du bilan exergétiques des équipements du procédé	127
Figure III-3-6 Contribution des différents appareils à l'exergie totale détruite dans le procédé	129
Figure IV-1-1 Frontières du système de production de l'électricité	135
Figure IV-1-2 Contribution des différents modules à l'effet de serre.....	141
Figure IV-1-3 Contribution des différents modules à l'acidification.....	142
Figure IV-1-4 Contribution des différents modules à l'eutrophisation.....	143
Figure IV-1-5 Contribution des différents modules à la destruction de la couche d'ozone...144	
Figure IV-1-6 Contribution des différents modules aux catégories d'impacts pour 3 km.....	145
Figure IV-1-7 Effet de la distance parcourue sur la contribution des différents modules aux catégories d'impacts	146
Figure IV-1-8 Effet de la distance parcourue sur l'impact effet de serre.....	146
Figure IV-2-1 Décomposition des charges pour 6000h/an de fonctionnement	150
Figure IV-2-2 Effet de la durée de fonctionnement sur le coût de production d'électricité...152	
Figure IV-2-3 Effet de la durée de l'amortissement sur le coût de production d'électricité ..152	
Figure IV-2-4 Effet de l'achat de la biomasse sur le coût de production d'électricité.....	152
Figure IV-2-5 Effet de la distance parcourue sur le coût de production d'électricité	152
Figure IV-2-6 Décomposition des charges pour 6000h/an de fonctionnement (3 km).....	152
Figure A1.1 Principales filières de valorisation de la gazéification.....	175
Figure A1.2 Schéma simplifié de la gazéification de la biomasse	178
Figure A2.1 Représentation schématique du modèle RSTOIC	188
Figure A2.2 Représentation schématique du modèle RGIBBS.....	189
Figure A2.3 Représentation schématique du modèle HEATER.....	189
Figure A2.4 Représentation schématique du modèle HEATX.....	189

Liste des annexes

Annexe 1 Etat de l'art sur la gazéification.....	174
Annexe 2 Différents modèles d'Aspen Plus TM utilisés pour la simulation du procédé de production d'électricité.....	188
Annexe 3 Données générales sur le modèle Aspen Plus TM	190
Annexe 4 Calcul des quantités de gaz émis lors du broyage de la biomasse.....	192

Liste des abréviations et des symboles

ACV :	Analyse du cycle de vie
ADEME :	Agence de l'Environnement et de Maîtrise de l'Energie
ANGed :	Agence Nationale pour la gestion des déchets
B :	Frais d'achat de biomasse
CF	Carbone fixe
CM :	Coût de maintenance
Cirad :	Centre de coopération internationale en recherche agronomique pour le développement
CP :	Charges des Personnels
CP _{élec} :	Coût de Production de l'électricité
COV :	Composés Organiques Volatiles
COVNM :	Composés Organiques Volatiles Non Méthaniques
E :	Quantité annuelle d'électricité produite
DP :	Déchets de Palmiers
ETBE :	Etyl tertio butyl éther
Ex :	Exergie
Ex _{ph} :	Exergie physique
Ex _{chim} :	Exergie chimique
Ex _{mél} :	Exergie de mélange
Ex _{détruite}	Exergie détruite
Ex _{non utilisée}	Exergie non utilisée
FT :	Fischer Tropsch
GES :	Gaz à Effet de Serre
GIEC :	Groupe d'experts Intergouvernemental sur l'Évolution du Climat
I :	Investissement
ICV :	Inventaire du Cycle de Vie
ISO :	International Organization for Standardization
LCA :	Life cycle assesment
M :	Débit massique
MV	Matières volatiles
n :	Durée de vie
P :	Pression

PAC :	Pile à combustible
PCI :	Pouvoir Calorifique Inférieur
PRG :	Pouvoir de Réchauffement Global
Q :	Quantité de chaleur
r :	Fais financier
R :	Constante des gaz parfaits
RLFC :	Réacteur à lit fixe continu
Syngas :	Gaz de synthèse
T :	Température
UF :	Unité Fonctionnelle
Φ :	Efficacité
η :	Rendement
Λ	Coefficient stœchiométrique

Introduction

La croissance de la population mondiale dans le courant du siècle dernier, le développement industriel ainsi que l'accélération de l'urbanisation s'accompagnent d'une augmentation importante des besoins énergétiques. Notre mode de vie et notre économie dépendent stratégiquement des énergies fossiles, dont la consommation ne peut être sans impact sur notre environnement et sur celui des générations futures. La combustion des énergies fossiles émet des gaz polluants, des particules et des gaz à effet de serre (GES). On découvre ainsi dans les années 1980 les pluies acides, le trou dans la couche d'ozone, l'effet de serre, la déforestation massive, etc. En effet, les émissions de GES croissent en fonction de la consommation des ressources fossiles. Selon le Groupe d'Experts Intergouvernemental sur l'Evolution du Climat (GIEC), « l'essentiel de l'accroissement des températures globalement moyennées depuis le milieu du 20^{ème} siècle résulte très probablement de l'augmentation des concentrations de gaz à effet de serre anthropogènes (liés aux activités humaines) ».

Le réchauffement climatique affecte la terre entière à savoir la sécheresse liée aux faibles précipitations. Globalement, la surface affectée par la sécheresse a augmenté depuis 1970. Il entraîne aussi une diminution des glaciers de montagnes et de la quantité de neige les deux hémisphères. En particulier depuis 1978, l'étendue moyenne annuelle de la glace de l'Océan Arctique a diminué de 2,7 % par décennie (GIEC, 2007).

Il découle de cette prise de conscience une montée en puissance de la question sur alternatives possibles aux énergies fossiles tout en préservant l'environnement. Ces dernières années, les débats ont fortement évolué autour de la forme possible de l'action politique visant à réduire les émissions anthropiques de gaz à effet de serre. Le recours aux sources d'énergie renouvelables (biomasse, solaire, éolienne, hydraulique) semble être la meilleure solution et demeure indispensable pour continuer à satisfaire les besoins énergétiques mondiaux tout en réduisant les émissions des GES. En raison de l'importance de son gisement, la filière biomasse est une voie prometteuse. Le développement de la biomasse lignocellulosique est un des principaux leviers dans la lutte contre le changement climatique. L'avantage décisif de la biomasse par rapport aux énergies fossiles est que son utilisation émet du CO₂ dit biogénique : celui-ci est naturellement réabsorbé par cette même biomasse par photosynthèse, lors de la croissance de nouveaux arbres dans le cas du bois. En supposant que l'on ne récolte pas plus qu'on ne replante, ce CO₂ a alors une contribution nulle vis-à-vis du réchauffement climatique.

Les filières de conversion énergétique de la biomasse reposent essentiellement sur deux familles à savoir la voie biochimique et la voie thermochimique. Le choix de la filière correspondante dépendra essentiellement du type de l'énergie finale souhaitée, du type et de la quantité de biomasse disponible, des conditions économiques, environnementales ainsi que d'autres facteurs. Alors que la voie biochimique ou humide (digestion, fermentation alcoolique, trans-estérification) a recours à une action microbienne et enzymatique pour dégrader la biomasse, la voie thermochimique ou sèche (pyrolyse, combustion, gazéification) fait intervenir la chaleur pour casser les structures lignocellulosiques permettant ainsi d'obtenir des combustibles plus faciles à manipuler et à transformer. Les procédés thermochimiques permettent de produire directement de la chaleur et/ou de l'électricité (cogénération), ou bien des produits utilisables à des fins énergétiques (carburants) ou chimiques. Différentes technologies de transformation de biomasses lignocellulosiques sont actuellement en plein essor et atteignent des degrés de maturité différents en termes de recherche et de développement.

La gazéification de la biomasse présente un certain intérêt en tant que technique envisageable pour la production d'électricité verte. Ce procédé thermochimique permet la production d'un gaz de synthèse constitué essentiellement de CO et H₂. Elle représente l'un des moyens les plus efficaces pour la production d'électricité. Cette solution se positionne en alternative aux techniques traditionnelles d'incinération mises à mal par une image publique négative. Après traitement, le gaz de synthèse peut être introduit dans une machine thermique pour la production de l'électricité.

Le présent travail s'inscrit dans le cadre de la recherche et du développement des nouvelles sources d'énergies renouvelables. En effet, l'objectif de cette thèse est d'étudier un système de valorisation énergétique des déchets des palmeraies en vue de produire de l'électricité. Les déchets de palmiers dattiers constituent l'une des richesses végétales les plus abondantes en Tunisie et qui de nos jours, restent très peu exploitées. Plusieurs outils ont été originalement combinés pour réussir cette étude, à savoir (1) optimisation des paramètres opératoires du gazéifieur, (2) simulation du procédé de production de l'électricité via gazéification des déchets de palmiers à l'aide de logiciel Aspen PlusTM, (3) Analyse 4 E (énergétique, exergétique, environnementale et économique) du système étudié.

Ce travail de thèse sera articulé autour de quatre chapitres :

Le premier chapitre constitue une revue bibliographique. Nous présentons, dans un premier temps des généralités sur la biomasse ainsi que ses différentes filières de conversion énergétique. Nous détaillons dans l'annexe 1 plus particulièrement la filière de gazéification. Dans un deuxième temps, nous présentons les notions de base de l'exergie et de la méthodologie d'analyse de cycle de vie (ACV).

Le deuxième chapitre traite le système de production de l'électricité à partir de la biomasse. Nous justifions le choix des différents composants du procédé et nous détaillons la simulation des trois sections à savoir : la gazéification de la biomasse, le traitement du gaz de synthèse et la production de l'électricité par un moteur à combustion interne. Le modèle de gazéification est validé par le réacteur à lit fixe continu (RLFC) du centre de Coopération internationale en recherche agronomique pour le développement (Cirad) et une étude d'optimisation des paramètres opératoires sera effectuée pour optimiser les performances du gazéifieur. Nous simulons le procédé entier de production d'électricité à partir de la biomasse dans les conditions optimales par le logiciel Aspen PlusTM.

Dans le troisième chapitre, nous effectuons une analyse énergétique et une analyse exergétique pour mesurer les performances du procédé.

Le quatrième chapitre de ce manuscrit est réservé à l'analyse environnementale et à l'analyse économique du procédé étudié. En premier lieu, nous appliquerons l'analyse de cycle de vie (ACV) dans but de se rendre compte des impacts environnementaux accompagnant la production de l'électricité à partir des déchets de palmiers. En second lieu, nous réalisons une étude économique afin de calculer le prix de 1 kWh d'électricité produite et étudier la rentabilité du procédé.

La thèse se termine par une conclusion et des perspectives qui exposeront brièvement l'objectif de ce travail, la méthodologie utilisée, les principaux résultats obtenus et des axes de recherches qui pourront s'inscrire dans la continuité.

Première partie
Bibliographie

1. La biomasse et ses voies de valorisation énergétique

1.1 Introduction

Face à une pollution sans cesse croissante et à l'amenuisement des réserves en pétrole, il est nécessaire de chercher des alternatives aux énergies fossiles tout en réduisant les émissions de polluants et de gaz à effet de serre. La solution n'est pas unique mais le recours aux énergies renouvelables présente une réelle opportunité et semble présenter de nombreux avantages de par leur disponibilité et leur neutralité en termes de pollution. La biomasse est considérée comme la source d'énergie ayant le meilleur potentiel pour contribuer aux besoins énergétiques. Elle est en abondance et se place comme troisième source d'énergie après le pétrole et le charbon (Yorgun et al., 2008 ; Wei et al., 2006). Elle présente une grande souplesse par rapport aux autres sources d'énergie renouvelables comme elle offre des voies intéressantes grâce à ses nombreux avantages et son potentiel élevé pour répondre aux exigences en matière de technologies d'approvisionnement en énergie. 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 ce paragraphe, nous présentons, dans un premier temps, des généralités sur la biomasse ainsi que ses propriétés et ses caractéristiques physico-chimiques. Nous décrivons plus particulièrement la biomasse ligno-cellulosique. Dans un second temps, nous développons les différents procédés de conversion énergétique de la biomasse.

1.2 Contexte énergétique

Il existe quatre grands défis à l'échelle mondiale qui se posent pour le secteur de l'énergie à savoir :

- la croissance démographique mondiale qui entraîne une augmentation de la demande globale en énergie primaire (Projet ER2E, 2013) ;

- l'amélioration croissante des conditions de vie dans les pays en développement qui augmente la demande en énergie par personne ;
- la raréfaction des énergies fossiles et d'autres ressources primaires qui provoque des augmentations de prix et des chocs de croissance ;
- le risque d'une augmentation de la température moyenne de plus de 2 °C par rapport à l'époque pré-industrielle.

La transition du secteur énergétique au niveau mondial, national et local vers la durabilité figure parmi les plus grands défis du 21^{ème} siècle. En 2010, la demande mondiale en énergie primaire était de 12 Gtep, dont seulement 13% d'origine renouvelable. En 2016, la consommation mondiale d'énergie primaire atteint 13,27 Gtep, principalement en raison de la hausse de la demande dans les régions Asie-Pacifique et au Moyen-Orient (+ 2,1%). Cette hausse est toutefois bien inférieure à la croissance mondiale moyenne de la dernière décennie (+ 1,8% par an).

La figure I-1-1 présente la répartition de la consommation mondiale d'énergie primaire. Les énergies fossiles ont encore satisfait 85,5% de la consommation mondiale d'énergie primaire en 2016 (86% en 2015). Près d'un tiers de cette consommation mondiale est couverte par le pétrole, dont la demande a augmenté de 1,6 million de barils par jour (Mb/j) en 2016. Le charbon reste la deuxième énergie la plus consommée (28,1% du mix) mais sa part recule au profit du gaz naturel (24,1%).

Le développement des énergies renouvelables hors hydroélectricité, aux premiers rangs desquelles l'éolien et le solaire photovoltaïque, est très soutenu (+ 14,1% en 2016) (Connaissance des Énergies, 2017). mais ces énergies ne comptaient encore que pour 3,2% de la consommation mondiale d'énergie primaire en 2016 (2,8% en 2015). La consommation d'énergie nucléaire est enfin en légère croissance (+ 1,3%). Les énergies renouvelables ont compté pour 10% de la consommation mondiale d'énergie primaire en 2016 mais pour seulement 3,2% hors hydroélectricité (Connaissance des Énergies, 2017).

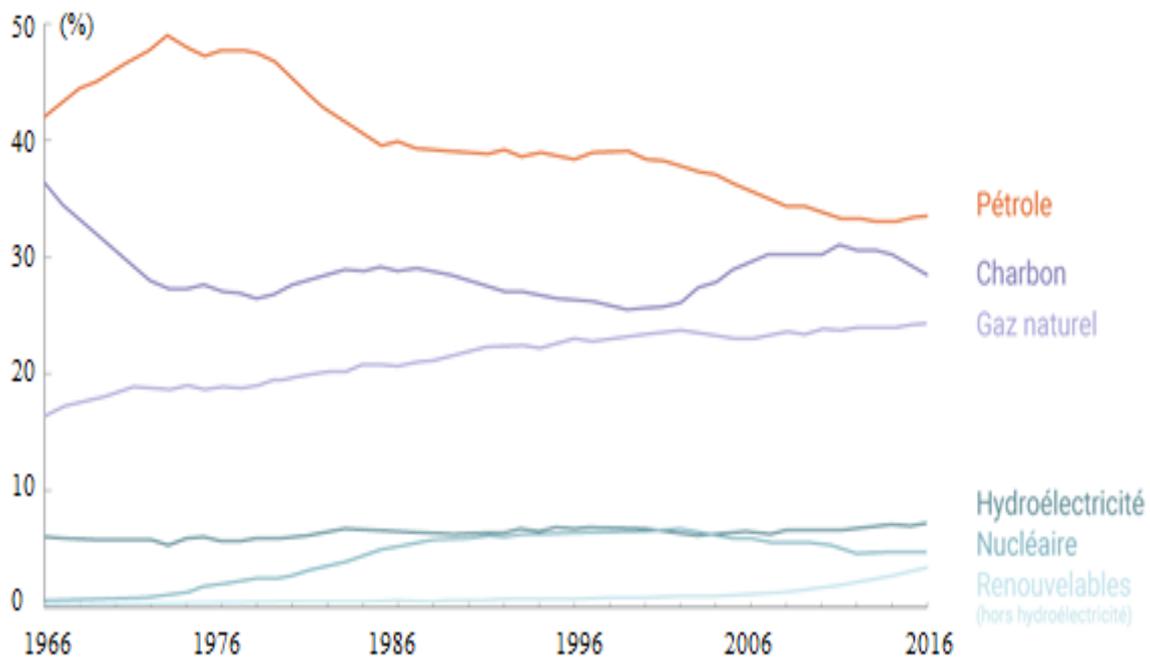


Figure I-1-1 Répartition de la consommation d'énergie primaire dans le monde (BP Statistical Review, 2017)

En 2035, la demande en énergie primaire dans le monde sera proche des 17 Gtep selon l'Agence Internationale de l'Énergie (AIE). 18% de cette demande sera satisfaite à travers des sources renouvelables.

Ce scénario est très alarmant dans la mesure où le profil actuel et les prévisions de l'évolution de la demande énergétique ne sont pas en accord avec les critères de durabilité.

1.3 La biomasse une source d'énergie

1.3.1 Définition de la biomasse

Dans sa définition la plus large, la biomasse regroupe l'ensemble des matières organiques d'origine végétale et animale des divers écosystèmes utilisés à des fins énergétiques ou agronomiques. La biomasse peut être répartie en deux classes à savoir, « la biomasse traditionnelle » qui évoque une simple valorisation en chauffage domestique et en cuisson et « la biomasse moderne » qui évoque une valorisation plus sophistiquée pour une production d'énergie plus utile (IEFP, 2005).

1.3.2 Formes de la biomasse

D'après l'échelle établie par Hoogwijk et al., la production de biomasse peut être divisée en huit catégories (Couhert, 2007) :

- biomasse produite par le surplus des terres agricoles, non utilisées pour l'alimentation humaine ou animale : cultures dédiées, appelées cultures énergétiques ;
- biomasse produite par le déboisement (entretien de forêt) ou le nettoyage de terres agricoles;
- résidus agricoles issus des cultures de céréales, vignes, vergers, oliviers, palmiers fruits et légumes, résidus de l'agroalimentaire ;
- résidus forestiers issus de la sylviculture et de la transformation du bois ;
- résidus agricoles issus de l'élevage (fumier, lisier, litières, fientes,...) ;
- déchets organiques des ménages (papiers, cartons, déchets verts, fraction fermentescibles des ordures ménagères (FFOM),...) ;
- biomasse directement utilisée à des fins non alimentaires et non énergétiques (bois pour le papier) ;
- déchets organiques des déchets industriels banals (papiers, cartons, bois, déchets putrescibles,...).

Par ailleurs, nous pouvons distinguer la « biomasse sèche » également appelée « bois-énergie » qui est constituée des divers déchets de bois et résidus agricoles (déchets ligneux), et la « biomasse humide » constituée des déchets d'origine agroalimentaire, agricole (lisiers, fumiers..) ou urbaine (fraction fermentescibles des ordures ménagères, boues d'épuration,..) et qui peut être transformée en énergie ou en engrais.

Dans le cadre de notre travail, nous nous intéressons plus particulièrement à la biomasse ligno-cellulosique utilisée dans la filière bois-énergie. Le principal atout que présente cette biomasse tient au fait qu'elle soit renouvelable et très abondante. Après son ancienne utilisation comme énergie de chauffage et de cuisson, ce type de biomasse revient en force pour offrir des nouvelles possibilités de production d'énergie plus efficaces et plus propres.

1.3.3 Intérêt de la valorisation de la biomasse

L'avantage de la valorisation énergétique de la biomasse par rapport aux autres sources énergétiques renouvelables réside dans le fait qu'elle participe activement au traitement des déchets organiques ainsi qu'à la réduction de l'impact de nos activités sur l'environnement. L'utilisation de la biomasse comme source d'énergie rentre dans le cycle naturel du carbone, ce qui fait de la biomasse une source d'énergie renouvelable. La quantité du dioxyde de carbone libérée lors de la combustion de la biomasse est équivalente à celle puisée lors de la croissance de la plante par photosynthèse. En effet, le CO₂ issu de la combustion du bois ou d'autres biomasses est celui déjà présent dans l'atmosphère qui a été fixé par l'arbre durant quelques décennies. Un équilibre est donc obtenu et le bilan théorique sur le dioxyde de carbone produit est neutre. Par contre, le carbone contenu dans les ressources fossiles (charbon, pétrole et gaz naturel) a été isolé de l'atmosphère durant des millions d'années sous la croûte terrestre. Une forte quantité de carbone s'ajoute à l'atmosphère lors de l'extraction de ces ressources en seulement quelques années. Le cycle naturel du carbone est alors modifié.

La production de l'énergie électrique à partir de la biomasse, objet de nos recherches, est actuellement une voie très prometteuse de valorisation énergétique de la biomasse.

1.3.4 La biomasse lignocellulosique

La biomasse lignocellulosique est une matière organique qui apparaît comme un matériau composite naturel, d'un point de vue macroscopique. Elle présente une très forte hétérogénéité de ses propriétés d'une essence à l'autre, d'un arbre à l'autre de la même essence, et également au sein même d'un arbre. Il est constitué de deux catégories de composés chimiques (Figure I-1-2), à savoir :

- Les substances de faible poids moléculaire (matière organique, matière minérale) appelées « les cendres ».
- Les substances macromoléculaires des parois cellulaires à savoir les polysaccharides : (cellulose et hémicellulose) et la lignine, présentes en quantité abondante dans toutes les essences.

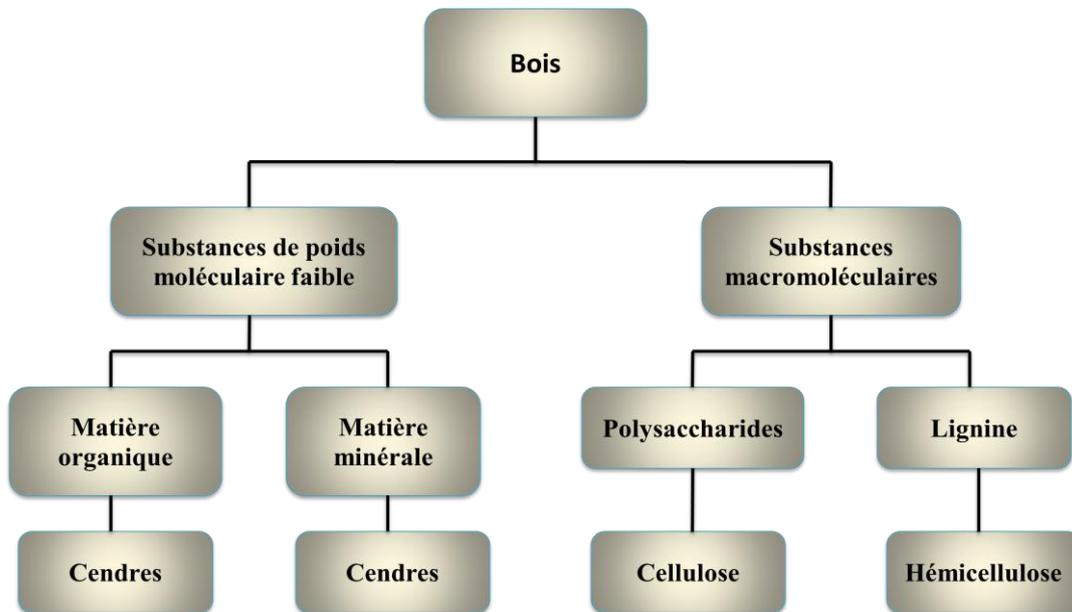


Figure I-1-2 Schéma général des constituants chimiques du bois (Claudia, 2014)

Les proportions des constituants des parois cellulaires peuvent être extrêmement variables en fonction de la nature de l'espèce végétale, de son âge ainsi que ses conditions de croissance (McKendry, 2002, Goyal et al., 2008). La cellulose constitue la fraction la plus importante (50% m/m), suivie de l'hémicellulose (25% m/m), la lignine (25% m/m) et les cendres (Akien et al., 2010). La lignine peut poser quelques problèmes lors des réactions de conversion thermo-chimique. Même si sa décomposition thermique démarre plus tôt que la cellulose, la lignine est plus stable thermo-chimiquement (Anissa). Elle est à l'origine des fractions les plus lourdes dans les goudrons, les aérosols et les huiles de pyrolyse.

La cellulose, l'hémicellulose et la lignine sont agencés d'une façon très complexe dans la paroi végétale (Figure I-1-3) : Les micro-fibrilles cellulosiques sont concentrées à l'intérieure de la fibre et englobées dans une matrice de lignine. Ces deux polymères sont liés par les hémicelluloses. Un réseau supplémentaire de pectines (polymères de polysaccharides acides) augmente la complexité de la matrice. Le réseau polysaccharidique peut également être solidifié par un réseau secondaire de protéines HRGP (Hydroxyproline Riche en GlycoProtéines). Ainsi, la biomasse lignocellulosique comporte une hétérogénéité dans sa composition et sa structure chimique.

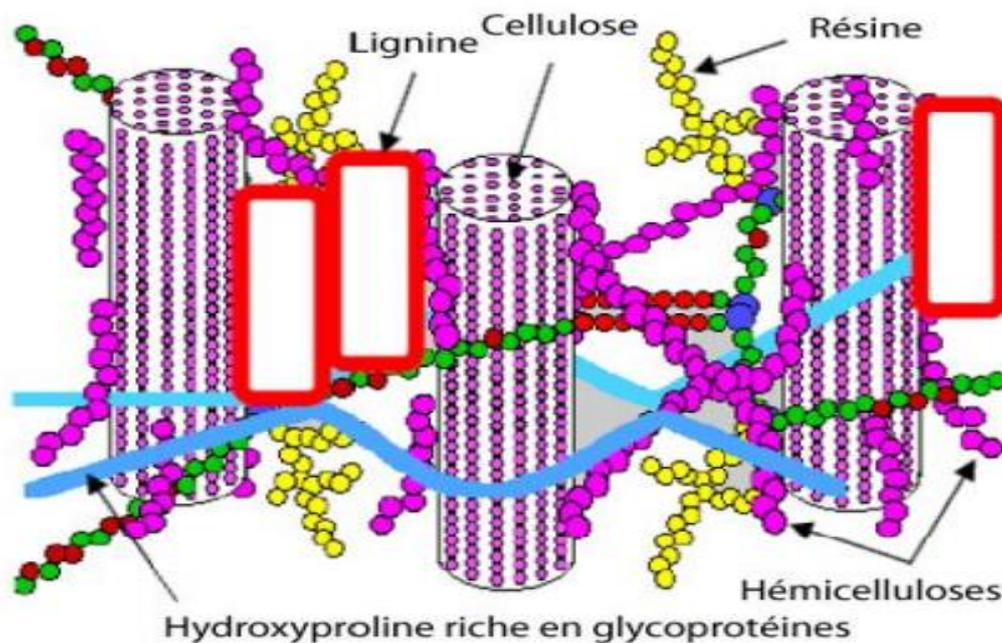


Figure I-1-3 Représentation schématique d'une fibre de bois (Roger et al., 2004)

Les proportions des différents constituants du bois peuvent varier sensiblement en fonction des essences de bois, de l'âge du bois, des conditions climatiques, de l'échantillonnage, etc.

1.3.4.1 Structure moléculaire de la cellulose

La cellulose est le polymère naturel le plus abondant des parois cellulaires secondaires du fait qu'elle présente environ 40% de la production nette de la photosynthèse. C'est la substance constitutive de la membrane squelettique des cellules végétales et donc du bois.

La cellulose est un sucre, un polymère de glucose dont le motif de répétition est « le cellobiose » de formule $(C_6H_{10}O_5)_n$. La taille d'une molécule de cellobiose est de l'ordre du nanomètre. Le degré de polymérisation exprime la longueur des chaînes de cellulose. Il peut varier de 300 (soie artificielle) à 15000 (coton natif) correspondant à un poids moléculaire variant de 50000 à 500000 Daltons (Gallois, 2008). Dans le cas du bois il est compris entre 5000 et 10000. La figure I-1-4 présente la structure moléculaire de la cellulose (Guha et al., 2010).

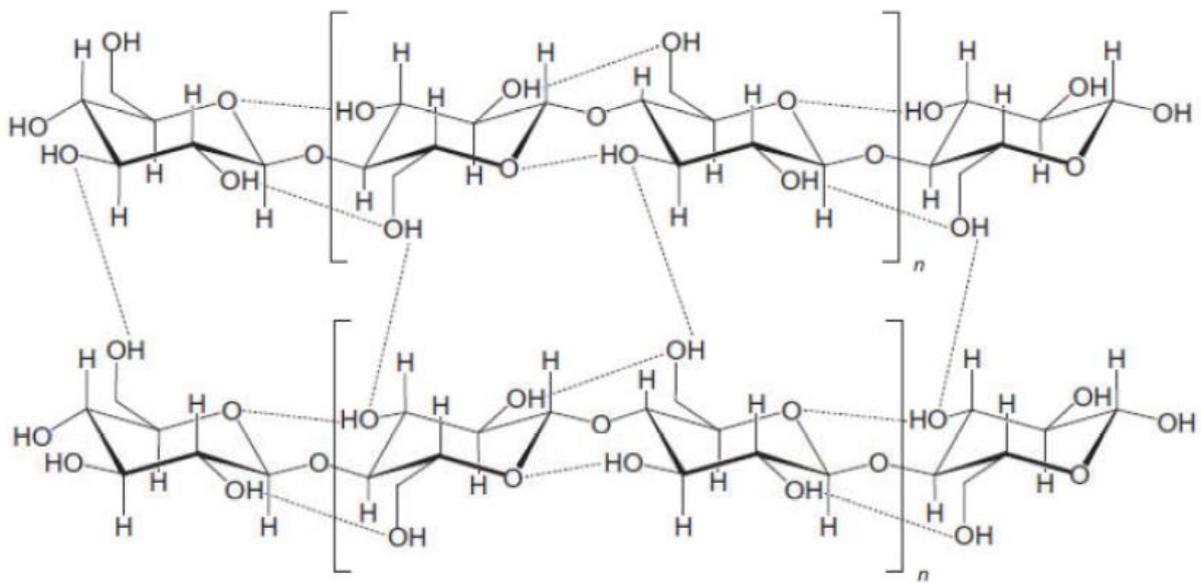


Figure I-1-4 Structure moléculaire de la cellulose

A l'échelle tertiaire, la structure de la cellulose incluant sa structure cristalline et fibreuse, n'est pas complètement résolue. La cellulose possède des parties amorphes et cristallines et forment des micro-fibrilles. Elle est constamment associée aux hémicelluloses et le complexe prend le nom d'holocellulose. Chaque motif glucose est tourné de 180° par rapport au voisin. Grâce aux liaisons hydrogènes intramoléculaires, la cellulose présente une structure rigide ce qui apporte une linéarité et une rigidité exceptionnelle aux plantes. Il est difficile de dégrader la molécule de cellulose avec des produits chimiques en raison de sa solide structure cristalline (Guha et al., 2010).

1.3.4.2 Structure moléculaire des hémicelluloses

Les hémicelluloses sont moins bien définies dans la littérature que la cellulose. Nous désignons par hémicellulose tout polymère de polysaccharides ramifiés à basse masse molaire soluble dans l'eau et pouvant être extrait de la paroi des cellules végétales par des solutions acides. Sa structure est plus complexe que la cellulose. Parmi les hémicelluloses les plus communes dans la paroi des cellules du bois, nous trouvons les familles des mannanes, des galactanes et des xylanes. Ce sont des polysaccharides dont la chaîne principale linéaire est constituée de mannose, de galactose et de xylose respectivement. Le degré de polymérisation des hémicelluloses est de l'ordre de 50 à 300. La nature et la proportion des hémicelluloses diffèrent beaucoup selon les types de cellules et les groupes de plantes et ont un rôle déterminant dans le comportement du bois lors du traitement thermique.

Les hémicelluloses sont beaucoup plus faciles à dégrader que la cellulose. Elles sont les premières à être dégradées lors de la pyrolyse. Elle présente une forte instabilité thermique et sa décomposition thermique a lieu vers 200-260 °C (Lorcet, 2009). Le rôle fondamental de l'hémicellulose est le pontage des microfibrilles de cellulose avec la matrice de lignine, les pectines et d'autres composés des parois et des membranes cellulaires.

1.3.4.3 Structure de la lignine

La lignine est le deuxième bio-polymère terrestre le plus abondant après la cellulose. Elle représente environ 30 % du carbone organique dans la biosphère (Berrio-Sierra, 2007). Elle est majoritairement présente dans la paroi secondaire des cellules (Jodin, 1994). Elle représente en moyenne 20 à 40% de la matière ligneuse. La structure naturelle de la lignine dépend du type de la biomasse ainsi que de son âge et son origine.

La lignine est peu sensible à la dégradation biologique et contribue à la protection naturelle des végétaux contre certaines attaques parasitaires. Il est impossible d'isoler la lignine native du bois sans la dégrader par conséquent, sa structure chimique ainsi que sa masse moléculaire restent encore inconnues. Pour le bois dur (généralement des feuillus), les valeurs approximatives moyennes des masses moléculaires sont de 5000 à 10 000 g/mol alors qu'elles sont de l'ordre de 20000 g/mol pour les bois tendres (généralement des résineux) (Couhert, 2007). La molécule de lignine peut être considérée comme un polymère de C₉-unités. En effet, les monolignols qui constituent le polymère de lignine se composent de neuf carbones (un cycle de six carbones et une chaîne à trois carbones). La figure I-1-5 représente les motifs élémentaires de la lignine.

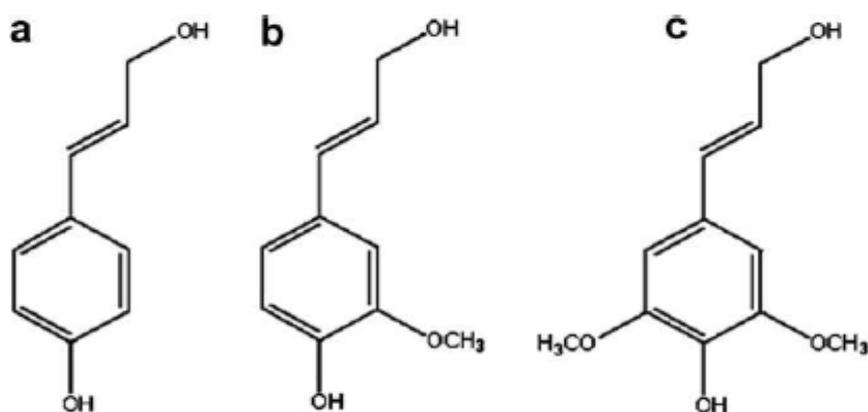


Figure I-1-5 Précurseurs de la lignine:(a) alcool coumarylique, (b) alcool coniférylique
(c) alcool sinapylique

1.3.4.4 Les structures extractibles

Ces constituants peuvent être extraits du bois par des solvants organiques tels que l'éthanol et l'acétone. Leur teneur varie d'une espèce à une autre, de 1% sur masse sèche pour un feuillu à 4-10% pour un résineux. Certains de ces composés peuvent être toxiques pour les champignons, les bactéries et les termites, d'autres confèrent au bois son odeur ou sa couleur. La décomposition thermique des composés extractibles serait similaire à celle des lignines mais avec une vitesse supérieure à basse température (Rousset, 2004).

1.3.4.5 Les inertes

Les inertes contiennent des matières minérales en proportion massique de l'ordre de 0,3 à 1%, et peuvent atteindre 7% pour les essences tropicales (Guedira, 1988). Ces minéraux constituent ce qu'on appelle couramment « les cendres » dans le cas de valorisation énergétique.

1.3.5 Propriétés de la biomasse

Nous présentons les principales propriétés chimiques et physiques de la biomasse qui sont :

- Les analyses élémentaire et immédiate de la biomasse ;
- La teneur en humidité ;
- Le pouvoir calorifique ;
- La masse volumique et la masse en vrac ;
- La teneur en métaux alcalins.

1.3.5.1 Analyses de la biomasse

1.3.5.1.1 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 I-1-1 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) (Raveendran et al., 1995, Kirubakaran et al., 2008).

Les valeurs moyennes pour chaque grandeur ont été rajoutées dans la dernière ligne du tableau. Elles sont proches à celles des biomasses individuelles dans tous les cas.

Tableau I-1-1 Analyse élémentaire de différentes biomasses

N°	Biomasse	Analyse (%)				PCS ^a (MJ/kg)	Densité (kg/m ³)	x ^b	y ^b	z ^b
		C	H	N	O					
1	Bagasse	43,8	5,8	0,4	47,1	16,29	111	3,65	5,8	2,94
2	Fibre de noix de coco	47,6	5,7	0,2	45,6	14,67	151	3,97	5,7	2,85
3	Coquille de noix de coco	50,2	5,7	0,0	43,4	20,50	661	41,8	5,7	2,71
4	Moelle de fibre	44,0	4,7	0,7	43,4	18,07	94	3,67	4,7	2,71
5	Epi de maïs	47,6	5,0	0,0	44,6	15,65	188	3,97	5,0	2,79
6	Maïs égrappe	41,9	5,3	0,0	46,0	16,54	129	3,49	5,3	2,88
7	Déchets de genièvre de coton	42,7	6,0	0,1	49,5	17,48	109	3,56	6,0	3,10
8	Coquille d'arachide	48,3	5,7	0,8	39,4	18,65	299	4,03	5,7	2,46
9	Cosse de millet	42,7	6,0	0,1	33,0	17,48	201	3,56	6,0	2,06
10	Cosse de riz	38,9	5,1	0,6	32,0	15,29	617	3,24	5,1	2,00
11	Paille de riz	36,9	5,0	0,4	37,9	16,78	259	3,08	5,0	2,37
12	Bois de Subabul	48,2	5,9	0,0	45,1	19,78	259	4,02	5,9	2,82
13	Paille de blé	47,5	5,4	0,1	35,8	17,99	222	3,96	5,4	2,24
Moyenne		44,6	5,5	0,3	41,8	17,32	253,8	3,72	5,49	2,61

^aPCS : 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 des 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).

1.3.5.1.2 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 I-1-6 donne la composition de la biomasse selon (Siedlecki et al., 2011)

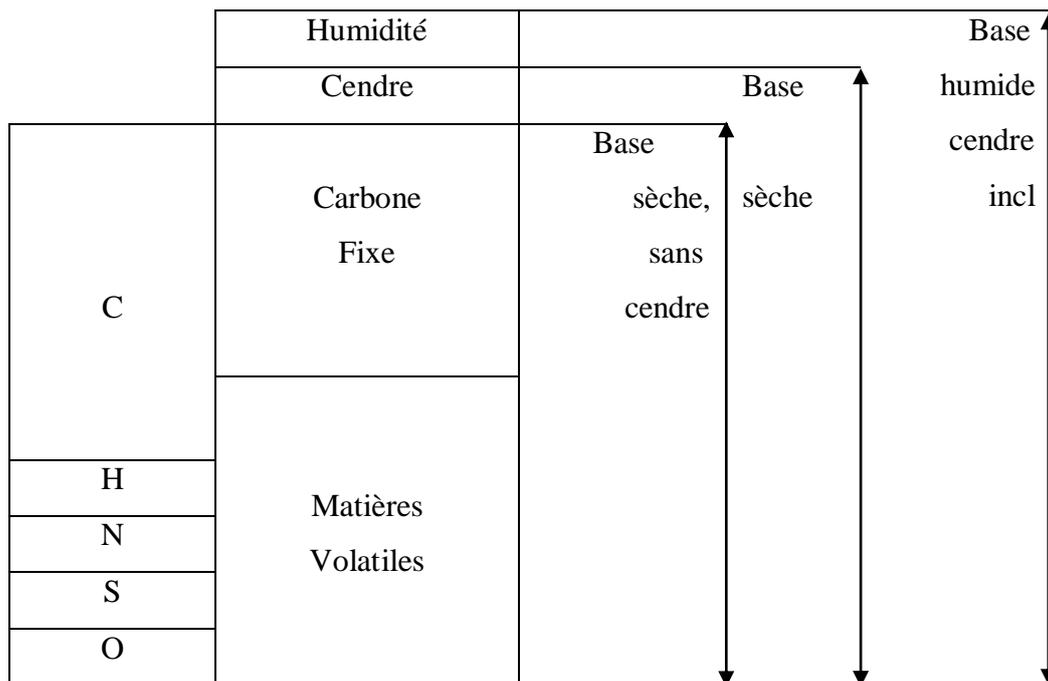


Figure I-1-6 Composition de la biomasse (Siedlecki et al., 2011)

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.

1.3.5.2 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) (Rogaume, 2009). Cette teneur peut être abaissée jusqu'à 15-20% sur masse brute, soit environ 18-25% sur masse anhydre, simplement par séchage naturel (Ast, 2009) c'est-à-dire en la laissant sur le sol pendant un certain temps.

1.3.5.3 Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique est la grandeur la plus importante pour les applications énergétiques. Il exprime la quantité maximale d'énergie récupérable lors de la combustion dans l'air d'un kilogramme de biomasse ou encore l'expression du contenu énergétique d'une quantité spécifique de matériau. Il est généralement mesuré en termes d'énergie par unité de masse ou de volume, soit MJ/kg pour des solides, MJ/l pour les liquides ou MJ/Nm³ pour des gaz.

1.3.5.4 La masse volumique et la masse en vrac

La masse en vrac est une caractéristique importante de la biomasse. Elle exprime le rapport de la masse du produit à la masse d'une quantité d'eau ayant un volume égal au volume apparent du produit à la température de mesure à une température égale à 4°C. Ce facteur varie au cours du temps et a une influence très importante sur les coûts de transport et sur les conditions de stockage.

1.3.5.4 Teneur en métaux alcalins

La teneur en métaux alcalins (Na, K, Mg, P, Ca) dans les cendres est particulièrement importante pour tous les processus thermochimiques. La réaction des métaux alcalins avec la silice contenue dans les cendres produit une phase liquide collante, qui peut mener aux colmatages des voies d'air de l'installation. Les métaux alcalins forment également à hautes températures des oxydes volatiles qui peuvent être entraînés avec les gaz de combustion/gazéification. Ces oxydes endommagent à moyen terme les catalyseurs, turbines ou moteur qui valorisent ces gaz en aval du procédé.

1.4 Principales voies d'utilisation de la biomasse

Vue la complexité de la biomasse, il est nécessaire de la transformer en des combustibles plus intéressants et plus faciles à transformer sous forme :

- liquide comme le biodiesel, l'éthanol, les bio-huiles de pyrolyse ;

- solide comme les granulés, les plaquettes, cokes, charbon de bois, etc. ;
- gazeuse comme le biogaz, les gaz de décharge, le gaz de synthèse ou d'autres résidus utilisables dans des turbines, chaudières ou moteurs.

Comme le montre la figure I-1-7, les filières de conversion énergétique de la biomasse reposent essentiellement sur deux familles de procédés de conversion : la voie biochimique ou humide (digestion, fermentation alcoolique, trans-estérification) qui a recours à une action microbienne et enzymatique pour dégrader la biomasse et la voie thermochimique ou sèche (pyrolyse, combustion, gazéification) qui fait intervenir la chaleur pour casser les structures lignocellulosiques permettant ainsi d'obtenir des combustibles plus faciles à manipuler et à transformer. Le choix de la filière correspondante dépendra essentiellement du type de l'énergie finale souhaitée, du type et de la quantité de biomasse disponible, des conditions économiques, environnementales ainsi que d'autres facteurs.

Chaque voie de valorisation possède des caractéristiques spécifiques à savoir la gamme de matières premières et des produits, coproduits, coûts, l'échelle et le stade de développement de la technologie.

1.4.1 Voies biochimiques ou humides

La voie biochimique a recours à une action chimique microbienne et enzymatique pour dégrader la biomasse. Elle peut être contrôlée de façon à obtenir un combustible facilement exploitable. Il existe essentiellement trois filières de conversion chimique à savoir la digestion anaérobie ou la méthanisation pour la production du biogaz et la fermentation alcoolique pour la production de bio-éthanol, bio-méthanol, ect et la transestérification pour la production du biodiesel.

1.4.1.1 La digestion anaérobie

La digestion anaérobie appelée également méthanisation est la transformation des matériaux organiques en un gaz riche en méthane et dioxyde de carbone appelé biogaz contenant environ 20 à 40% de la valeur énergétique de la biomasse de départ.

Ce procédé a lieu en absence de l'oxygène d'air par une communauté microbienne naturelle complexe présente dans les matières organiques qui dégradent la cellulose de la biomasse en dioxyde de carbone et méthane selon la formule suivante :

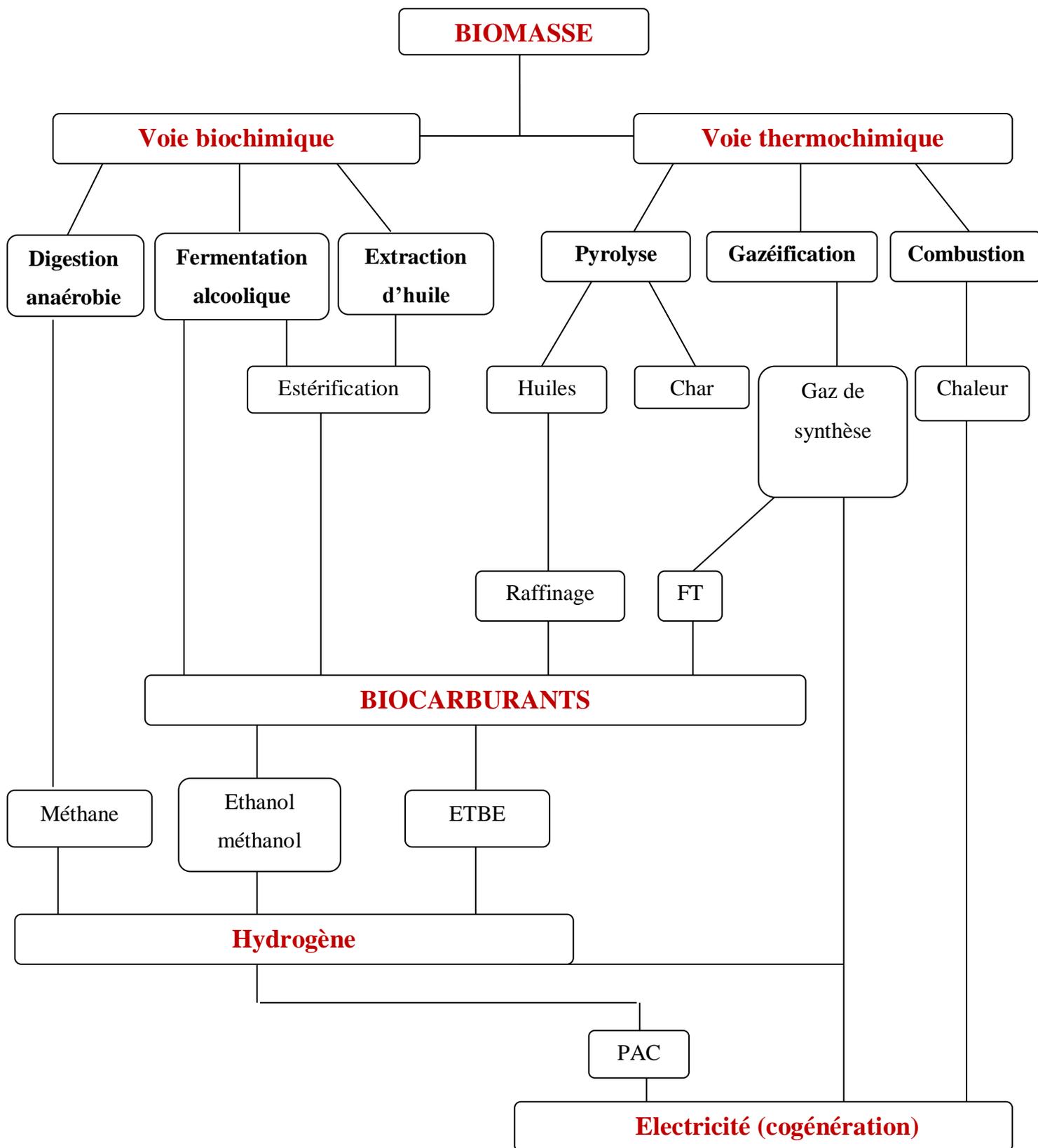
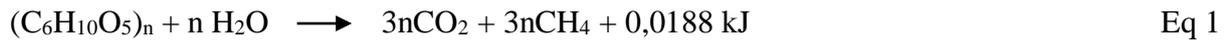


Figure I-1-7 Les différentes filières de valorisation énergétique de la biomasse



La digestion anaérobie est largement utilisée pour le traitement des déchets organiques humides (80 à 90% d'humidité). Le biogaz peut être utilisé directement dans les moteurs ou les turbines à gaz et on peut améliorer sa qualité en éliminant le dioxyde de carbone.

1.4.1.2 La fermentation

Le terme fermentation a été inventé au 19^{ème} siècle par Louis Pasteur et signifie « vie sans air » (Hood et al., 2011). L'éthanol peut être produit à partir de la fermentation de la biomasse ligno-cellulosique par des microorganismes. Par exemple, les sucres (provenant des betteraves ou de la canne à sucre) sont fermentés par des levures. Pour la cellulose et l'amidon, il faut d'abord casser les longues chaînes des molécules de polysaccharides par une hydrolyse enzymatique ou acide avant que les sucres résiduels puissent fermenter et donner de l'éthanol. Le bioéthanol peut être employé directement, pur ou en mélange dans les essences, ou après transformation en ETBE (éthyl tertio butyl éther). Il peut également être transformé, par vapo-reformage, en hydrogène pour une utilisation en pile à combustible. Le procédé de production de l'éthanol dépend de la nature de la biomasse.

1.4.1.3 La trans-estérification

On peut produire du biodiesel par trans-estérification des huiles de plantes oléagineuses riches en lipides comme le tournesol ou le colza. On peut utiliser le biodiesel en mélange dans le gazole pour les moteurs diesel (Khelfa, 2009). Des esters de glycérol et de méthyle peuvent être obtenus à l'aide du procédé nommé trans-estérification.

1.4.2 Voies thermochimiques ou sèches

Les filières de conversion thermochimique sont, en grande partie, en cours de développement. Elles regroupent plusieurs procédés qui combinent une conversion chimique (réaction entre deux corps ou plus mis en présence) et une conversion thermique sous l'effet de la chaleur. Trois procédés thermochimiques sont principalement utilisés à savoir la pyrolyse, la combustion et la gazéification. Le tableau I-1-2 précise les principales caractéristiques pour chaque transformation. La matière organique dégradée par la chaleur produit différents composés liquides, solides, ou gazeux selon les conditions opératoires de température, pression, concentrations en agents oxydants ou réacteurs. Ainsi les procédés thermochimiques permettent dans un premier temps de transformer la biomasse, solide et hétérogène, en

combustibles liquides ou gazeux plus faciles à manipuler qui seront dans un second temps soit utilisés directement pour la production de chaleur et d'électricité, soit convertis en autre forme de combustibles (biocarburants liquides ...).

Tableau I-1-2 Caractéristiques de trois voies de valorisation thermochimique
(Siedlecki et al., 2011)

	Pyrolyse	Combustion	Gazéification
Principaux produits	Huile (combustible), gaz et charbon	Chaleur, gaz de combustion	Gaz combustible, chaleur
Conversion du carbone	75 % (rendement en huile)	>99%	80 – 95 %
Constituants de gaz brut	Huile, CO, H ₂ , CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, char	CO ₂ , H ₂ O, N ₂	CO, H ₂ , CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, goudrons
Stœchiométrie en O ₂	0	>1	0 < λ < 1
Valeurs calorifiques (MJ/kg)	16 – 19	0	5 – 20

1.4.2.1 La pyrolyse

La pyrolyse est la première étape des procédés de gazéification et de combustion de la biomasse. Ce procédé thermochimique convertit, sous l'effet de la chaleur et sous atmosphère inerte (en absence de produits oxydants), la biomasse en trois phases principales dont l'importance relative varie selon les conditions opératoires :

- Une fraction gazeuse non condensable constituée principalement de : H₂, CO, CO₂, H₂O, d'hydrocarbures légers (CH₄, C₂H₄, C₂H₆, C₂H₂).
- Une fraction gazeuse condensable, elle-même séparée en 2 phases : une phase aqueuse et une phase organique, les goudrons ;

- Un résidu solide de la pyrolyse : le charbon, composé majoritairement de carbone.

Les principales étapes de la pyrolyse traditionnelle appelée également « carbonisation » sont schématisées sur la figure I-1-8.

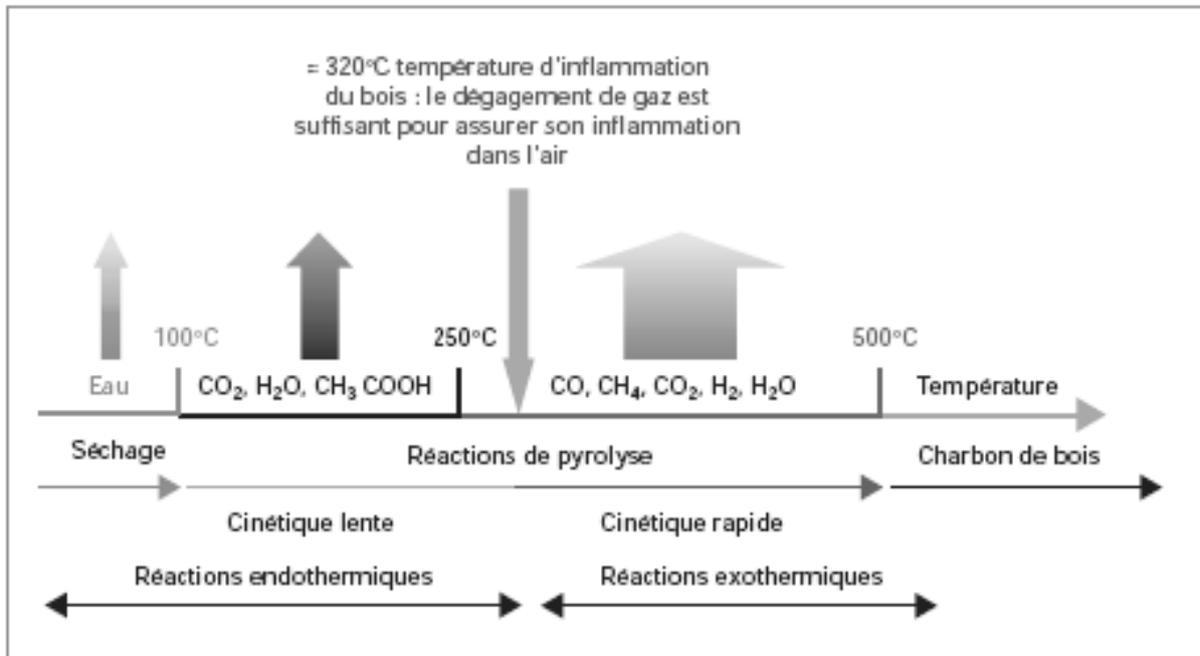


Figure I-1-8 Schéma de la pyrolyse du bois

Jusqu'à 100°C environ, c'est principalement l'eau qui s'échappe. A partir de 250 °C, le dégagement gazeux devient important, et vers 320 °C, la quantité de gaz produit a un débit suffisant pour atteindre la limite d'inflammabilité dans l'air. En parallèle se forme du charbon de bois qui provient essentiellement de la lignine (Deglise et al., 2004).

Les proportions de différents produits (liquide, gaz, charbon) et leur composition dépendent des conditions expérimentales employées, à savoir : le coefficient de transfert de chaleur du réacteur, la température, la taille des particules et le temps de séjour du solide et des gaz dans le réacteur.

Dans ce type de procédé, l'apport de chaleur nécessaire à la réaction endothermique de pyrolyse peut être fourni, soit par chauffage indirect c'est-à-dire à partir d'une source de chaleur extérieure, soit, par apport interne, par combustion d'une partie de la charge. Un média caloporteur (billes, sable...) peut être utilisé pour transférer la chaleur de la zone d'oxydation vers la zone de pyrolyse (par exemple le cas d'un lit fluidisé double).

La pyrolyse est classée principalement en deux types, à savoir la pyrolyse lente appelée également « pyrolyse conventionnelle » et la pyrolyse rapide se distinguant selon la vitesse de chauffe, la température et le temps de résidence.

Le but principal de la pyrolyse lente est de produire du charbon dans des températures ne dépassant pas 600°C pour une faible vitesse de chauffe (~5-10°C/min). Elle est appliquée depuis des milliers d'années pour les procédés où la production de charbon de bois est visée.

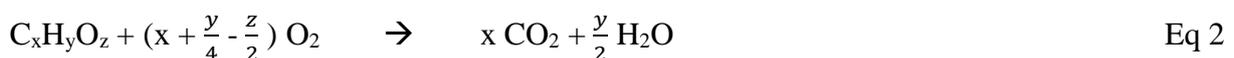
La pyrolyse rapide est caractérisée par un chauffage rapide du bois (vitesse de chauffe de l'ordre de 300°C/min) et un temps de séjour faible de ce dernier. Elle s'effectue à plus haute température, entre 800-1400 °C, et favorise la production de gaz non condensables (Deglise, 1982). Elle est généralement utilisée pour l'obtention de bio-huiles de haute qualité.

1.4.2.2 La combustion

La combustion de la biomasse fut utilisée comme la principale source d'énergie dans le monde jusqu'au 18^{ème} siècle. Des améliorations concernant le rendement des appareils et l'élargissement des ressources utilisées dans la combustion ont été favorisées depuis la crise pétrolière de 1973. La combustion est le moyen le plus simple pour la récupération de l'énergie contenue dans la biomasse. C'est le processus d'oxydation complète des gaz de pyrolyse en présence d'un excès d'oxygène, à des températures comprises entre 500 et 2000°C. La chaleur dégagée est de l'ordre de 14-17 MJ/kg (Deglise, 1982) et s'accompagne majoritairement d'une production de CO₂ et de H₂O.

L'agent utilisé est toujours de l'oxygène, principalement puisé dans l'air. Quand la réaction est complète, les solides résiduels sont des matériaux inertes (cendres).

L'équation suivante (Eq 2) représente la réaction exothermique de combustion d'un matériau carboné oxygéné :



La chaleur dégagée peut être utilisée soit directement, soit dans une machine thermodynamique pour produire également de l'électricité.

1.4.2.3 La gazéification

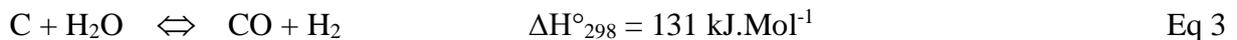
La gazéification est la réaction d'oxydation partielle du charbon produit lors de la phase de pyrolyse en présence d'un agent oxydant (de vapeur d'eau, de CO₂ ou d'O₂) en quantité sous-stœchiométrique à des températures comprises entre 700 et 1300°C.

Les réactions d'oxydations en présence de vapeur d'eau ou de CO₂ sont des réactions endothermiques, tandis que la réaction d'oxydation à l'O₂ est exothermique (Deglise, 1982; Dufour, 2007).

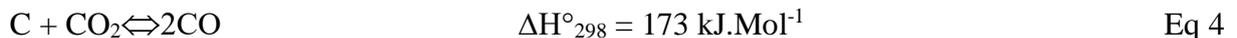
Le gaz combustible produit est appelé gaz de synthèse (syngas). Il est essentiellement composé d'hydrogène, de monoxyde de carbone et d'hydrocarbures légers (CH₄, C₂H₄, C₂H₆) et peut être brûlé pour fournir l'énergie nécessaire pour entretenir les réactions endothermiques comme la pyrolyse.

Les principales réactions sont :

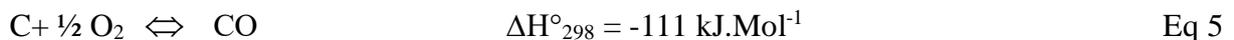
1 La gazéification par la vapeur d'eau :



2 Réaction de BOUDOUARD :



3 La gazéification à l'oxygène :



4 Réaction de formation des hydrocarbures :



} exothermique

5 WATER GAZ SHIFT (WGS):



Différentes filières de valorisation du gaz de synthèse sont possibles, à savoir, l'obtention d'hydrogène pur, la formation des d'hydrocarbures par transformation Fischer Tropsch ainsi que la production de la chaleur et de l'électricité par cogénération.

1.5 Conclusion

Dans ce premier paragraphe, nous avons défini la biomasse et ses voies de valorisation énergétique qui se reposent essentiellement sur deux familles à savoir les voies biochimiques et les voies thermochimiques. Dans notre travail nous nous intéressons à la production de l'électricité à partir du gaz de synthèse, produit de la gazéification de la biomasse. Dans l'annexe 1 nous présenterons donc un état de l'art sur la gazéification qui, malgré son ancienneté, reste en cours de développement. Dans ce qui suit, nous présenterons des généralités sur les analyses exergétique et environnementale qui nous seront utiles pour les prochaines parties du travail.

2. Analyse exergetique

2.1 Généralités

L'énergie est conservée dans chaque unité ou chaque procédé. D'après le premier principe de la thermodynamique, la conservation de l'énergie est exprimée par le fait qu'elle ne peut être ni détruite ni produite. Or dans tout processus, il y aura toujours des phénomènes d'irréversibilité qui engendrent la dégradation de la qualité de l'énergie. Cette dégradation d'énergie, non évidemment décelable par le premier principe, est mise en évidence par le second principe. En effet le second principe de la thermodynamique exprime la dégradation de l'énergie en termes d'entropie ceci se traduit par une augmentation de l'entropie du système, alors qu'en termes d'exergie, cette dégradation de l'énergie se traduit par une destruction d'exergie. Dans ce qui suit, nous allons rappeler les notions de base de l'exergie et par suite on détaillera l'application du bilan exergetique aux systèmes industriels.

2.2 Concept d'exergie

2.2.1 Définition

Dans la littérature scientifique, on trouve plusieurs définitions de l'exergie d'un système quelconque. Nous retiendrons la suivante (Benelmir et al., 2002) : « l'exergie d'une certaine quantité de matière contenue dans un système est une mesure du potentiel de production (ou de réception) d'un travail maximal (ou minimal) par le supersystème (constitué du système et de son milieu ambiant), qui permettra à cette quantité de matière d'être ramenée de son état initial à un état d'équilibre inerte avec le milieu ambiant ».

Rivero-Rodriguez énonce cinq propriétés de l'exergie qui se résument ainsi (Rivero-Rodriguez, 1993):

* L'exergie d'un système est l'énergie nette (utile) qui peut être obtenue de l'ensemble système- environnement en portant cet ensemble à l'équilibre.

* L'exergie d'un système est la portion de l'énergie qui, dans un environnement donné, peut être transformée en d'autres formes d'énergies nobles.

- * L'exergie d'un système est la capacité du système à produire un changement.
- * L'exergie d'un système est la mesure de la qualité de l'énergie contenue dans le système.
- * L'exergie est le potentiel de travail maximum du système relatif à son entourage.

2.2.2 Intérêt de l'analyse exergetique

L'analyse exergetique consiste à évaluer les flux exergetiques en différents points dans un procédé et les efficacités d'appareils, qui sont des mesures de l'écart à l'idéalité permettant ainsi d'en déduire les rendements exergetiques et évaluer les performances des opérations unitaires et des procédés complets. Par conséquent, on peut « pointer du doigt » les sous-ensembles les moins performants des procédés pour essayer ensuite d'analyser les raisons de ce manque de performance afin de les traiter pour améliorer le rendement exergetique.

L'analyse exergetique conduit donc à une meilleure compréhension de l'influence des phénomènes thermodynamiques sur l'efficacité du procédé, à la comparaison de l'importance des différents facteurs thermodynamiques et à la détermination des moyens les plus efficaces pour améliorer un système considéré (Szargut et al., 1988).

2.2.3 Les différentes formes d'exergie

Il existe trois formes d'exergie à savoir : (1) l'exergie associée à la matière, (2) l'exergie associée à un travail mécanique et (3) l'exergie associée à une quantité de chaleur.

2.2.3.1 Exergie associée à la matière

En absence d'interactions électromagnétiques, nucléaires, ou de tension superficielle, l'exergie associée à la matière (E_{XM}) peut être décomposée en quatre termes (Hinderink et al., 1996 ; Kotas, 1995) :

$$E_{XM} = E_{Xphy} + E_{Xchim} + E_{Xmél} + E_{Xcin} + E_{Xpot} \quad \text{Eq 9}$$

Avec :

- E_{Xphy} : Exergie physique.
- E_{Xchim} : Exergie chimique.
- $E_{Xmél}$: Exergie de mélange.

- Ex_{cin} : Exergie cinétique.

- Ex_{pot} : Exergie potentielle.

Les exergies physique, chimique et de mélange sont directement liées aux propriétés physico-chimiques du flux de matière. Pour le calcul de ces trois formes d'exergie, on fait appel à la méthode proposée par Hinderink et al., 1996 (Figure I-2-1).

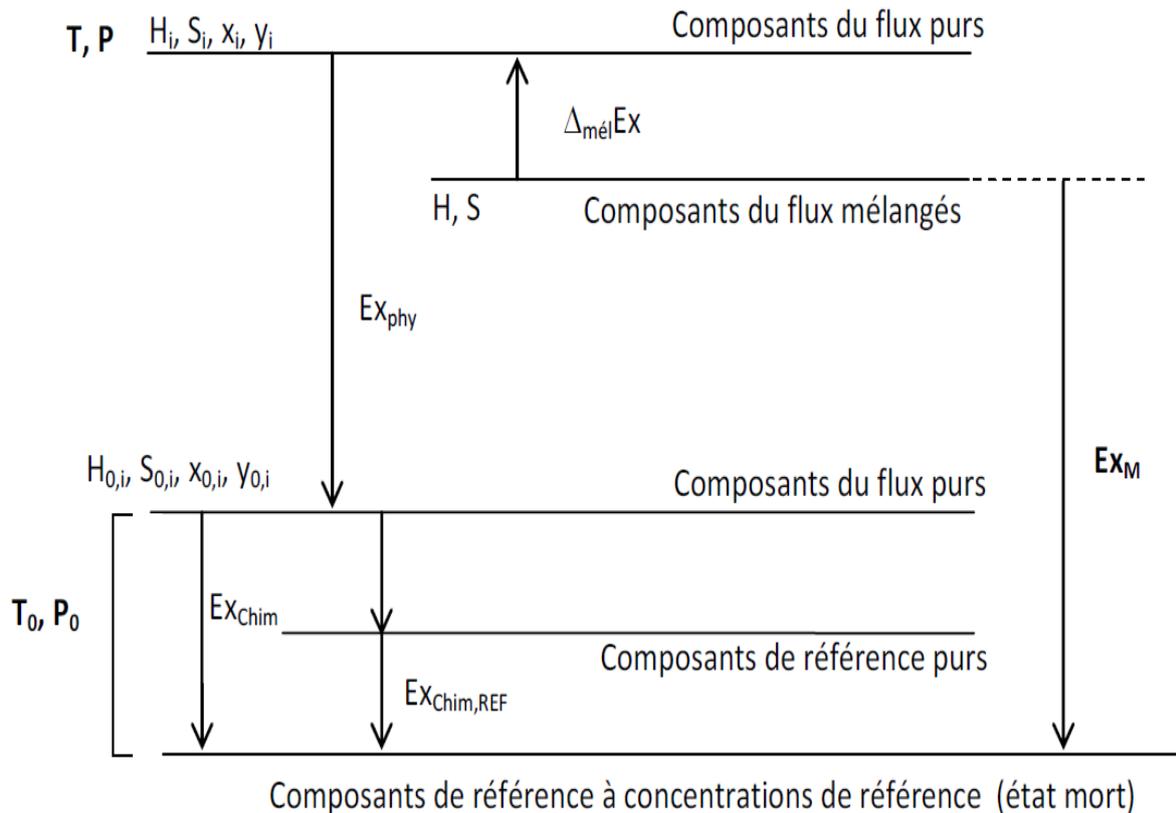


Figure I-2-1 Schéma explicatif donnant l'exergie d'un flux de matière

Cette méthode considère que tous les mélanges sont des mélanges réels et tient compte de la non-idéalité de tout type de mélange et des transitions de phase au cours du passage d'un état thermodynamique à un autre. Ainsi aucune hypothèse simplificatrice n'étant considérée. Les termes de variations d'enthalpie et d'entropie de mélange seront pris en considération. A titre d'exemple, comme on peut le constater sur la figure I-2-2, pour un flux de matière gazeux contenant de la vapeur d'eau, le passage de son état actuel (à T et P) vers un état de référence (à T₀ et P₀) provoque la condensation d'une fraction de l'eau. Par conséquent, cette

condensation engendre une modification de la composition du flux dont on doit tenir compte lors du calcul des exergies physique et chimique.

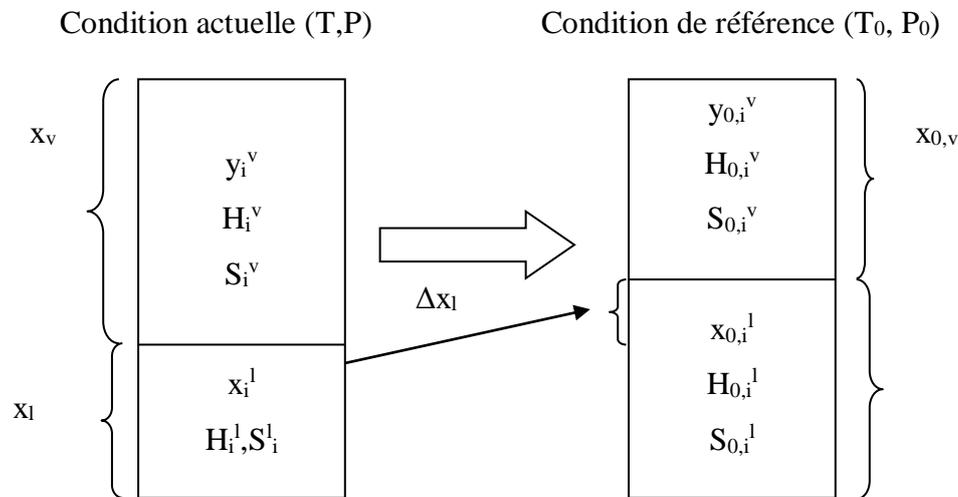


Figure I-2-2 Modification de la composition d'un flux de matière au cours du passage de l'état actuel vers l'état de référence

Avec :

x_l et x_v sont les fractions molaire du liquide et de la vapeur du flux de matière respectivement.

x_i et y_i présentent la fraction molaire de l'espèce « i » dans la phase liquide et vapeur respectivement.

H_i et S_i sont l'enthalpie molaire et l'entropie molaire de l'espèce « i » pure.

Les exposants l et v font référence aux phases liquide et vapeur.

L'indice 0 désigne l'état de référence.

3.2.3.1.1 Exergie physique

L'exergie physique (Ex_{ph}) peut être définie comme étant la quantité maximale de travail pouvant être récupérée lorsqu'un flux de matière est porté de son état initial défini par (T, P) à l'état de l'environnement défini par (T_0 , P_0) par un processus ne faisant intervenir qu'une interaction thermique avec l'environnement (Kotas, 1995 ; Szargut et al., 1988). Cette composante est donnée par l'Eq 10 (Hinderink et al., 1996).

$$Ex_{ph} = \Delta_{act \rightarrow r\acute{e}f} D (x_l (\sum_{i=1}^n x_i H_i^l - T_0 \sum_{i=1}^n x_i S_i^l) + x_v (\sum_{i=1}^n y_i H_i^v - T_0 \sum_{i=1}^n y_i S_i^v)) \quad Eq 10$$

Avec : D est le débit de flux de matière.

2.2.3.1.2 Exergie chimique

L'exergie chimique (Ex_{chim}) est le travail maximal qui peut être récupéré lorsqu'un flux de matière est porté de l'état de l'environnement (T_0, P_0)    l'état 'mort' par un processus faisant intervenir uniquement un échange de matière et un transfert thermique avec l'environnement (Kotas, 1995 ; Szargut et al., 1988). Elle peut être calculée par l'équation 11 (Hinderink et al., 1996) :

$$Ex_{chim} = D \times (x_{0,l} \sum_{i=1}^n x_{0,i} \cdot \varepsilon_{chim,i}^{0l} + x_{0,v} \sum_{i=1}^n y_{0,i} \cdot \varepsilon_{chim,i}^{0v}) \quad Eq 11$$

Avec

ε_{chim}^0 : exergie chimique standard.

2.2.3.1.3 Exergie de mélange

L'exergie de mélange d'un flux de matière ($\Delta_{m  l} Ex$) est donnée par l'équation 12 (Hinderink et al., 1996) :

$$\Delta_{m  l} Ex = \Delta_{m  l} H - T_0 \Delta_{m  l} S \quad \text{   } (T,P) \quad Eq 12$$

Avec

$$\Delta_{m  l} H = D \times (x_l (H^l - \sum_i x_i H_i^l) + x_v (H^v - \sum_i y_i H_i^v)) \quad \text{   } (T,P) \quad Eq 13$$

$$\Delta_{m  l} S = D \times (x_l (S^l - \sum_i x_i S_i^l) + x_v (S^v - \sum_i y_i S_i^v)) \quad \text{   } (T,P) \quad Eq 14$$

2.2.3.1.4 Exergie cinétique

L'exergie cinétique (Ex_{cin}) est donnée par l'Eq 15 :

$$Ex_{cin} = D \cdot M \cdot \frac{V^2}{2} \quad Eq 15$$

Avec :

V : Vitesse du flux de matière relative à la surface de la terre.

M : Masse molaire du flux de matière.

2.2.3.1.4 Exergie potentielle

L'exergie potentielle (Ex_{pot}) peut être calculée par l'Eq 16 :

$$Ex_{pot} = D . M . g . Z \quad \text{Eq 16}$$

Avec

M : Masse molaire du flux.

g : Accélération de la pesanteur.

Z : Altitude du flux par rapport au niveau de la mer.

Il faut signaler que les exergies cinétique (Ex_{cin}) et potentielle (Ex_{pot}) sont généralement négligeables par rapport aux autres formes d'exergie. Elles sont des exergies pures, car elles sont entièrement transformables en travail mécanique.

2.2.3.2 Exergie associée à un travail mécanique

Le travail mécanique et le travail électrique sont des exergies pures. Ce sont des énergies ordonnées qui peuvent être complètement transformées en d'autres formes d'énergie.

$$Ex_W = W \quad \text{Eq 17}$$

Toutes les formes de travail peuvent être inter-changées les unes avec les autres en utilisant des appareils mécaniques simples tels que la poulie sans frottement, le moteur électrique...

2.2.3.3 Exergie associée à une quantité de chaleur

L'exergie associée à une quantité de chaleur (Ex_Q) est défini comme étant le travail maximal pouvant être obtenu à partir d'une certaine quantité de chaleur (Q) disponible dans une source de chaleur à une température T constante et d'un puits de chaleur à T_0 constante en utilisant une machine réversible (Kotas, 1995 ; Szargut et al., 1988). Elle peut être exprimée par l'Eq 18 :

$$Ex_Q = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad \text{Eq 18}$$

2.2.4 Etat de référence

Le choix d'un état de référence est nécessaire pour le calcul des bilans exergetiques. Généralement, l'état de référence est caractérisé par une composition, une température (T_0) et une pression de référence (P_0). Il est considéré comme infiniment grand, et par conséquent ses paramètres ne sont pas affectés par l'interaction avec le système étudié (Hau et al., 2004).

Dans ce qui suit, nous donnerons quelques indications pour le choix de ces caractéristiques (Kotas, 1995 ; Borel, 1987 ; Szargut et al., 1988 ; Decher, 1994).

2.2.4.1 Composition de référence

Il est nécessaire de spécifier la composition de la matière qui constitue l'environnement de référence (état mort) pour calculer l'exergie chimique d'un flux. L'exergie des substances constituants l'état mort est nulle (Szargut et al., 1988 ; Gaggioli et Petit., 1977 ; Munsch et al., 1993). Dans cet environnement, il n'existe aucune interaction entre les différentes parties et ainsi par conséquent aucune possibilité de produire du travail mécanique.

De nombreux états de référence ont été proposés. Nous citons, par exemple, l'état de référence de Szargut et al. (1988), de Gaggioli et Petit (1977), de Munsch et al. (1993), etc.

Dans le présent travail nous retenons l'état de référence de Szargut et al. (1998). Ce modèle est recommandé par plusieurs auteurs pour ses grandes possibilités d'applications et ses meilleurs résultats (Munoz et Michaelides, 1999 ; Rivero et Garfias, 2006). Le tableau I-2-1 présente la composition de l'environnement de référence pour les substances gazeuses proposée par Szargut et al. (1988).

Tableau I-2-1 Composition de l'environnement de référence pour les substances gazeuses proposée par Szargut et al. (1988)

Substance	N ₂	O ₂	Ar	CO ₂	H ₂ O	He	Ne
Fraction molaire (%)	76,32	20,72	0,91	0,03	0,89	0,0005	0,0018

2.2.4.2 Composition de référence

Généralement, pour le choix de la température de référence (T_0), nous avons recours aux trois possibilités suivantes (Le Goff et al., 2000) :

- La température de référence (T_0) peut correspondre à la température moyenne annuelle de l'atmosphère au lieu considéré,
- Elle peut correspondre aussi à une valeur choisie par l'utilisateur en vue de simplifier les procédures de calcul comme par exemple la température la plus basse du procédé.
- Il est possible de prendre comme température de référence une valeur fixe d'usage universel, soit $T_0 = 298,15K$,

Plusieurs études récentes ont montré que le choix de la température de référence influe sur les performances exergetiques du procédé étudié (Lohani, 2010 ; Rosen et Dincer, 2004 ; Ozgener et al., 2006 ; Al-Muslim et al., 2005 ; Utlu et Hepbasli, 2008). En effet, le rendement exergetique des systèmes thermodynamiques diminue en augmentant la température de références. Ces auteurs préconisent donc de considérer la température de référence la plus proche de la température moyenne (spatiale et temporelle) de l'environnement du système étudié.

Dans notre travail, la valeur de température de référence considérée est de 298,15K. En effet, cette valeur est la valeur la plus utilisée par la plupart des auteurs et la plus universelle ce qui nous permet de comparer nos résultats d'étude exergetique avec ceux cités par la bibliographie. De plus, les valeurs des exergies chimiques données par la méthode de Szargut et al. (1988) sont fournies à cette température.

2.2.4.3 Pression de référence

Par opposition à la température, la pression de référence fait l'objet d'un consensus universel. Nous considérons généralement la valeur de la pression de référence de $P_0=1atm$.

2.3 Analyse exergetique des procedés

2.3.1 Expression du bilan d'exergie

L'écriture du bilan exergetique en régime permanent est identique à celle du bilan d'enthalpie, à une différence essentielle près : le bilan exergetique contient un terme d'exergie détruite ($EX_{détruite}$) qui représente les irréversibilités du procédé puisque, contrairement à l'énergie, l'exergie se dégrade. La figure I-2-3 présente un schéma d'un système ouvert. L'arrangement des bilans de matière, d'enthalpie et d'entropie conduit à l'expression du bilan d'exergie (Kotas, 1995 ; Borel, 1987 ; Decher, 1994 ; Feidt, 1987 ; Hinderink et al., 1996).

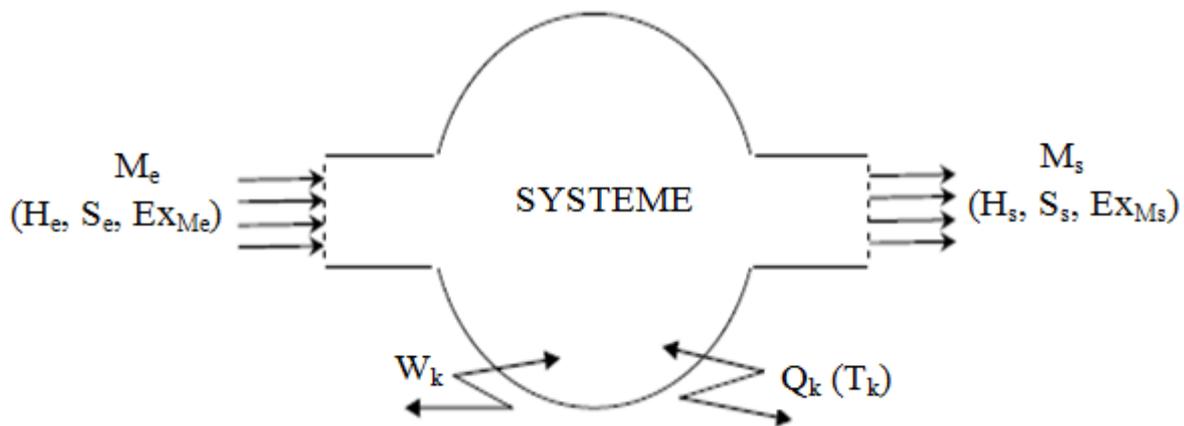


Figure I-2-3 Schéma représentatif d'un système ouvert

Nous écrivons les différents bilans : bilan matière, bilan enthalpique et bilan entropique.

$$\text{Bilan matière : } \sum_e M_{ie} - \sum_s M_{is} = 0 \quad \text{Eq 19}$$

$$\text{Bilan enthalpique : } \sum_e M_{ie} H_{ie} + \sum_k Q_k + \sum_l W_l - \sum_s M_{is} H_{is} = 0 \quad \text{Eq 20}$$

$$\text{Bilan entropique : } \sum_e M_{ie} S_{ie} + \sum_k \frac{Q_k}{T_k} - \sum_s M_{is} \cdot S_{is} - \frac{q}{T_0} - S_{créee} = 0 \quad \text{Eq 21}$$

Le bilan exergetique est obtenu en multipliant l'équation du bilan entropique par T_0 et en la retranchant de l'équation de bilan d'énergie, Nous avons alors :

$$\sum_e M_{ie}(H_{ie} - T_0 \cdot S_{ie}) - \sum_s M_{is}(H_{is} - T_0 \cdot S_{is}) + \sum_k Q_k \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) \sum_s W_l + T_0 \cdot S_{cr\u00e9\u00e9e} = 0 \quad \text{Eq22}$$

Avec

M_e : Flux de mati\u00e8re \u00e0 l'entr\u00e9e du syst\u00e8me portant l'enthalpie sp\u00e9cifique H_e , l'entropie sp\u00e9cifique S_e et l'exergie sp\u00e9cifique Ex_e ;

M_s : Flux de mati\u00e8re \u00e0 la sortie du syst\u00e8me portant l'enthalpie sp\u00e9cifique H_s , l'entropie sp\u00e9cifique S_s et l'exergie sp\u00e9cifique Ex_s ;

Q_k : Quantit\u00e9 de chaleur fournie par la source de chaleur ;

W_l : Puissance m\u00e9canique, ou \u00e9lectrique, re\u00e7ue par le syst\u00e8me ;

$S_{cr\u00e9\u00e9e}$: Cr\u00e9ation de l'entropie dans le syst\u00e8me.

Nous pouvons \u00e9crire le dernier bilan sous la forme suivante

$$\sum_e Ex_{ie} - \sum_s Ex_{is} + \sum_k Ex_{Q_k} + \sum_l Ex_{W_l} - Ex_d = 0 \quad \text{Eq 23}$$

Avec

$$\sum_e Ex_{ie} = \sum_e M_{ie}(H_{ie} - T_0 S_{ie}) : \text{Exergie des flux de mati\u00e8re entrant au syst\u00e8me.} \quad \text{Eq 24}$$

$$\sum_s Ex_{is} = \sum_s M_{is}(H_{is} - T_0 S_{is}) : \text{Exergie des flux de mati\u00e8re sortant du syst\u00e8me.} \quad \text{Eq 25}$$

$$\sum_k Ex_{Q_k} = \sum_k Q_k \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) : \text{Exergie associ\u00e9e \u00e0 la quantit\u00e9 de chaleur } Q_k. \quad \text{Eq 26}$$

$$\sum_l Ex_{W_l} = \sum_l W_l : \text{Exergie associ\u00e9e au travail } W_l. \quad \text{Eq 27}$$

$$Ex_d = T_0 \cdot S_{cr\u00e9\u00e9e} : \text{Exergie d\u00e9truite par le syst\u00e8me.} \quad \text{Eq 28}$$

L'exergie d\u00e9truite ou appel\u00e9e aussi exergie perdue est la cons\u00e9quence des d\u00e9gradations d'\u00e9nergie \u00e0 cause des irr\u00e9versibilit\u00e9s, chimiques, \u00e9lectriques m\u00e9caniques, etc.

Il existe plusieurs sources d'irr\u00e9versibilit\u00e9s parmi lesquelles nous pouvons citer :

- La perte de charge par frottement.

- La r\u00e9action chimique.

- La diffusion moléculaire.
- Le transfert de chaleur avec un gradient de température.

2.3.2 Critères d'évaluation exergetique

Pour caractériser les performances exergetiques d'un équipement ou plus généralement d'un procédé, nous utilisons le plus souvent les deux critères suivants :

* L'efficacité exergetique ($\Phi_{\text{exergetique}}$).

* Le rendement exergetique ($\eta_{\text{exergetique}}$).

3.3.2.1 Efficacité exergetique

L'efficacité exergetique ($\Phi_{\text{exergetique}}$) se définit comme étant le rapport entre la somme de toutes les formes d'exergies sortantes du système ($EX_{\text{sortante}} = \sum_s EX_s$) et la somme des exergies entrantes au système ($EX_{\text{entrante}} = \sum_e EX_e$); elle est exprimée par l'équation suivante (Eq29) :

$$\Phi_{\text{exergetique}} = \frac{EX_{\text{sortante}}}{EX_{\text{entrante}}} \quad \text{Eq 29}$$

Elle peut être aussi écrite sous la forme suivante :

$$\Phi_{\text{exergetique}} = 1 - \frac{EX_{\text{détruite}}}{\sum_e EX_e} = 1 - \frac{EX_{\text{détruite}}}{EX_{\text{entrante}}} \quad \text{Eq 30}$$

L'exergie détruite ($EX_{\text{détruite}}$) est toujours positive ou nulle, par conséquent, l'efficacité exergetique $\Phi_{\text{exergetique}}$ sera toujours comprise entre zéro et l'unité.

2.3.2.2 Rendement exergetique

Le rendement exergetique $\eta_{\text{exergetique}}$ exprime le rapport entre l'exergie utile (EX_{utile}) et l'exergie entrante (EX_{entrante}).

$$\eta_{\text{exergétique}} = \frac{Ex_{\text{utile}}}{\sum_e Ex_e} = \frac{Ex_{\text{utile}}}{Ex_{\text{entrante}}} \quad \text{Eq 31}$$

$$Ex_{\text{entrante}} = Ex_{\text{utile}} + Ex_{\text{non utilisée}} \quad \text{Eq 32}$$

$$Ex_{\text{non utilisée}} = Ex_{\text{détruite}} + Ex_{\text{rejetée}} \quad \text{Eq 33}$$

$Ex_{\text{rejetée}}$: exergie rejetée par le système et non exploitée dans le(s) produit(s) utile(s).

L'Equation suivante donne l'expression du rendement exergétique en fonction de l'exergie non utilisée.

$$\eta_{\text{exergétique}} = 1 - \frac{Ex_{\text{non utilisée}}}{Ex_{\text{entrante}}} \quad \text{Eq 34}$$

3. Analyse environnementale

3.1 Généralités

La croissance de la population mondiale induit l'augmentation des consommations énergétiques, de matières premières et de ressources naturelles. Cela peut impacter négativement l'environnement (changement climatique, destruction de la couche d'ozone, etc.). Donc pour faire face à ces impacts environnementaux, des outils permettant de les anticiper ou de les gérer à travers leurs évaluations sont mis en œuvre. Nous pouvons citer en l'occurrence l'étude d'impact environnemental, l'audit environnemental, le bilan carbone, l'analyse du cycle de vie (ACV), etc. L'ACV est sans doute l'une des méthodes les plus complètes et les plus utilisées pour évaluer les impacts environnementaux puisqu'elle couvre l'ensemble du cycle de vie d'un produit (Nissen et al., 1997, Valkama and Keskinen, 2008, EPLCA, 2008, Sleeswijk et al., 2008). Elle présente l'avantage d'engendrer une forte interaction entre performance environnementale et fonctionnalité puisque l'utilisation des matières premières et les émissions polluantes sont rapportées à la fonction du produit ou du système étudié. Cette méthode sera retenue pour évaluer les impacts environnementaux du procédé de production d'électricité à partir des DP.

3.2 Définition de l'ACV

L'ACV est une méthode standardisée pour étudier les aspects environnementaux et les impacts potentiels sur l'ensemble du cycle de vie d'un système (procédé, produit, service). Elle implique ainsi l'extraction et le traitement des matières premières, la transformation, le transport et la distribution, la consommation, le recyclage, l'élimination et la gestion des déchets associés à un système.

Une ACV permet notamment de :

- Identifier les étapes d'un procédé entraînant le plus grand impact environnemental,
- Guider le choix des sources d'énergie, des matières premières, des filières de traitement des rejets,

- Réaliser des études comparatives entre des systèmes ayant la même fonction,

3.3 Historique de l'ACV

Le concept d'ACV est apparu dans les années 70 avec l'étude faite par l'entreprise Coca-Cola en 1969 qui s'interrogeait sur la possibilité de commercialiser ses boissons dans des canettes au lieu des bouteilles en verre (Guinée, 1995 ; Hunt and Franklin, 1996). A cette époque, de nombreuses questions quant à la gestion des déchets d'emballage ont émergé (Meadows et al., 1972). Les chocs pétroliers de 1973 et 1979 ont également contribué au développement de la méthodologie de l'ACV (Baumann et Tillman, 2004a). De plus, avec les catastrophes humaines et écologiques dans les années 80, telles que l'explosion de l'usine chimique au Bhopal (1984), l'incident nucléaire de Tchernobyl (1986), ou encore la marée noire du pétrolier Exxon Valdez (1989), il est devenu nécessaire de mettre en place des systèmes de régulation environnementale dans les industries (Baumann and Tillman, 2004a).

Dans les années 1990, la méthode d'ACV a connu une époque d'harmonisation où les différentes expériences et les acquis obtenus durant les deux dernières décennies vont être mis en commun. La Société de Toxicologie et de Chimie Environnementale (SETAC) prend en main l'organisation de conférences et de groupes de travail pour l'amélioration de la méthode. Une société est également créée en 1992 (SPOLD : Society for the Promotion of Life Cycle Development) pour le développement de bases de données publiques et accessibles. Un code de conduite est publié en 1993 afin d'obtenir une harmonisation dans les étapes nécessaires à une telle étude. Des normes ISO sont ensuite développées afin de montrer le chemin pour réaliser une ACV (Baumann et Tillman, 2004a). Loin de résoudre tous les problèmes, mais donnant des pistes d'amélioration, les normes européennes ont été créées en 1998 et remises à jour en 2006.

3.4 Principes de l'ACV

La méthode ACV est définie par les normes ISO 14040 et ISO 14044 (International Organization for Standardization, 2006,). La norme ISO 14040 a été proposée par l'Organisme International de normalisation en 1997 ; elle définit les principes et le cadre de l'ACV, tandis que la norme 14044 regroupe le contenu technique nécessaire au bon déroulement d'une ACV. La normalisation de l'ACV liste les définitions du vocabulaire dédié à la pratique de l'ACV, en fixe les phases de réalisation et décrit les éléments constitutifs de chaque phase. Elle permet également de formuler des recommandations pour la

communication des conclusions d'une étude par ACV et la réalisation de la revue critique de l'étude. En accord avec l'organisation internationale de standardisation ISO et avec le cadre méthodologique établi par la SETAC, l'ACV comprend quatre étapes (Figure I-3-1) à savoir :

- la définition des objectifs et du champ d'étude ;
- l'analyse de l'Inventaire de Cycle de Vie (ICV) ;
- l'évaluation des impacts ;
- l'interprétation des résultats et les recommandations émanant de l'étude.

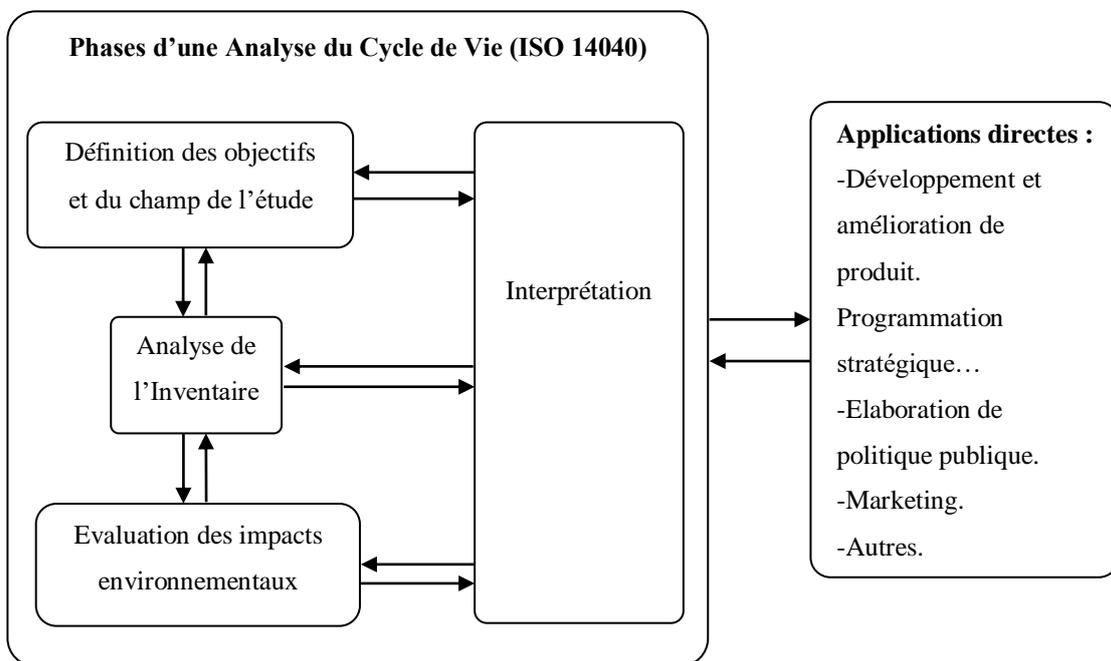


Figure I-3-1 Les phases d'une Analyse de Cycle de Vie (ISO 14040, 1997)

3.4.1 Définition des objectifs et du champ de l'étude

Cette première phase est essentielle à la cohérence de l'ensemble de l'étude. Il s'agit de formuler précisément la question à laquelle nous souhaitons répondre à l'issue de l'étude ACV, et d'explicitier les scénarios et/ou systèmes que nous souhaitons analyser. De cette problématique découle la définition du champ d'étude.

La norme ISO 14044 (ISO14044, 2006), et aussi Guinée (Guinée, 2002), ont démontré que cette première étape de l'ACV suffit à donner un cadre explicite et précis pour l'étude d'un système.

3.4.1.1 Définition des objectifs de l'étude

Généralement, les études d'ACV sont effectuées pour répondre à des questions spécifiques. La nature de ces questions détermine les objectifs de l'étude. Les quatre objectifs typiques d'une ACV sont les suivants :

- Analyse globale du cycle de vie d'un système de produits donné tout en présentant ses impacts sur l'environnement.
- Comparaison de différents produits dans le but de déterminer lequel est le plus éco-efficace.
- Comparaison des différentes étapes du cycle de vie d'un système de produits pour déterminer les émissions qui contribuent le plus à l'environnement
- Comparaison d'un système de produits par rapport à un système de référence.

D'après les termes exacts de la norme ISO 14040 (ISO14040, 2006), « La définition des objectifs d'une ACV doit indiquer sans ambiguïté les éléments suivants :

- L'application envisagée ;
- Les raisons conduisant à réaliser l'étude ;
- Le public concerné, c'est-à-dire les personnes auxquelles il est envisagé de communiquer les résultats de l'étude ».

3.4.1.2 Définition du champ de l'étude

La définition du champ d'étude nécessite de s'interroger sur plusieurs aspects. Nous détaillerons trois aspects à savoir :

- L'unité fonctionnelle ;
- Les frontières de chaque système étudié ;
- Les données et les hypothèses de l'inventaire.

3.4.1.2.1 L'unité fonctionnelle

La fonction du produit ou du système étudié doit être clairement définie. Dans le cas d'une étude comparative, il est essentiel de comparer les produits ou systèmes sur une même échelle

de service rendu, cette échelle étant « l'unité fonctionnelle ». Elle offre ainsi une base de comparaison entre les scénarii étudiés et permet ainsi de traiter les différents systèmes comme « fonctionnellement équivalents ».

D'une manière générale, l'UF devrait contenir une composante fonctionnelle, un critère de performance, et une durée. La pertinence de l'UF dépend de sa représentativité vis-à-vis de la fonction d'intérêt, de la précision de sa mesurabilité et de sa définition.

Le choix de l'UF a une influence sur les résultats d'ACV lorsqu'ils sont utilisés comme un outil d'aide à la décision.

3.4.1.2.2 Définition des frontières du système

Une fois la fonction clairement définie, il convient de définir les frontières du système. Ces frontières désignent les éléments inclus dans le système étudié. « Dans l'idéal, il convient de modéliser le système de produits de telle sorte que les entrants sortants à ses frontières soient élémentaires » (ISO 14041, 1998a). La norme entend par « flux élémentaire », les flux d'énergie ou de matière qui ont été puisés ou rejetés dans l'environnement sans transformation humaine préalable.

En effet, le réalisateur d'une étude ACV n'a ni les moyens, ni le temps, ni les données nécessaires pour effectuer une étude aussi complète. Relativement aux intrants du système, la norme (ISO 14044, 2006) définit trois règles de coupures minimales :

- La masse : un intrant peut être exclu si sa masse est en deçà d'un pourcentage défini de la masse totale des intrants ;

-L'énergie : de façon similaire, un intrant dont la contribution énergétique est en deçà d'un pourcentage défini des contributions énergétiques des intrants peut être exclu.

-La portée environnementale : par extension, peut être exclu de l'étude un intrant dont la contribution pour chacune des données environnementales d'intérêt (teneur en un certain élément nocif, ou rare, occupation de sols, etc) est en deçà d'un pourcentage défini du total estimé pour chacune de ces données peut être exclu également de l'étude.

3.4.2 Analyse de l'inventaire de cycle de vie

Cette étape consomme le plus de temps car elle demande la collecte de tous les flux pertinents d'un point de vue environnemental, intervenant dans le système étudié, préalablement

découpé en processus élémentaires. Elle regroupe les phases de recueil, de validation et de traitement des données de l'étude selon les conventions énoncées lors de la phase de définition des objectifs et du champ d'étude. L'inventaire consiste en la réalisation des bilans de matière et d'énergie de tous les flux entrant et sortant de chaque processus élémentaire.

La modélisation de l'inventaire regroupe les étapes suivantes : la construction d'un schéma de procédé en accord avec les frontières du système, la collecte des données pour chaque activité comprise dans le système et le calcul des charges environnementales en relation avec l'unité fonctionnelle (Benoist, 2009).

3.4.3 Evaluation des impacts sur l'environnement

Une fois les données des bilans de matière et d'énergie obtenues pour chaque sous-processus, l'impact environnemental peut être calculé. Cela consiste à décrire les conséquences sur l'environnement des consommations et des émissions obtenues lors de l'inventaire. Le rôle principal de l'évaluation de l'impact du cycle de vie est de traduire ces flux en un nombre restreint d'impacts dans le but de faciliter la compréhension et l'analyse.

Les normes ISO imposent des étapes obligatoires lors de cette phase. Il s'agit de la définition des catégories d'impact, la classification des données obtenues lors de l'inventaire de cycle de vie en les différentes catégories d'impact et finalement la caractérisation qui permet le calcul de l'impact environnemental par catégorie. La caractérisation se réalise à l'aide de facteurs de caractérisation reliant les données de l'inventaire avec leur impact environnemental (Baumann et Tillman, 2004b; ISO 14040, 2006 ; ISO 14044, 2006).

3.4.3.1 Définition de l'impact du cycle de vie

Lors du choix de l'inclusion ou non de catégories d'impact, des critères doivent être pris en compte à savoir :

- la complétude : la liste des catégories d'impact doit couvrir tous les problèmes environnementaux pertinents ;
- la praticité avec un nombre de catégories suffisant mais non exhaustif ;
- l'indépendance : les catégories doivent être indépendantes entre elles afin d'éviter un double comptage des impacts ;

- la pertinence environnementale ;

De nombreuses catégories d'impact sont disponibles et leur utilisation dépend de leur pertinence en fonction du système étudié. Les plus courantes vont être passées en revue afin de donner une idée des impacts potentiellement pris en compte lors d'une ACV (Baumann et Tillman, 2004d; ISO 14044, 2006; ISO 14040, 2006).

3.4.3.1.1 Réchauffement climatique

Le réchauffement climatique est la préoccupation numéro un actuelle en ce qui concerne l'environnement. Cette catégorie regroupe les gaz à effet de serre (GES). L'effet de serre est un processus naturel de réchauffement de l'atmosphère qui intervient dans le bilan radiatif de la Terre. Ce phénomène est dû aux gaz à effet de serre (GES) contenus dans l'atmosphère qui permettent de retenir une partie de la chaleur apportée par le soleil à la terre en absorbant le rayonnement infrarouge émis par la surface de la Terre, par les nuages et par l'atmosphère elle-même. Une partie de ce rayonnement absorbé est par la suite ré-émis en direction du sol et contribue ainsi au réchauffement des couches basses de l'atmosphère : c'est l'effet de serre naturel. Sans ce phénomène, la température moyenne de la terre serait de 35°C plus basse, soit -18°C à la place de 15° (ADEME, 2000).

Le Groupe Intergouvernemental d'Experts sur l'Evolution du Climat GIEC (IPCC Intergovernmental Panel on Climate Change) a recensé plus d'une quarantaine de gaz à effet de serre. Parmi ces gaz figurent la vapeur d'eau (H₂O), le dioxyde de carbone (CO₂), l'ozone (O₃), le protoxyde d'azote (N₂O), le méthane (CH₄), les hydrofluorocarbures (HFC), les perfluorocarbures (PFC) et l'hexafluorure de soufre (SF₆) (IPCC, 2007). Ces gaz sont classés en fonction de leur Potentiel de Réchauffement Global (PRG), calculé par rapport au dioxyde de carbone CO₂ qui représente près de 70% des émissions de gaz à effet de serre d'origine anthropique.

Le tableau I-3-1 présente les valeurs de PRG100 de quelques gaz à effet de serre.

Tableau I-3-1 Potentiel de Réchauffement Global des gaz à effet de serre (GIEC, 2007)

Gaz	Formule	PRG à 20 ans	PRG à 100 ans
Dioxyde de carbone	CO ₂	1	1
Méthane	CH ₄	72	25
Protoxyde d'azote	N ₂ O	289	296

3.4.3.1.2 Destruction de la couche d'ozone

La couche d'ozone est une couche d'air qui agit comme un filtre qui protège les différentes formes de vie de l'effet nocif des rayons ultraviolets (UV). L'ozone se forme dans l'atmosphère quand un atome d'oxygène libéré par la destruction du dioxygène par les rayons solaires, se joint à une autre molécule d'oxygène. Il se dissocie naturellement dans l'atmosphère au contact des rayons solaires et sous l'effet d'une réaction chimique qui engage différentes substances contenant de l'azote, du chlore et de l'hydrogène.

Un équilibre dynamique s'établit, dans une atmosphère non polluée, entre la production et la destruction d'ozone ce qui rend la concentration totale d'ozone dans la stratosphère constante. L'activité humaine a modifié cet équilibre dynamique, au cours de ces dernières années, en rejetant de nombreuses substances appauvrissant la couche d'ozone.

3.4.3.1.3 Épuisement des ressources

Cette catégorie fait l'objet de l'un des plus grands débats, relatif à la manière dont l'impact doit être pris en compte. Les ressources peuvent être subdivisées en deux groupes distincts à savoir les ressources renouvelables (biotiques) et les ressources non-renouvelables (abiotiques).

3.4.3.1.4 Eutrophisation

L'eutrophisation est généralement associée à l'excès de nutriments qui entraîne un changement dans la composition des espèces et une productivité biologique intense. Lors d'une ACV, l'eutrophisation comprend également la pollution organique dégradable. La modélisation des facteurs de caractérisation de ces différents polluants est réalisée sur la base de leur consommation en oxygène. L'eutrophisation est un phénomène qui peut influencer les systèmes terrestres et aquatiques avec une implication importante des nutriments phosphore (P) et azote (N).

3.4.3.1.4 Acidification

L'acidification correspond au dépôt d'acides sur le sol et dans l'eau en raison des activités humaines. Elle engendre la diminution du PH, l'augmentation de la teneur en éléments potentiellement toxiques et une baisse de la teneur en nutriments. Ce phénomène peut également avoir pour conséquence un certain nombre d'effets biologiques, comme par

exemple une mortalité d'organismes vivants très sensibles à un PH acide ainsi qu'une diminution de la biomasse.

Les apports anthropogéniques les plus incriminés sont les oxydes d'azote (NO_x) et le dioxyde de soufre (SO₂). Ces gaz peuvent se transformer au contact avec l'eau en acide nitrique (HNO₃) et en acide sulfurique (H₂SO₄) qui constituent par la suite les pluies acides (Bliefert et Perraud, 2001). Il faut signaler aussi la contribution ponctuelle de HCl et la participation indirecte de l'ammoniac (NH₃) qui se transforme dans les sols en acide nitrique.

3.4.3.2 Classification des données

La classification consiste à regrouper les ressources et les polluants par catégorie en fonction de leurs effets. Pour cela, il faut avoir une idée sur les conséquences relatives aux émissions de polluants et aux consommations de ressources. En général, les méthodes d'impact scientifiquement reconnues réalisent cette étape directement en classant les émissions et consommations par catégorie d'impact (Baumann et Tillman, 2004d; ISO 14040, 2006; ISO 14044, 2006).

3.4.3.3 Caractérisation

Il s'agit de la première étape permettant d'obtenir une réponse quantitative. Les impacts sont calculés par catégorie en utilisant des facteurs équivalents, appelés facteurs de caractérisation. L'impact potentiel représenté par des polluants classés dans la même catégorie est exprimé en fonction de leur effet respectif sur l'environnement, en comparaison avec la référence choisie.

L'impact environnemental de chaque émission ou consommation sera donc exprimé dans une unité spécifique à la catégorie étudiée. A titre d'exemple, les émissions de GES sont exprimées en kg équivalent CO₂. Certaines catégories ont des facteurs de caractérisation validés scientifiquement car le mécanisme est simple à savoir le cas pour le changement climatique ou encore l'acidification. D'autres catégories comme les effets cancérigènes ou encore la toxicité présentent plus d'incertitudes quant à leurs facteurs de caractérisation (Baumann et Tillman, 2004d; ISO 14040, 2006 ; ISO 14044, 2006). La figure I-3-2 présente le calcul de l'impact du cycle de vie.

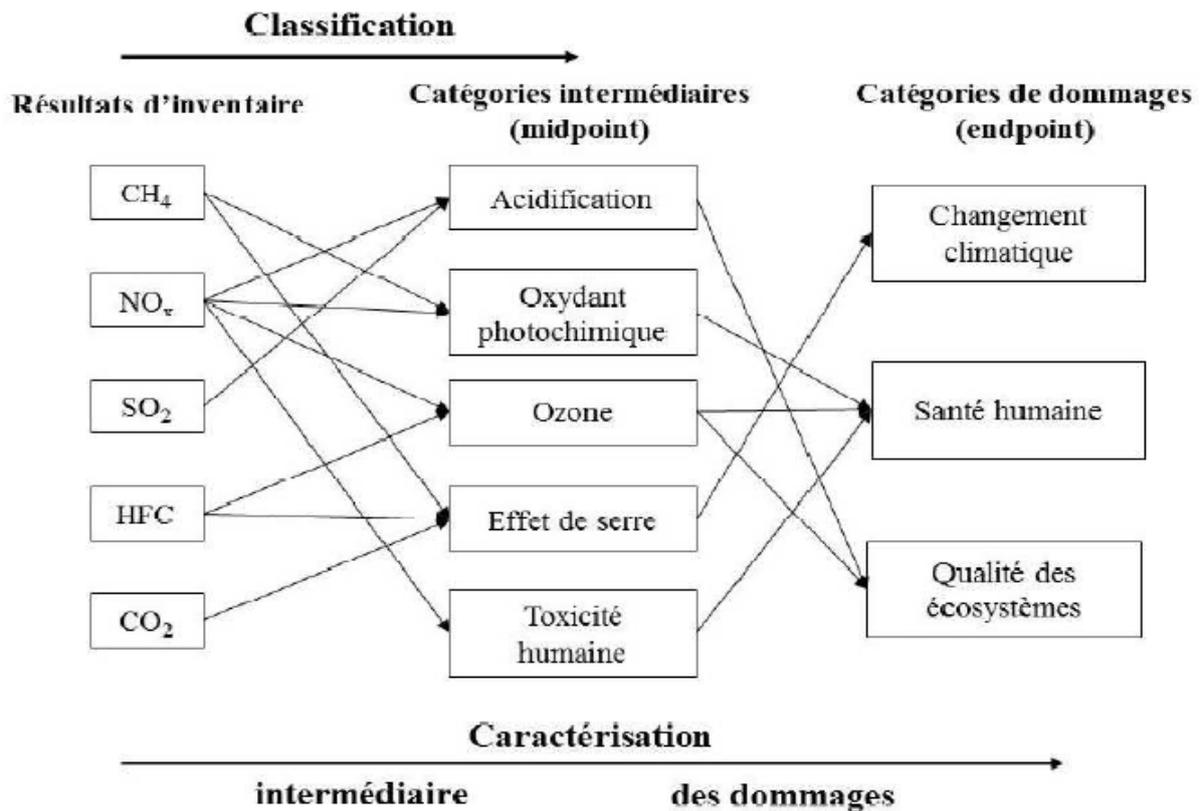


Figure I-3-2 Calcul de l'impact du cycle de vie (Laratte, 2013).

3.4.3.4 Logiciels de l'ACV

Il existe différents logiciels d'ACV qui permettent de calculer les impacts environnementaux potentiels à partir des données d'inventaire. Le logiciel aide à construire le modèle de cycle de vie du produit et à y associer les processus élémentaires correspondants. Les logiciels intègrent plusieurs méthodes d'évaluation et différentes bases de données. La base de données doit être sélectionnée lors de la construction du modèle, la méthode lors du calcul des impacts. Les logiciels les plus connus sont (Laratte, 2013) :

- SimaPro, logiciel le plus utilisé dans le monde. Il sera considéré dans notre travail. Il est relativement simple d'utilisation, mais requiert une formation pour un novice. Il existe différents types de licences et il faut compter environ 4 200 € pour une licence sur un poste pendant une durée illimitée ou 2 400€ pour une licence d'un an sur un poste. Une douzaine de bases de données sont également incluses, ainsi que la plupart des méthodes d'évaluation des impacts ;

- Gabi, logiciel également très utilisé. Il faut compter environ 7 500 € pour une licence sur un poste pendant une durée illimitée pour une version professionnelle. Une journée de formation

est incluse. Différentes bases de données sont disponibles dans le logiciel, ainsi que des méthodes d'évaluation des impacts.

3.4.3.5 Méthodes d'évaluation de l'impact du cycle de vie

Différentes méthodes d'évaluation d'impact ont été développées au fil des années afin de faciliter l'utilisation de la méthode ACV. Ils existent des divergences entre ces méthodes. En effet, le passage de l'inventaire à l'impact n'est pas évident pour chacune des catégories et cela peut conduire à une grande variabilité des résultats. Parmi les méthodes très souvent utilisées pour les ACV, nous distinguons : Impact 2002+, ReCiPe 2008, CML 2001 et Eco-Indicator 99.

Dans notre travail, la méthode ReCiPe sera considérée pour évaluer les impacts environnementaux du système étudié. Cette méthode a été choisie parce qu'il s'agit d'une nouvelle méthode d'ACV issue d'une collaboration entre plusieurs experts reconnus ayant été à l'origine d'autres méthodes d'ACV. Elle a été développée entre 2001 et 2008 et elle est partiellement basée sur Ecoindicator 99 et CML 2002. Elle est actuellement largement utilisée, pour des caractérisations intermédiaires comme pour des caractérisations des dommages. (Goedkoop et al., 2008).

3.4.4 Interprétation des résultats

La quatrième étape de l'ACV est l'interprétation des résultats. Les objectifs de cette étape sont d'établir des conclusions, d'analyser les résultats et fournir des recommandations en se basant sur les résultats des étapes précédentes de l'étude. Elle se fait de façon interactive avec les trois autres étapes de l'ACV. Les étapes de définition de l'objectif et du champ d'étude et d'interprétation du cycle de vie forment le cadre de l'étude alors que les étapes d'analyse de l'inventaire et d'évaluation des impacts fournissent les informations relatives au système de produits. Des analyses de sensibilité, d'incertitude et de qualité de données sont comprises dans cette phase d'ACV (Baumann et Tillman, 2004c).

4. Conclusion de la première partie

La première partie de ce manuscrit était consacrée à une étude bibliographique.

Nous avons présenté, dans un premier temps, des généralités sur la biomasse et ses différentes voies de valorisation énergétique. La biomasse constitue la plus abondante et la plus polyvalente des sources primaires d'énergie renouvelable. Elle peut être valorisée sous diverses formes : chaleur, électricité, combustibles et/ou carburants gazeux, liquides et solides. Ses filières de conversion énergétique reposent essentiellement sur deux familles à savoir les voies biochimiques et les voies thermochimiques. Le procédé thermochimique de gazéification sera considéré dans notre travail. Le procédé de production de l'électricité via la gazéification de la biomasse sera détaillé dans la prochaine partie du travail.

En second temps, nous avons rappelé les notions de base de l'exergie et détaillé l'analyse exergétique. Cette analyse sera appliquée à notre système dans la troisième partie de ce manuscrit. Elle nous permettra de calculer les performances du procédé et de localiser les zones d'imperfections.

En troisième temps, nous avons détaillé la méthode d'ACV. Cette dernière est l'une des méthodes les plus complètes et les plus utilisées pour évaluer les impacts environnementaux. L'application de l'ACV sur le système étudié, dans la quatrième partie, nous permettra d'évaluer la contribution du procédé aux différents impacts environnementaux. Cette partie comportera aussi une analyse environnementale du système afin de calculer le coût de production de 1kWh d'énergie électrique.

Deuxième partie

Production de l'électricité à partir de la
biomasse

1. Introduction

La production de l'électricité à partir de la biomasse lignocellulosique représente une filière intéressante de la valorisation énergétique de la biomasse. L'objectif de ce travail est l'analyse 4E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) du système de production de l'électricité via la gazéification de la biomasse. La biomasse considérée dans notre travail est une biomasse tunisienne à savoir les déchets de palmiers dattiers. Le procédé en question commence par la gazéification de la biomasse afin de produire un gaz de synthèse. Ce gaz combustible est constitué principalement de l'hydrogène, du monoxyde de carbone et du méthane auxquels s'ajoutent des hydrocarbures supérieurs (goudrons). Il sera par la suite purifié et refroidi avant son passage par le moteur pour la production de l'électricité.

Ce chapitre est consacré à la simulation du procédé par Aspen PlusTM pour obtenir les données nécessaires pour lancer une étude 4E de ce procédé. Il comporte deux grands volets à savoir :

- (1) La justification du choix des différents équipements du procédé.
- (2) La simulation du procédé par Aspen PlusTM : validation et optimisation des paramètres opératoires.

2. Choix des différents composants du procédé

2.1 Nature de la biomasse

Dans notre travail nous considérons une biomasse tunisienne à savoir les déchets de palmiers dattiers (DP). Le palmier dattier est un arbre très abondant en Tunisie. Il représente l'arbre de base du système oasien, il est considéré comme son pilier. En Tunisie, les oasis se répartissent dans la région sud (Oasis de Jrid, Oasis Gabes,..). Elles couvrent une superficie totale de près de 45000ha (GID, 2004). Le palmier dattier est une source de matière première d'une grande diversité. Il produit tous les ans des palmes et des régimes qui doivent être séparés du tronc. De plus, à la fin de la vie du palmier, le tronc constitue un bois solide et résistant pour un large éventail de produits. En Tunisie, la quantité recyclée des déchets de palmiers est très réduite. Elle ne dépasse pas 5% de la quantité totale de déchets (Valorisation et recyclage des sous- produits des oasis, 2014) qui est transformée en engrais organique à travers le compostage. Il faut signaler aussi qu'il existe autres utilisations des déchets de palmiers. Nous citons essentiellement l'usage des palmes en lutte contre la désertification ou en pêcheries principalement à Kerkennah et Djerba.

Nous pouvons dire que l'utilisation des sous-produits du palmier est répandue mais elle est très limitée et se limite principalement à la fabrication artisanale d'objets. La valorisation énergétique des DP donnera ainsi une seconde vie à un rejet à faible valeur ajoutée. Ainsi, la présente étude constitue une bonne opportunité pour valoriser les DP en vue de la production décentralisée de l'électricité.

Les évaluations globales des déchets végétaux produits dans les oasis sont rares. Les seules évaluations que nous avons pu consulter ont été faites en Tunisie par l'ANGed (Agence Nationale pour la Gestion des déchets) qui est un organisme spécialisé dans le traitement des déchets. L'effectif total de palmiers est de 4510000. Le tableau II-2-1 donne l'évaluation des déchets de palmiers, les résultats sont les moyennes de 5 palmiers. Un palmier donne 21 kg de déchets, ainsi l'estimation des déchets produits par an est de 94710 tonnes.

Tableau II-2-1 Evaluation des déchets de palmier dattier (Valorisation et recyclage des sous-produits des oasis, 2014)

Type	Quantité en kg	Observations
Palmes	16	16 palmes de 1kg de moyenne (0,5 base du pétiole et 0,5 de rachis penné).
Spathes vides	4	Sur la base d'une production annuelle moyenne de 8 spathes de 0,5 kg de poids sec.
Fibrillium (Lif)	1	Produit de taille des bases des rachis foliaires.
Total	21	

Le tableau II-2-2 regroupe les résultats des analyses immédiate et élémentaire des déchets de palmiers.

Tableau II-2-2 Composition des déchets de palmiers (Khila, 2014)

Elément	% massique (base sèche)
Carbone	51,2
Hydrogène	4,56
Nitrogène	0,46
Chlore	0,02
Soufre	0,36
Oxygène	37,8
Cendres	5,6
Carbone fixe	20,8
Matières volatiles	73,6

2.2 Choix du type du gazéifieur

La conception et l'exploitation d'un gazéifieur exige la compréhension de l'effet des différents paramètres opératoires et des caractéristiques de la biomasse sur la performance du système. Dans ce paragraphe, nous détaillerons le choix du type de gazéifieur en se basant sur les caractéristiques technologiques des gazéifieurs (puissance thermique, teneur en goudrons etc). Nous présenterons par la suite l'effet de quelques paramètres tels que : la nature de la biomasse à valoriser (composition élémentaire, humidité), les paramètres opératoires (puissance, agent oxydant) sur le type de gazéifieur choisi.

Toutefois, il est nécessaire de répondre à la question fondamentale : Pourquoi choisit-t-on la gazéification parmi les différentes filières de valorisation énergétique de la biomasse ?

2.2.1 Pourquoi la gazéification ?

Pour répondre à cette question, nous nous sommes basés essentiellement sur deux critères à savoir : la nature de l'énergie souhaitée et la nature de la biomasse traitée. A signaler que l'objectif de notre travail est la production décentralisée de l'électricité à partir de la biomasse donc principalement trois filières sont possibles : la digestion anaérobie, la gazéification et la combustion directe. Or, la digestion anaérobie est utilisée pour les biomasses très humides, comme les déchets ménagers, les boues d'épuration, les déchets agricoles (substrats végétaux solides, déjections d'animaux), etc. Par conséquent, cette méthode sera mise de côté et nous allons retenir les deux procédés thermochimiques puisque les déchets traités sont plus au moins secs (35%). Nous allons maintenant présenter les principaux avantages de la gazéification par rapport à la combustion directe (Anthony, 2007) :

- Des bons rendements de production de l'énergie électrique
- Un meilleur contrôle des rejets gazeux pour des unités de gazéification centralisées,
- Elle transforme la biomasse en un vecteur énergétique (liquide, gaz ou électricité) plus accessible à un plus grand nombre de clients potentiels : du particulier à l'industrie, proches ou non du gisement contrairement à la combustion qui est mal adaptée à l'industrie et le plus souvent limitée aux milieux ruraux (ou proches des gisements de biomasses) et aux particuliers voire au tertiaire.

2.2.2 Analyse comparative des procédés de gazéification

Il existe essentiellement trois types de gazéifieurs à savoir les gazéifieurs à lit fixe, les gazéifieurs à lit fluidisé et ceux à lit entraînés. Dans ce paragraphe, nous faisons une analyse comparative de ces procédés dans le but d'avoir une idée plus claire sur la différence des caractéristiques des différents gazéifieurs. Ceci va nous aider dans le choix du type du gazéifieur considéré dans notre étude. Nous présenterons par la suite en détail l'effet de la puissance du gazéifieur et de la biomasse traitée sur ce choix.

Les différents types de lits de gazéification ont été mis en œuvre pour des plages de puissances particulières à cause des contraintes technologiques (figure II-2-1). En général, les

gazogènes à lits fixes sont utilisés pour les installations de faible puissance tandis que ceux à lits fluidisés et entraînés sont préférés pour les installations de forte puissance (ADEME, 2001; Deglise and Donnot, 2004; Deglise, 1982).

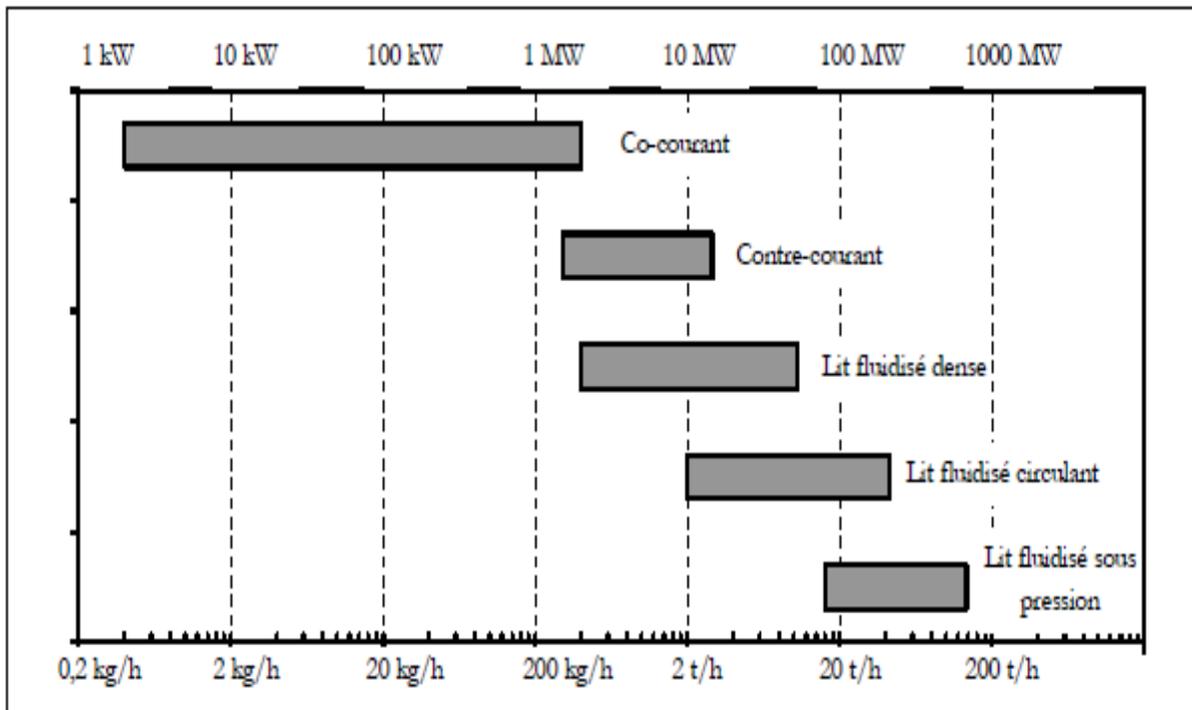


Figure II-2-1 Classification des procédés de gazéification par tranches de puissance (Van de Steene, 2001)

Les puissances sont le plus souvent données sur PCI du combustible entrant ou sur le PCI du gaz produit. Le rendement énergétique de la gazéification (PCI gaz produit/PCI combustible entrant) est rarement donné par les constructeurs. Les pertes sont dues principalement aux imbrûlés dans les cendres, au séchage du bois, à l'épuration du gaz et aux pertes de transferts thermiques. Il dépend aussi de la bonne « régulation/conduite » du gazéifieur..

Un tableau récapitulatif (tableau II-2-3) est finalement présenté ci-après pour permettre de mettre en évidence les avantages et inconvénients pour chaque type de réacteur de gazéification.

Tableau II-2-3 Les avantages et les inconvénients de chaque procédé

	Avantages	Inconvénients
Co-courant	<ul style="list-style-type: none"> -Simple de conception et éprouvé pour certains combustibles -Taux de conversion de carbone élevé -Gaz relativement propre pour combustible approprié 	<ul style="list-style-type: none"> -Peu flexible vis-à-vis des combustibles en terme de taille et d'humidité (<20%) -Taille des installations très limitée (350kWe) -Coût de maintenance élevé -Possibilité de fusion des cendres dans la grille du réacteur avec blocage
Contre-courant	<ul style="list-style-type: none"> -Construction simple et robuste -Limite de taille plus élevée -Rendement thermique élevé -Plus grande souplesse vis-à-vis de l'humidité de la matière première (<50%) 	<ul style="list-style-type: none"> -Température des gaz faible en sortie avec risque de condensation -Gaz très chargé en goudrons -Inadapté à la production d'électricité sauf si forte condensation des goudrons
Lit fluidisé dense	<ul style="list-style-type: none"> -Bon contrôle des températures -Vitesse de réaction élevée -Bon contact solide/gaz -Construction relativement simple et opérationnelle -Pas de limite de taille -traitement catalytique dans le lit possible -Teneur en goudrons modérée 	<ul style="list-style-type: none"> -Taille minimale pour être économique (20MWe) -Taux de particules dans les gaz élevé -Humidité faible (<20%) -Sensible à la répartition granulométrique du combustible
Lit fluidisé circulant	<ul style="list-style-type: none"> -Construction éprouvée -Bon contrôle des températures et vitesse de réaction -Grande tolérance par rapport au combustible (taille, type) 	<ul style="list-style-type: none"> -Taux de particules dans le gaz élevé -Taille minimale pour être économique -Nécessite des particules de faible taille pour bénéfice optimal des

	-Taux goudrons dans les gaz modéré -Pas de limite de taille -Meilleure régulation en variations de charge que le lit dense, possibilité de faire varier les vitesses de fluidisation	propriétés
Lit entraîné	-Très grande vitesse des réactions (très haute température) - Taux de conversion élevé -Bonne capacité à gazéifier les combustibles à fort taux de cendres -Pas de limite de taille -Gaz propre par rapport aux goudrons	-Coût de préparation biomasse élevé -Haute température donne des gaz propres mais à faible PCI -Très forte taille minimale (>50MWe) -Retour au sol des minéraux impossible à cause de la fusion des cendres

2.2.3 Effet de la taille de l'installation et de la qualité du gaz de synthèse sur le choix du gazéifieur

La qualité et la quantité du gaz de synthèse produit dépendent du type du gazéifieur utilisé ainsi que du type de la matière première. Dans ce travail, l'objectif est d'étudier des petites installations de production d'électricité via gazéification de la biomasse. Les caractéristiques des différents types de gazéifieurs sont données par le tableau II-2-4. Chacune des technologies a des caractéristiques distinctes qui la rendent plus ou moins adaptée à la production d'un gaz de synthèse visé pour la production de l'énergie électrique.

Tableau II-2-4 Principales caractéristiques des gazéifieurs conventionnels (Siedlecki et al.2011)

	Lit fixe		Lit fluidisé		Lit entraîné
	Courant descendant	Courant ascendant	bouillonnant	Circulant	
Température (°C)	700-1200	700-900	<900	<900	1300-1500
Oxydant	Air	Air	Air, eau, O ₂	Air, eau, O ₂	

Teneur en goudron	Faible	Très élevée	Moyenne	Moyenne	Faible
Conversion du carbone	93-96%	≅100%	>90%	>90%	100%
Taille (MW _{th})	<5	<20	10-100	>20	>100
Contrôle	Simple	Simple	Moyen	Moyen	Complexe
Investissement	Faible	Faible	Moyen	Elevé	Elevé

D'après le tableau II-2-4, et en se référant à la figure II-2-1 donnant la taille des gazéificateurs, nous constatons que le gazéificateur à lit fixe est le gazéificateur le plus approprié dans notre cas, en particulier celui à co-courant (courant descendant). En effet, ce type de gazéificateur est adapté pour les petites puissances et permet de produire un gaz de synthèse propre (pauvre en goudrons) ce qui le rend plus adapté pour la production de l'électricité par une machine thermique. Cette technologie couvre une large gamme de puissances primaires et de nombreux types de substrats. De plus, d'après la figure II-2-2 les gazéificateurs à co-courant sont assez bien développés et présentent une forte attraction de marché.

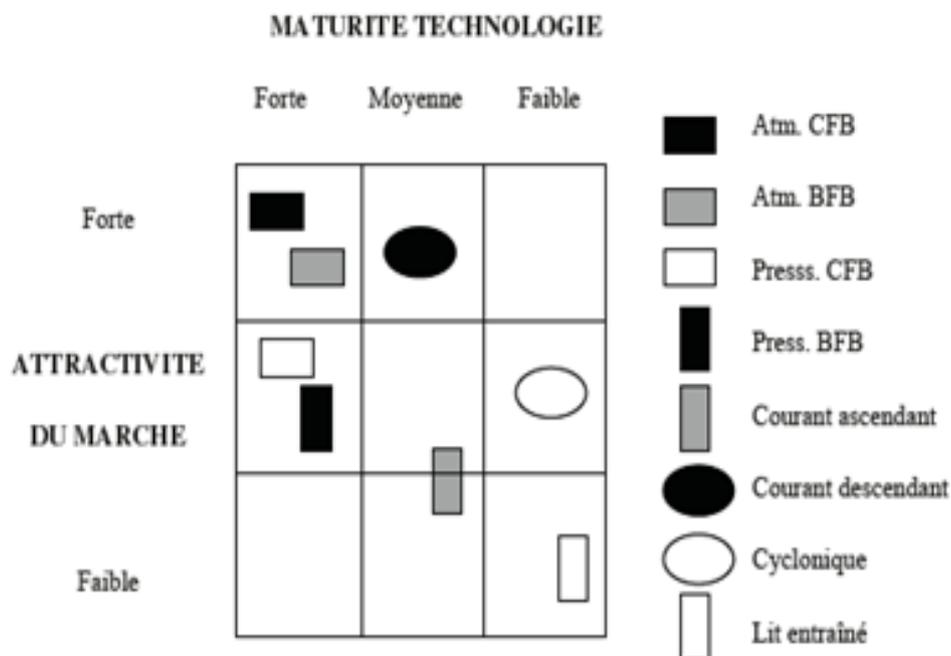


Figure II-2-2 Maturité technologique des différents types de gazéificateurs (Bridgwater, 2003)

2.2.3 Effet de la nature de biomasse sur le choix du gazéifieur

Les gazéifieurs utilisaient principalement le charbon. Aujourd'hui, ils sont diversifiés et emploient une grande variété de composés carbonés comme le coke de pétrole, la biomasse, les déchets organiques. La charge la plus utilisée est le charbon (~49%) qui est suivie par des résidus pétroliers et le coke de pétrole (~ 40%) (Mondal et al., 2011). Les 11% restants des matières premières comprennent la biomasse et les déchets (déchets boisés, paille, bagasse de cannes à sucre, déchets issus du maïs, ordures ménagères, résidus de l'industrie chimique, excréments animaux, boues de station d'épuration). Chaque type de déchet est caractérisé par son analyse immédiate, son analyse élémentaire et son pouvoir calorifique. Le pouvoir calorifique des biomasses est faible en comparaison avec le charbon et le coke de pétrole en raison de leur faible teneur en carbone et haute valeur d'humidité (Mondal et al., 2011).

Par ailleurs, l'humidité de la matière première est un point important à contrôler. Sa limite dépend du type de la technologie de gazéification utilisée ; elle est de :

- 60 % pour les lits fluidisés à circulation interne ;
- 40 à 50 % avec les réacteurs à contre-courant ;
- 10 à 20 % avec les réacteurs à co-courant.

La biomasse provenant des déchets agricoles et forestiers peut avoir une humidité élevée. Le séchage de la biomasse se fait généralement à des températures comprises entre 100°C et 120°C. C'est une étape énergivore : elle nécessite une quantité importante d'énergie pour évaporer la grande masse d'eau soit par une source externe, ou par combustion du gaz de synthèse ou par la chaleur résiduelle de la gazéification qui augmentera ainsi l'efficacité globale du processus. Différentes technologies sont utilisables pour le séchage de la biomasse notamment les séchoirs rotatifs qui utilisent les gaz produits ou des séchoirs à lits fluidisés avec chauffage indirect à la vapeur. La valorisation de la biomasse sèche augmente l'efficacité de gazéification mais les coûts de séchage augmentent rapidement pour des teneurs en humidité supérieures à 10 % (NNFCC, 2009).

Dans le prochain chapitre, nous allons étudier l'influence de l'humidité sur la composition du gaz de synthèse et sur le rendement de gazéification et fixer une valeur optimale d'humidité correspondant à un rendement optimal de gazéification.

2.2.4 Effet du choix de l'agent de gazéification

L'agent oxydant a un effet significatif sur la qualité et les caractéristiques du gaz de synthèse et dépend de son mode de valorisation énergétique final.

Il existe trois principaux types d'agent oxydant à savoir:

- Air ou air/vapeur d'eau ;
- Oxygène pur ;
- Vapeur d'eau.

L'utilisation de l'air est plus répandue grâce à sa simplicité d'utilisation, notamment dans le cas des gazogènes à lit fixe et à lit fluidisé, malgré son influence négative sur le PCI du syngas à cause de la présence importante de l'azote. En effet, la gazéification à l'air génère un gaz pauvre contenant 55 à 60% d'azote et de 8 à 14% (vol) de H₂ pouvant être valorisable pour la production d'électricité ou de chaleur avec un PCI allant de 4 à 7 MJ/Nm³ (Bin Zainal Alauddin et al.,2010).

La vapeur d'eau est peu utilisée comme unique oxydant dans les installations de faible puissance (Bin Zainal Alauddin et al., 2010). Elle peut être additionnée à l'air pour améliorer le PCI du gaz de synthèse qui peut atteindre 10-16 MJ/Nm³ contenant de 30-40 % vol en H₂.

L'utilisation de l'oxygène ou de l'air enrichi en oxygène comme agent oxydant permet d'augmenter le PCI du gaz produit du fait de l'absence du problème de dilution avec l'azote. En revanche, ce procédé nécessite des consommations importantes d'oxygène industriel, ou des équipements de séparation de l'air couplés au gazéifieur ce qui augmente le coût des processus de gazéification et le rend défavorable pour les applications industrielles à petite et moyenne échelle (Campoy et al., 2009).

Dans notre travail, nous avons opté à une installation de petite taille, ainsi nous retenons la gazéification à l'air qui est un procédé moins lourd et moins coûteux.

2.3 Traitement du gaz de synthèse

Contrairement à d'autres types de gazéifieurs, le réacteur à co-courant permet d'obtenir un gaz de synthèse avec des faibles teneurs en goudrons. Les cendres sont éliminées par un

cyclone situé à la sortie du gazéifieur. Le gaz de synthèse sera refroidi et purifié selon les exigences de la machine thermique utilisée en aval. Dans notre cas, nous utiliserons un échangeur de chaleur qui sert à refroidir le gaz d'un côté et à préchauffer l'air de gazéification augmentant ainsi le rendement, d'un autre côté. Ensuite, le gaz est lavé par l'eau permettant ainsi la purification du gaz de synthèse des goudrons et des inorganiques.

2.4 Choix de la machine thermique pour la production de l'électricité

Les gazéifieurs à lit fixe à co-courant permettent la production d'un gaz de synthèse en vue de la production d'électricité par une machine thermique. Il existe plusieurs techniques de production de l'électricité à partir du gaz de synthèse à savoir, les turbines à gaz, les turbines à vapeur ainsi que les moteurs à combustion interne.

Nous pouvons d'ores et déjà éliminer les turbines à vapeur et à gaz car l'objectif de notre travail est d'étudier une installation de petite puissance de production d'électricité (<350kWe) alors que les turbines ne permettent pas d'atteindre des rendements convenables pour des puissances inférieures au MW. En effet, les turbines sont principalement utilisées pour les grandes puissances, au-delà de 10 MWe. Les centrales à cycle combiné, notamment, sont toutes développées dans une perspective de grandes installations de gazéification, bien au-delà de 20 MW.

Compte tenu de leurs faibles puissances, les moteurs à gaz sont adaptés pour la production décentralisée de l'électricité. Les moteurs à gaz se construisent pour des puissances maximales de 2MWe (GE Jenbacher, 2012). Le moteur à gaz choisi et adapté à notre carburant dans notre étude est le moteur Jenbacher de type 2. D'après le constructeur, ce type moteur est très performant dans la plage 250 à 350 kW et son rendement électrique est de 37,8%. Ce rendement est défini ainsi :

$$\eta_{\text{él,moteur}} = \frac{W_{\text{moteur}}}{\dot{m}_{\text{gaz-syn}} \times \text{PCI}_{\text{gaz-syn}}} \quad \text{Eq 35}$$

Avec :

W_{moteur} : le travail électrique de l'alternateur entraîné par le moteur.

$\text{PCI}_{\text{gaz-syn}}$: le pouvoir calorifique inférieur du gaz de synthèse à l'entrée du moteur (MJ/kg).

$\dot{m}_{\text{gaz-syn}}$: le débit massique du gaz de synthèse (kg/s).

3. Description du procédé de production d'électricité à partir de la biomasse

3.1 Description de l'outil de simulation : le logiciel Aspen Plus™

Pour effectuer la simulation du procédé, nous faisons appel aux fonctionnalités du logiciel de génie des procédés « Aspen Plus™ ». Ce logiciel a été développé et commercialisé par la société américaine « Aspen Technology »'. C'est un logiciel d'analyse fonctionnelle pour la simulation des procédés opérant en régime permanent. A partir de ce logiciel nous pouvons effectuer le calcul des bilans de matière et d'énergie, le dimensionnement et l'optimisation des paramètres de fonctionnement.

Aspen Plus™ peut être utilisé pour la simulation des procédés dans plusieurs secteurs de l'industrie tels que la chimie, la pétrochimie, l'agroalimentaire, l'industrie du papier, la biotechnologie, le traitement des minéraux, etc. Le mode « Flowsheet » est utilisé pour la simulation dans Aspen Plus™. Il permet de :

- déterminer les caractéristiques (température, pression, composition, enthalpie, entropie, etc.) des divers flux de l'installation étudiée ;
- calculer les puissances thermiques et mécaniques échangées au niveau de chaque appareil du procédé;
- étudier l'effet d'un paramètre opératoire sur les performances du procédé ou d'un appareil ;
- étudier l'effet d'une modification du procédé sur les performances du procédé;
- trouver les paramètres de fonctionnement optimum de l'installation ou d'un appareil
- obtenir les données nécessaires au lancement d'une étude économique du procédé.

Il existe deux possibilités pour l'introduction des données nécessaires à la simulation. La première consiste à la création d'un fichier "input" (fichier.inp) en langage Aspen Plus™ utilisant des mots clés spécifiques au domaine de génie chimique. Ce fichier peut être créé

dans n'importe quel éditeur de texte et il doit porter nécessairement l'extension ".inp". La deuxième possibilité consiste à utiliser l'interface graphique "Model Manager" disponible dans le logiciel Aspen Plus™ qui permet à l'utilisateur de faire entrer les données nécessaires en remplissant des fiches dont l'agencement est contrôlé par un système expert propre à ce logiciel.

Les principaux types de données à fournir au logiciel sont:

- Les modèles des propriétés thermodynamiques.
- La liste des espèces chimiques qui interviennent dans le procédé.
- Le choix du type d'opérations unitaires et l'introduction des paramètres correspondants.
- La spécification des courants d'alimentation du procédé.
- La définition d'une fonction à optimiser, des contraintes d'égalité et d'inégalité à satisfaire ainsi que la liste des variables de décision à manipuler.

3.2 Etude du système de production de l'électricité à partir de la biomasse

3.2.1 Introduction

Dans ce paragraphe, nous étudierons la simulation du procédé dans Aspen Plus™. Ce procédé comporte essentiellement trois sections qui sont : la gazéification des déchets de palmiers, le traitement du gaz de synthèse et la production de l'électricité par un moteur à combustion interne. Après la description du procédé complet dans Aspen Plus™, nous détaillerons les trois sections considérées. Nous évoquerons essentiellement les points suivants :

- Validation du modèle de gazéification à partir des résultats d'essais obtenus par le réacteur à lit fixe continu (RLFC) du centre de Coopération internationale en recherche agronomique pour le développement (Cirad) de Montpellier.
- Optimisation des paramètres opératoires du gazéifieur pour avoir un gaz de synthèse valorisable en électricité.

- Etude du moteur à combustion interne.

3.2.2 Description du procédé

La première étape de la modélisation du procédé par le logiciel Aspen PlusTM est l'établissement du schéma en bloc. Ce schéma (figure II-3-1) comporte les différents appareils du procédé codifiés selon Aspen PlusTM et connectés par des flux de matière et d'énergie. Le tableau II-3-1 présente les appareils du procédé et les modules correspondants pour Aspen PlusTM.

Tableau II-3-1 Les appareils du procédé et les modules correspondants pour Aspen PlusTM

Appareil	Repère sur la figure II-3-1	Module Aspen Plus TM
Sécheur	SECHAGE	RSTOIC
Séparateur	SEP	SEP
Décomposeur	DECOMP	RYIELD
Gazéifieur	GAZEIF	RGIBBS
Cyclone	CYCLONE-1	CYCLONE
Cyclone	CYCLONE-2	CYCLONE
Préchauffeur	ECH-CH1	HEATX
Echangeur de chaleur	ECH-CH2	HEATX
Purification	PURIF	SEP
Mélangeur	MELANGE	MIXER
Moteur	MOTEUR	RYIELD
Refroidissement	ECH-CH3	HEATER

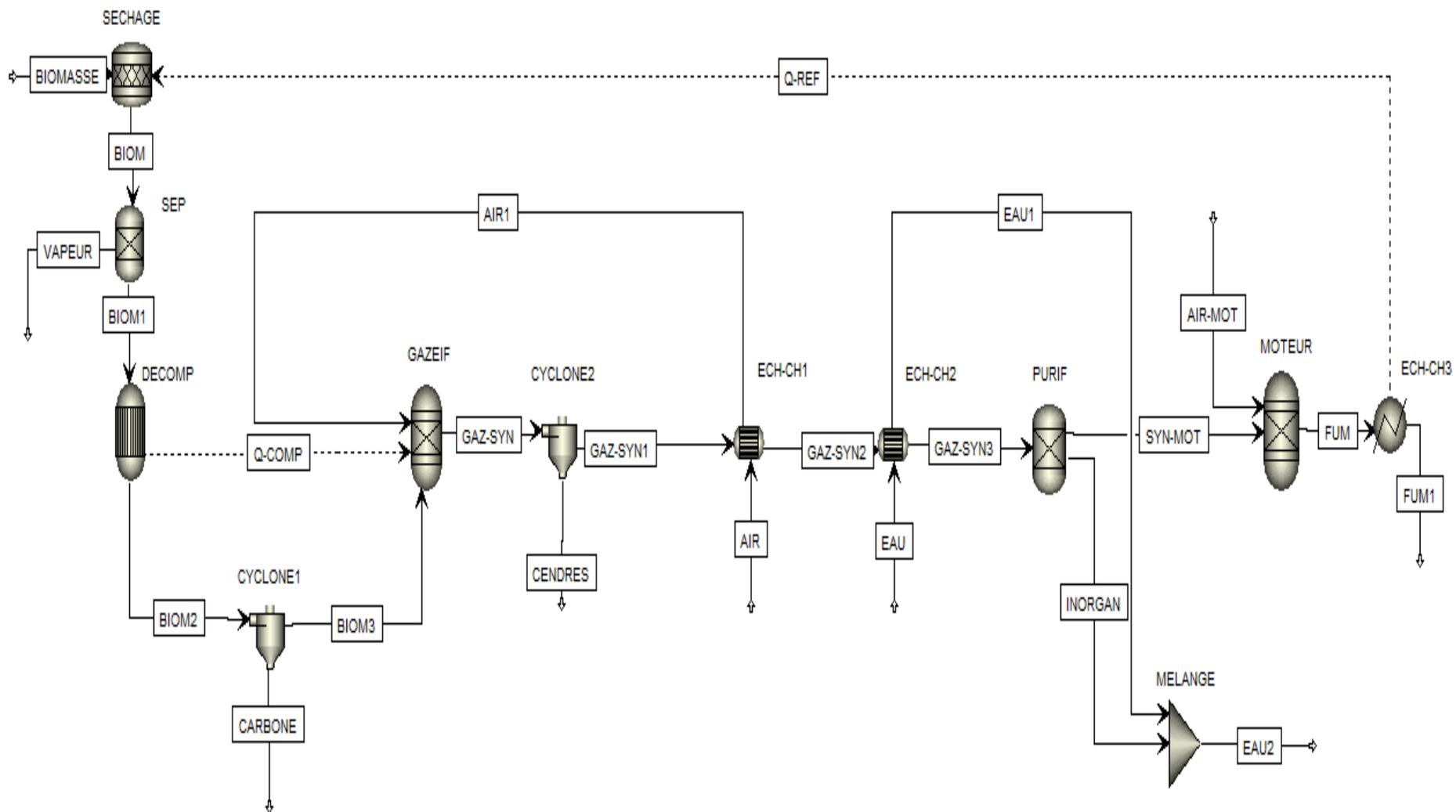


Figure II-3-1 Schéma du procédé selon le logiciel Aspen Plus™

Dans l'Annexe 2, nous détaillerons les modules d'Aspen PlusTM utilisés pour la simulation de notre procédé. Le modèle thermodynamique opté pour prédire et calculer les propriétés thermodynamiques des différents composés dans Aspen PlusTM est l'équation d'état cubique de Redlich-Kwong-Soave (R-K-S). Cette méthode ainsi que les différents composés considérés dans Aspen PlusTM seront présentés dans l'Annexe 3.

Les déchets de palmiers dattiers sont utilisés comme matière première principale. Ces déchets sont tout d'abord broyés. Comme nous avons déjà mentionné dans le paragraphe précédent, ce type de gazéifieur exige une humidité maximale de 20%. Donc, les déchets de palmiers de 35% d'humidité sont en premier lieu séchés dans un réacteur stœchiométrique de type 'RSTOIC' selon Aspen PlusTM (nommé SECHAGE sur la figure II-3-1) avant d'alimenter le gazéifieur. Cette opération est contrôlée par un programme Fortran introduit dans le bloc 'CALCULATOR' du logiciel Aspen PlusTM. Ensuite, les déchets sont introduits avec de l'air, utilisé comme oxydant, dans le gazéifieur à lit fixe à co-courant opérant à pression atmosphérique.

Un appareil gazéifieur proprement dit n'existe pas dans la bibliothèque d'Aspen PlusTM. Etant donné la complexité des éléments traités et vue que la biomasse est considérée comme un solide non conventionnel, nous subdivisons le gazéifieur en deux réacteurs à savoir le réacteur DECOMP de type 'RYield' selon Aspen PlusTM qui a pour fonction de décomposer artificiellement la biomasse en des éléments conventionnels (C, O, N, H, S) par un programme Fortran et le réacteur GAZEIF de type 'RGibbs', selon Aspen PlusTM, conçu pour la gazéification proprement dite de la biomasse. Ce réacteur calcule la composition du gaz de synthèse en minimisant l'énergie libre de Gibbs. Cette énergie ne peut pas être calculée pour les produits non conventionnels, c'est pour cela que la biomasse a été décomposée avant d'être introduite dans le gazéifieur. La chaleur nécessaire pour ce phénomène (Q-COMP) provient de la combustion d'une partie de la biomasse dans le réacteur de gazéification.

Lors de la gazéification, le charbon de bois est partiellement brûlé. Le charbon imbrûlé est évacué en-dessous du gazéifieur (CYCLONE1). Pour les gazéifieurs à co-courant la quantité de charbon convertie est de 93 à 96% (tableau II-2-4). A la sortie du réacteur, les gaz passent par un cyclone où ils sont épurés des particules solides (CYCLONE2).

L'air utilisé pour la gazéification est préchauffé par le gaz de synthèse pour améliorer le rendement de gazéification et pour refroidir le gaz de synthèse. Le gaz de synthèse ainsi

produit est composé principalement d'hydrogène, de monoxyde de carbone, de dioxyde de carbone, de vapeur d'eau et de faibles quantités de méthane, de goudrons et d'autres hydrocarbures. Ce gaz subit un lavage à l'eau (PURIF) pour diminuer le taux des goudrons et des inorganiques et satisfaire ainsi les exigences du moteur. Le gaz de synthèse sera enfin introduit dans le moteur à combustion interne qui, couplé à un alternateur, produit de l'électricité. Les fumées à la sortie du moteur seront refroidies avant leur passage par la cheminée ou leur utilisation pour le séchage de la biomasse.

3.2.3 Etude de la section de gazéification

3.2.3.1 Validation du modèle de gazéification

Dans le cadre d'une visite au centre de Coopération internationale en recherche agronomique pour le développement (Cirad), nous avons fait des essais sur le réacteur à lit fixe continu (RLFC). Les résultats obtenus sont comparés aux résultats de simulation du gazéifieur par Aspen PlusTM afin de valider le modèle de gazéification ainsi opté.

3.2.3.1.1 Description du réacteur de gazéification du Cirad

Le schéma du réacteur de gazéification à lit fixe du Cirad est donné par la figure II-3-2. Il s'agit d'un tube en acier inoxydable réfractaire de 160 cm de hauteur et 20 cm de diamètre (4) (Van de Steene et al., 2009). Il comporte des piquages disposés suivant une forme hélicoïdale le long du réacteur pour le prélèvement des gaz et les mesures de température et de pression. L'isolation thermique (5) du réacteur est réalisée à l'aide d'une couche de 20 cm d'épaisseur de laine céramique qui recouvre entièrement sa surface latérale. Un convoyeur à bande (1) permet l'alimentation en biomasse par le haut du réacteur. Un sas constitué de deux vannes pneumatiques (2) assure l'étanchéité du réacteur pendant l'alimentation. Dans le réacteur, la biomasse se dépose pour former un lit pouvant atteindre 80 cm. En bas du réacteur, un dispositif de décendrage (6) constitué d'une grille perforée et d'un bras "racleur" actionné manuellement permet l'extraction des résidus de la gazéification.

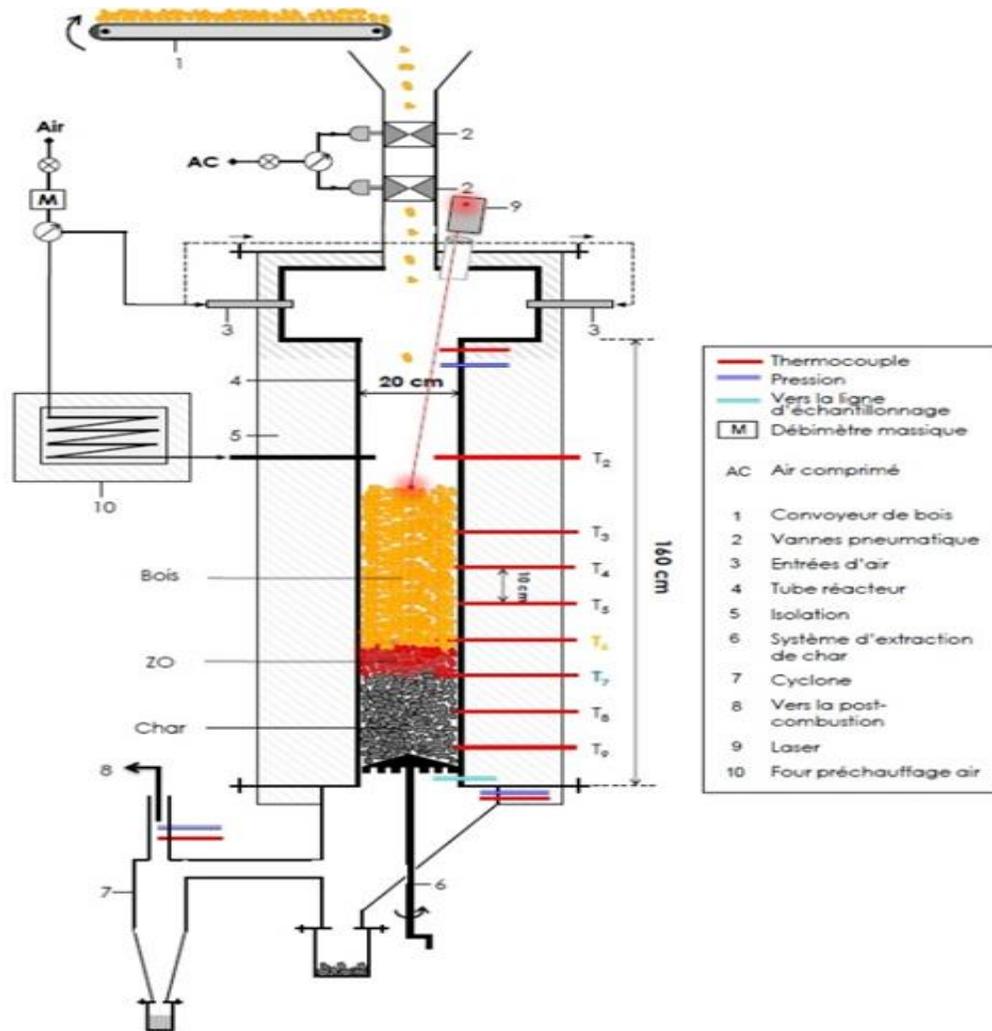


Figure II-3-2 Schéma du réacteur de gazéification à lit fixe continu

A la sortie du réacteur, les gaz passent par un cyclone (7) où ils sont épurés de particules solides avant d'être envoyés dans un réacteur dit de post combustion. L'instrumentation est un élément essentiel du réacteur. Des capteurs de mesure des températures et pressions et d'échantillonnage des gaz et condensats sont positionnés tous les 10 cm dans le lit.

3.2.3.1.2 Résultats de l'essai

Pour un essai effectué sur le RLFC, la quantité de la biomasse traitée était de 6,78 kg et la quantité de charbon introduite dans le réacteur pour lancer la réaction était de 600g. Après démarrage de l'installation, un régime stabilisé a été atteint en 31 min ce qui donne un débit de biomasse égal à 13,12 kg/h. Cette condition est atteinte lorsque l'on observe une stabilité dans le temps de :

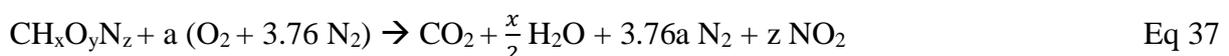
- i. la hauteur du lit de charbon ;
- ii. les températures dans le réacteur ;
- iii. les concentrations des gaz.

L'azote est par la suite injecté pour arrêter les réactions et refroidir le gazéifieur. A la sortie du gazéifieur, ces gaz passent par un cyclone où ils sont dépourvus de particules solides avant leur envoi au réacteur de post combustion. Les résidus carbonés issus de la gazéification sont récupérés en bas du réacteur quand le système de décendrage est activé. Les quantités obtenues en cendres et en charbon imbrûlé sont respectivement 15 g et 955g. Nous déduisons que la quantité de biomasse consommée est de 5,81 kg.

L'agent oxydant utilisé pour ce pilote est de l'air à température ambiante. Il est injecté au gazéifieur avec un rapport de 16,85% par rapport à la stœchiométrie. Cette valeur représente le facteur d'air qui est défini comme étant le rapport de la quantité d'air introduite dans le gazéifieur sur la quantité d'air nécessaire à la combustion complète dans les conditions stœchiométriques. Le FA est donné par l'Eq 36. $m_{\text{air-gazéif}}$

$$FA = \frac{m_{\text{airgazéif}}}{m_{\text{airstoech}}} \quad \text{Eq 36}$$

La quantité d'air stœchiométrique est calculée à partir de la réaction de combustion de la biomasse de formule $CH_xO_yN_z$:



Les coefficients x, y et z sont déterminés à partir de l'analyse ultime de la biomasse. Le tableau II-3-2 donne la composition du CSR bois (Combustible Solide de Récupération) :

Tableau II-3-2 Composition du CSR bois

Elément	% massique
Carbone	50,13
Hydrogène	5,75
Nitrogène	2,48
Oxygène	41,70

Les compositions massiques du carbone, hydrogène, oxygène et azote sans tenir compte des cendres sont respectivement :

$$\%C = \frac{50,13}{(100-2,11)} * 100 = 51,21.$$

$$\%H = \frac{5,75}{(100-2,11)} * 100 = 5,87.$$

$$\%N = \frac{2,48}{(100-2,11)} * 100 = 2,53.$$

$$\%O = 100 - (\%C + \%H + \%N) = 40,39.$$

Ainsi, les fractions x, y et z sont calculées comme suit :

$$x = \frac{5,87 * 12}{51,21 * 1} = 1,37.$$

$$y = \frac{40,38 * 12}{51,21 * 16} = 0,59.$$

$$z = \frac{2,53 * 12}{51,21 * 14} = 0,04.$$

A partir de ces valeurs, nous déterminons la valeur de « a » dans l'équation de combustion de biomasse. La valeur trouvée est a = 1,08. C'est-à-dire qu'une mole de biomasse consomme 5,14 moles d'air ou encore 23,42 grammes de biomasse consomment 148,85 grammes d'air.

D'où la quantité d'air stœchiométrique nécessaire à la combustion de la quantité de biomasse consommée est $\dot{m}_{\text{air stoech-CSR}} = 36,92 \text{ kg}$.

Pour l'essai effectué, la quantité d'air introduite au gazéifieur était de 6,22 kg.

Nous obtenons donc un facteur d'air égal à : $F_{ACSR} = 16,85\%$.

La figure II-3-3 donne l'évolution des températures relevées par les différents thermocouples dans le réacteur pendant la gazéification.

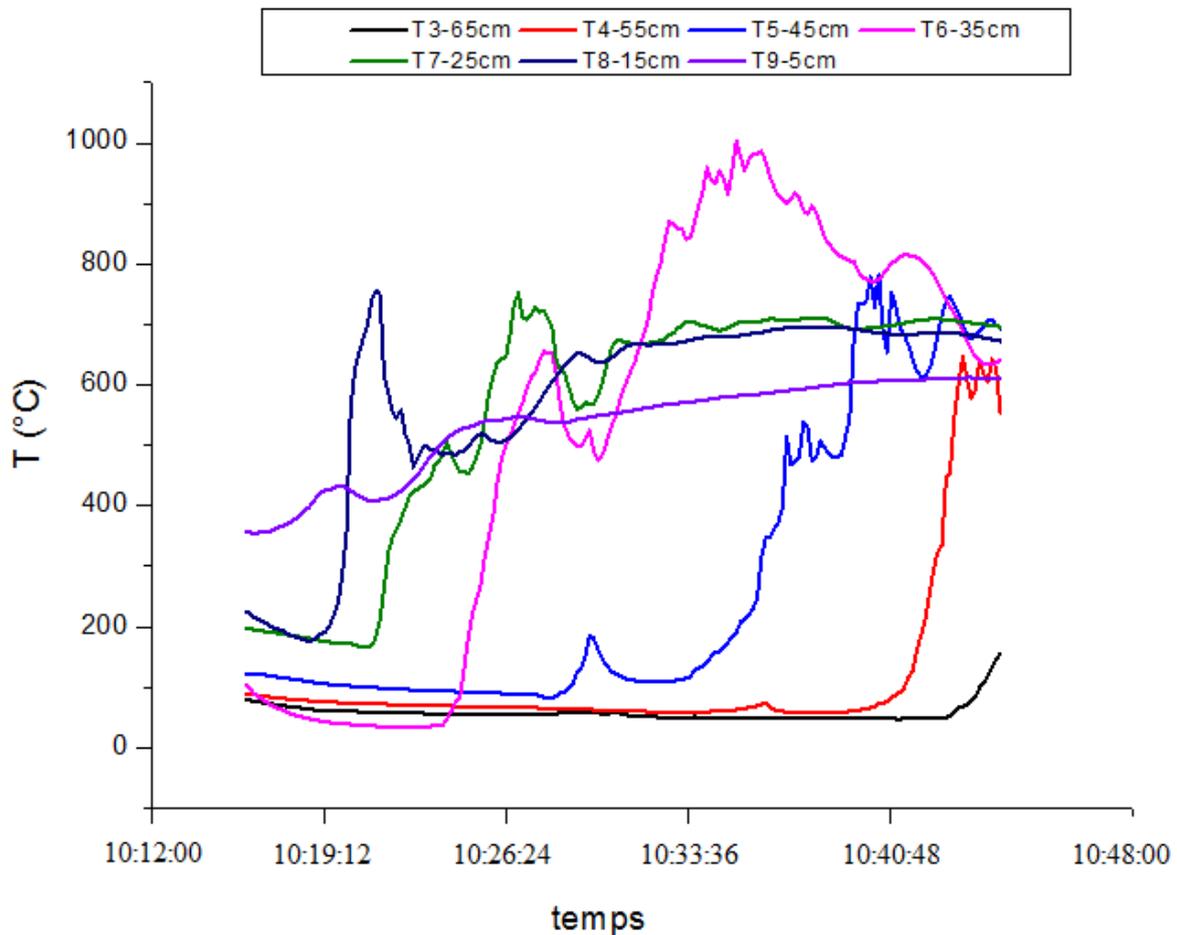


Figure II-3-3 Evolution des températures dans le réacteur pendant la gazéification

Le thermocouple T4 sert de détecteur du niveau du lit. Il est introduit à l'intérieur du gazéifieur. Le thermocouple T9 est à une température élevée puisqu'il est placé proche de la zone de combustion du charbon utilisé pour le démarrage de la réaction. Le décentrage réduit la hauteur du lit et se traduit par une augmentation progressive des températures des thermocouples T8 jusqu'à T4. Une baisse de la température à ce niveau témoigne du recouvrement du thermocouple par le charbon. La gazéification s'effectue à une température voisine de 1000°C donnée par le thermocouple T6. Ainsi, un régime stabilité est atteint

lorsque nous notons une stabilité des températures des thermocouples placés en bas du réacteur. La température du gaz de synthèse à la sortie du gazéifieur est de 750°C.

La technique Karl Fisher a été utilisée pour la détermination de la composition des gaz produits. Ces derniers ont été prélevés à travers toute une ligne d'échantillonnage (figure II-3-4). Au début, ils sont refroidis dans 4 bulleurs remplis d'isopropanol permettant la séparation des condensables. Les gaz secs traversent successivement un filtre, un piège à eau et un compteur volumique. Une partie de ces gaz est injectée dans un analyseur du type CPG (Chromatographie Phase Gazeuse) muni de 2 colonnes permettant la quantification des concentrations de H₂, CO, CO₂, N₂, O₂, CH₄, C₂H₄ et C₂H₆. Les composés organiques et l'eau piégés sont analysés en laboratoire. Un analyseur CPG/MS (Spectrométrie de Masse) est utilisé pour identifier et quantifier les composés organiques condensés.

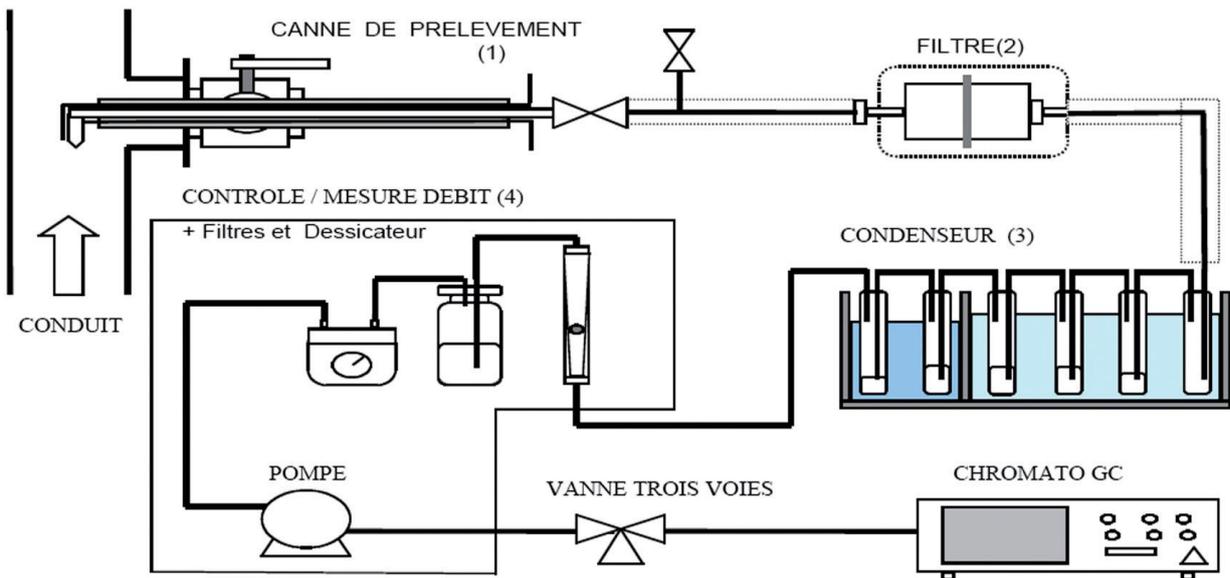


Figure II-3-4 La ligne d'échantillonnage (Van de Steene L, 2009)

Les concentrations molaires des gaz produits sont calculées en continu et elles sont constantes avec une fluctuation de l'ordre de 5 %. Le tableau II-3-3 donne les valeurs moyennes de la composition molaire des gaz produits.

Tableau II-3-3 Concentrations des gaz en sortie du gazéifieur

Gaz	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	O ₂	N ₂
% (mol)	11,39	13,12	2,38	14,89	0,85	0,15	2,71	54,51

3.2.3.1.3 Comparaison des résultats expérimentaux avec les résultats de simulation

Dans ce paragraphe nous comparons les résultats obtenus par la simulation du RLFC par Aspen PlusTM avec les résultats expérimentaux. Pour ce faire, nous adoptons le même schéma en bloc de l'unité de gazéification. Nous considérons donc un réacteur DECOMP pour la décomposition du CSR bois et un réacteur RGIBBS pour la gazéification proprement dite (figure II-3-5). La modélisation est faite dans les mêmes conditions opératoires et avec les mêmes données considérées au cours de l'essai effectué sur l'installation à savoir un débit de la biomasse égal à 13,12 kg/h et un facteur d'air de 16,85%.

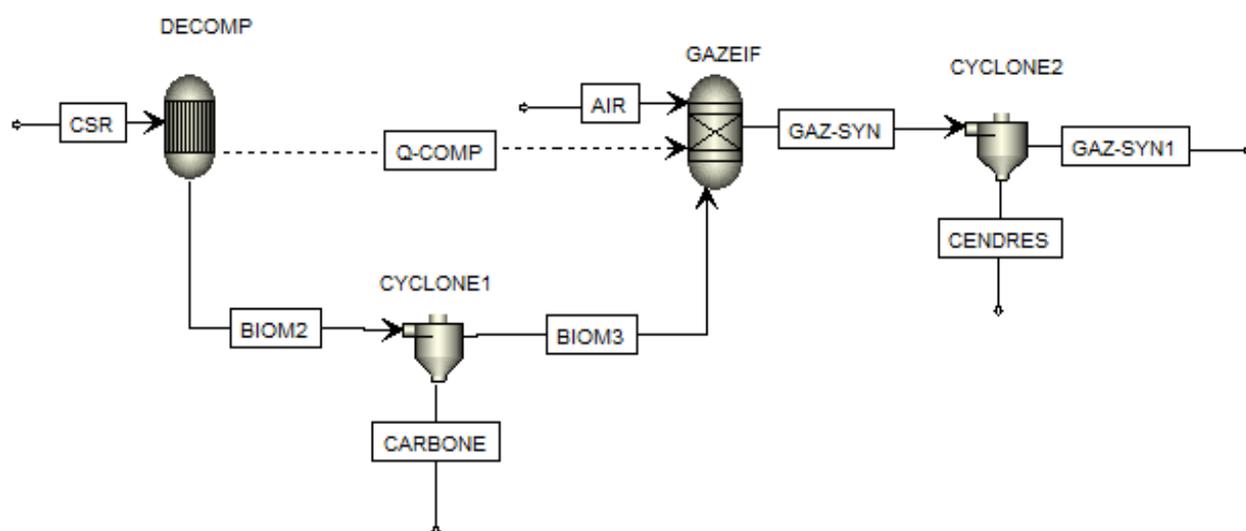


Figure II-3-5 Schéma de modélisation du gazéifieur dans Aspen PlusTM

Le tableau II-3-4 illustre la comparaison entre les résultats de simulation et les résultats expérimentaux.

Tableau II-3-4 Résultats de l'étude comparative

Gaz	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	O ₂	N ₂
Résultats de simulation (% mol)	12,10	14,16	1,56	15,3	0,12	0,07	2,97	53,69
Résultats expérimentaux (% mol)	11,39	13,12	2,38	14,89	0,85	0,15	2,71	54,51

En se référant au tableau II-3-4, nous remarquons que les résultats de la simulation sont proches des résultats expérimentaux. Ceci nous permet de valider le modèle de simulation de la gazéification par Aspen Plus™ opté dans la présente étude.

3.2.3.2 Optimisation des paramètres opératoires du gazéifieur

La performance énergétique du procédé de gazéification est généralement quantifiée par le rendement "Cold Gas Efficiency" (CGE). Le CGE est défini comme étant l'énergie chimique du gaz produit divisée par l'énergie chimique de la biomasse à l'entrée, soit :

$$CCE = \frac{(\text{Débit} \cdot \text{PCI})_{\text{syngas}}}{(\text{Débit} \cdot \text{PCI})_{\text{biomasse}}} \quad \text{Eq 38}$$

Nous étudions dans ce paragraphe l'effet de quelques paramètres opératoires à savoir le facteur d'air, la température d'air et l'humidité de la biomasse traitée afin d'optimiser la performance du gazéifieur. La quantité de biomasse utilisée est 289 kg/h qui permet d'obtenir 300 kW d'électricité à partir du gaz de synthèse.

3.2.3.2.1 Effet du facteur d'air

La quantité d'air à la stœchiométrie est calculée à partir de la réaction de combustion de la biomasse de formule $\text{CH}_x\text{O}_y\text{N}_z$ (Eq 37). Les fractions x , y et z sont calculées à partir des caractéristiques des déchets de palmiers données par le tableau II-2-2. Les compositions massiques du carbone, hydrogène, oxygène et azote sans tenir compte des cendres sont respectivement :

$$\%C = \frac{51,2}{(100-5,6)} * 100 = 54,23.$$

$$\%H = \frac{4,56}{(100-5,6)} * 100 = 4,83.$$

$$\%N = \frac{0,46}{(100-5,6)} * 100 = 0,48.$$

$$\%O = 100 - (\%C + \%H + \%N) = 40,46.$$

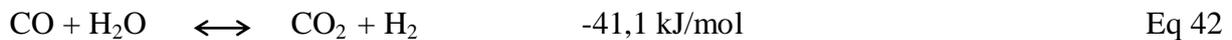
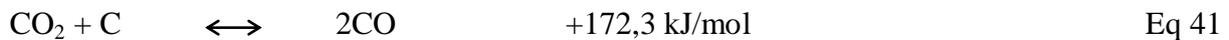
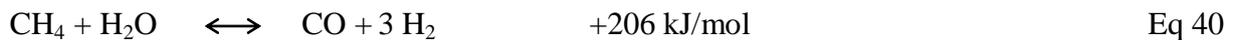
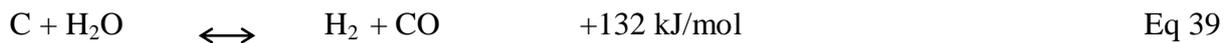
Le calcul des fractions x , y et z donne : $x = 1,068$, $y = 0,559$ et $z = 0,0075$.

Ainsi le coefficient « a » de la réaction est $a = 0,995$ c'est-à-dire qu'une mole de biomasse consomme 4,738 moles d'air. Donc la combustion de 22,117 g de biomasse nécessite 137,21 kg d'air. Dans notre cas d'étude, la quantité de déchets de palmiers consommée est de 197,24

kg. D'où le débit d'air stœchiométrique nécessaire à la combustion de cette quantité de biomasse dans le gazéifieur est : $m_{\text{air-stoch-DP}} = 1223,64 \text{ kg}$.

Le facteur d'air a un effet significatif sur les performances du gazéifieur. Nous portons sur la figure II-3-6 l'effet du facteur d'air sur la variation de la température du gaz de synthèse à la sortie du gazéifieur et sa composition molaire et sur la figure II-3-7 l'effet de ce facteur sur la variation du PCI et le CGE.

D'après la figure II-3-6, nous remarquons que l'augmentation du facteur d'air entraîne une augmentation de la température du gaz de synthèse. Ceci influe sur la composition du syngas. Nous étudions la variation des compositions des quatre éléments clés à savoir le monoxyde de carbone CO, l'hydrogène H₂, le dioxyde de carbone CO₂ et le méthane CH₄. Les concentrations de ces composants résultent d'une série de réactions chimiques dans le gazéifieur. Nous rappelons les principales réactions de gazéification :



La variation peut être attribuée aux lois de la réaction chimique : la loi de modération qui suppose qu'une élévation de la température d'un système, se trouvant initialement en équilibre, entraîne le déplacement de ce dernier dans le sens endothermique. Premièrement, nous remarquons à partir de la figure II-3-6 que la concentration en CO augmente avec le facteur d'air et donc avec la température. Ceci est en accord avec la réaction endothermique 'water gas' (Eq 39). Deuxièmement, selon la réaction de reformage (Eq 40) qui est une réaction endothermique, une hausse de la température diminue la teneur en méthane. Troisièmement, la figure II-3-6 montre que la fraction de l'hydrogène augmente en augmentant le facteur d'air selon les réactions 'water gas' et de reformage (Eq 40). Par ailleurs, l'augmentation excessive du facteur d'air engendre la diminution de la teneur en hydrogène. En effet, la réaction exothermique 'CO shift' (Eq 42) l'emporte sur la réaction endothermique 'water gas' (Eq 49) ce qui traduit la diminution des teneurs en H₂ et en CO₂ et

l'augmentation de celles en CO et en H₂O. Nous remarquons aussi que la fraction du dioxyde de carbone diminue (réaction de Boudouard (Eq 41)) avec le facteur d'air.

La zone optimale de fonctionnement, où la production de CO et H₂ est maximale, se situerait dans une zone ayant un excès d'air entre 24 et 27%. Cette valeur est vérifiée par la figure II-3-7 qui montre que la valeur optimale de l'efficacité CCG est donnée dans cette zone de valeurs.

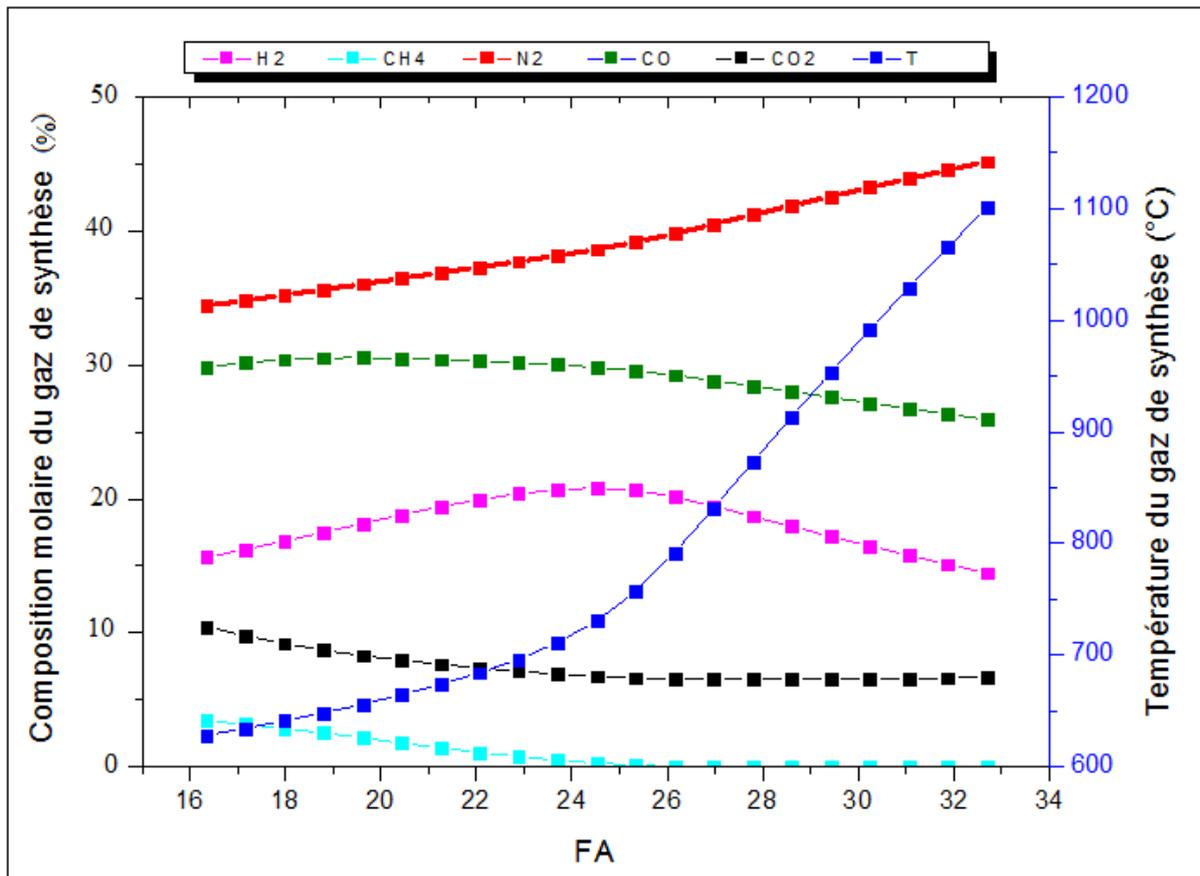


Figure II-3-6 Effet du facteur d'air sur la température et la composition du gaz de synthèse

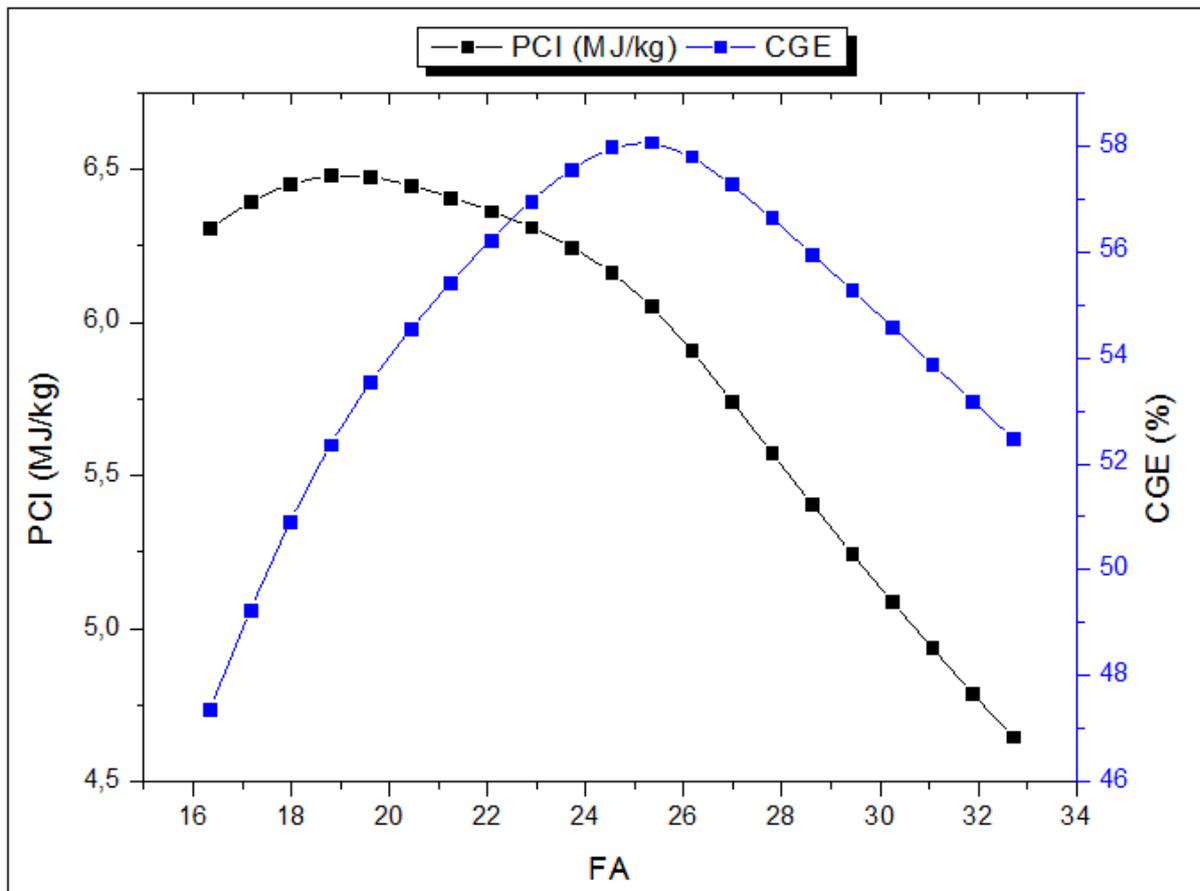


Figure II-3-7 Effet du facteur d'air sur le PCI et sur le GCE

3.2.3.2.2 Effet de l'humidité

L'augmentation du taux d'humidité contenu dans le combustible fait diminuer considérablement le PCI et la température du gaz de synthèse car l'eau liquide passe à l'état vapeur en absorbant une quantité considérable d'énergie.

Un gaz de synthèse ayant de bonnes qualités énergétiques ne peut être obtenu qu'avec de faibles proportions du taux d'humidité. En effet, nous avons opté trois niveaux d'humidité (10%, 15% et 20%) et nous remarquons d'après les figures II-3-8 et II-3-9 que les valeurs du PCI et du CGE sont plus importants pour des faibles valeurs d'humidité à savoir une humidité de 10%. La diminution de l'humidité de la biomasse est possible en utilisant les techniques de séchage permettant de faire diminuer les quantités importantes d'eau contenues dans la biomasse. La zone optimale de fonctionnement est donc située vers les valeurs basses du taux d'humidité. Dans notre travail, nous retenons une valeur d'humidité de 10%.

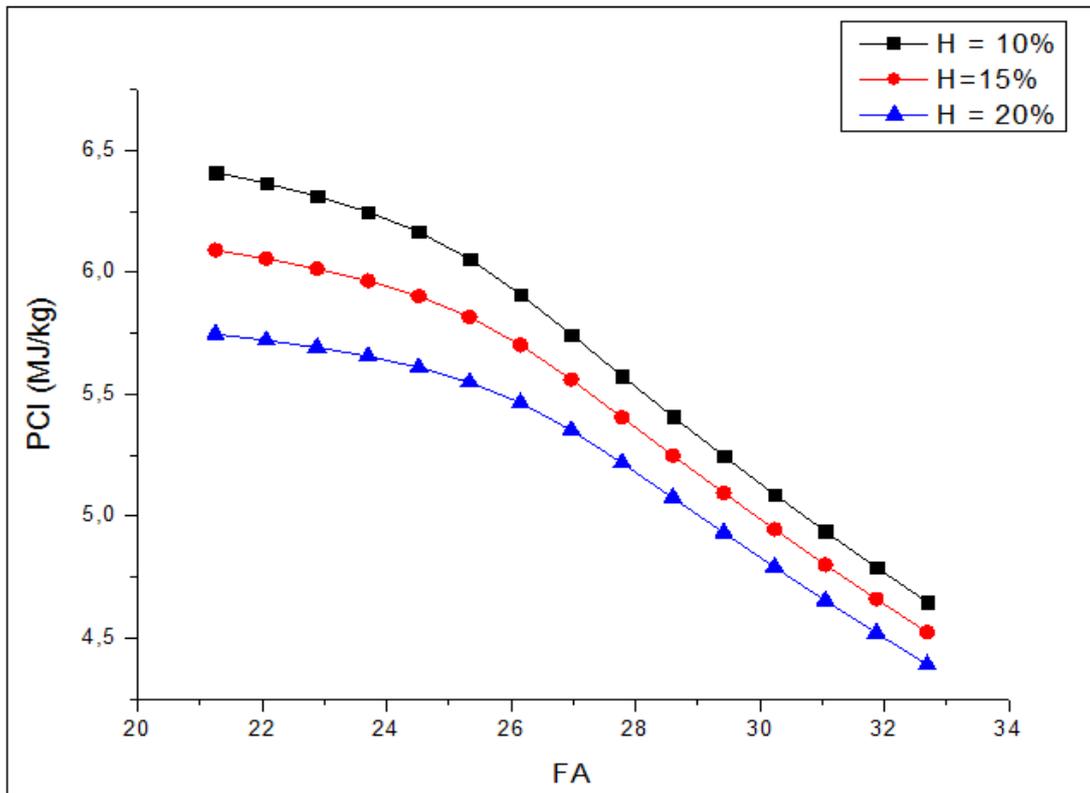


Figure II-3-8 Effet de l'humidité de la biomasse sur le PCI du gaz de synthèse

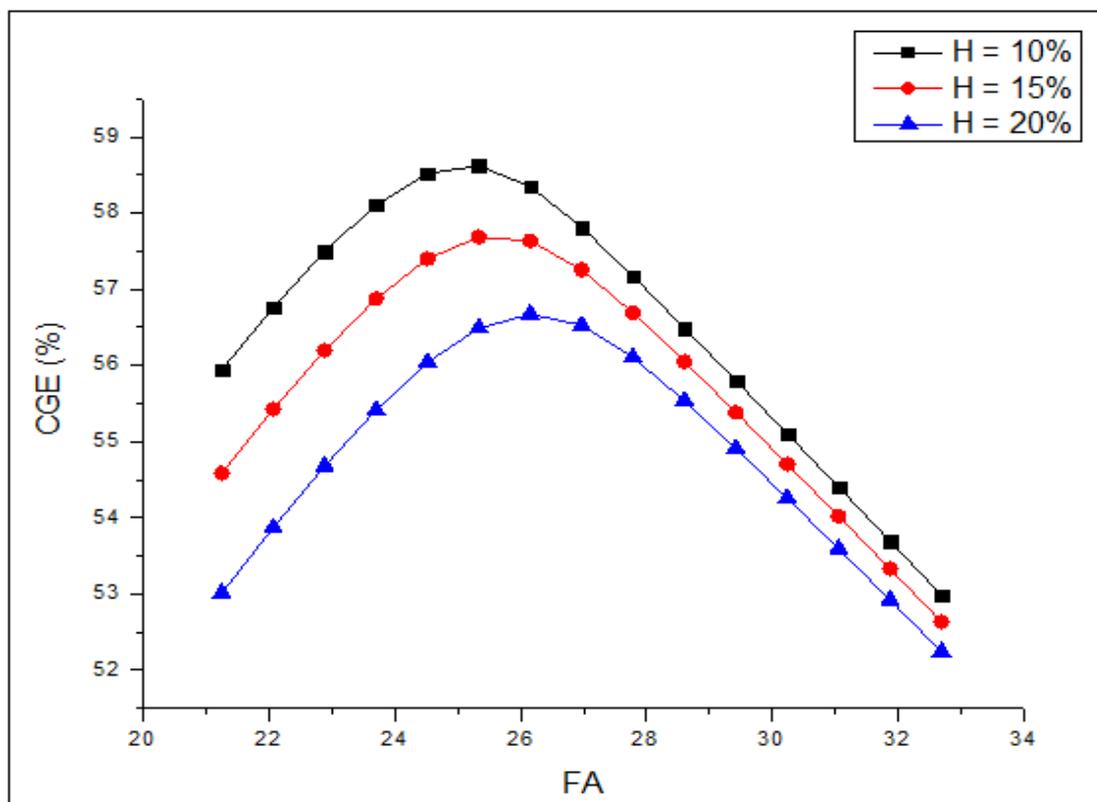


Figure II-3-9 Effet de l'humidité de la biomasse sur le CGE

3.2.3.2.3 Effet de la température d'air

L'agent de gazéification, qui est l'air dans notre cas, est préchauffé par le gaz de synthèse pour améliorer le rendement de gazéification d'une part et pour refroidir le gaz de synthèse d'une autre part. Pour étudier l'effet de ce paramètre sur la performance du gazéifieur, nous avons retenu trois niveaux de températures : une basse température : 200°C, une moyenne température 400°C et une haute température 600°C. La figure II-3-10 rassemble les résultats de simulation de l'effet de la température d'air sur le CGE. Cette figure confirme que lorsque la température de l'air est plus élevée, le rendement de gazéification est plus important. La valeur optimale du GCE est obtenue pour une haute température d'air correspondant ainsi à une valeur entre 58 et 60%.

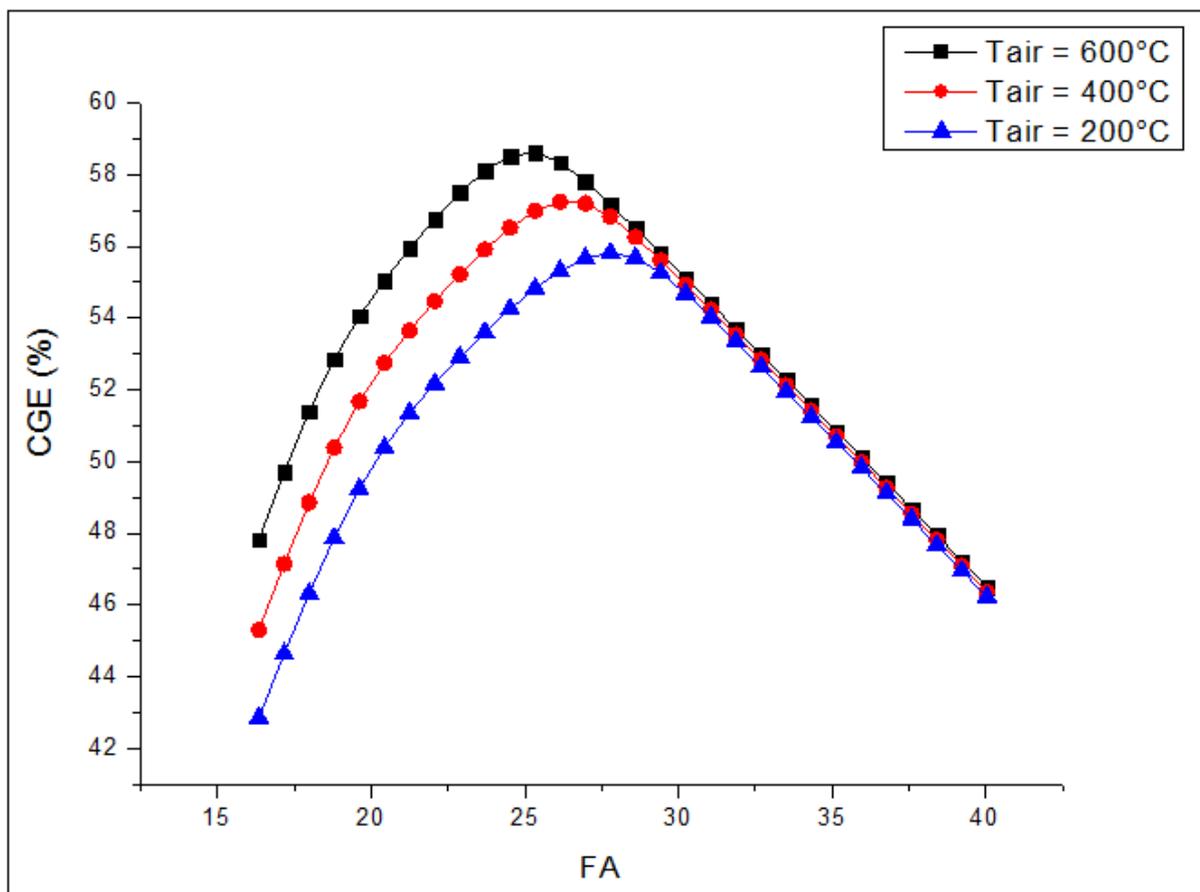


Figure II-3-10 Effet de la température de l'air de gazéification sur le CGE

3.2.3.2.4 Résultats de l'étude d'optimisation

Le procédé de production de l'électricité à partir des déchets de palmiers est simulé dans les conditions optimales de gazéification à savoir :

- Une humidité de biomasse égale à 10%.
- Un facteur d'air égale à 25,17%.
- Une température de l'air de gazéification égale à 600°C.

Le tableau II-3-5 résume les données nécessaires pour le calcul du CGE dans les conditions mentionnées ci-dessus.

Tableau II-3-5 Données nécessaires pour le calcul du CGE

Grandeur	Débit biomasse	Débit gaz-syn	PCI biomasse	PCI gaz-syn
Unité	kg/s		MJ/kg	
Valeur	0,0803	0,1403	18,13	6,079

Le calcul de CGE donne une valeur de 58,58%.

3.2.4 Etude de la section de traitement du gaz de synthèse

Le gaz de synthèse obtenu dans les conditions optimales de gazéification doit être débarrassé des poussières et des goudrons qu'il entraîne dont l'action sur les organes mécaniques du moteur utilisé en aval se traduirait par une usure rapide. De plus, comme ce gaz sort du gazéifieur à une température élevée (751 °C), son volume massique est très important ce qui entraîne la nécessité de le refroidir avant de l'utiliser dans le moteur. Pour ce faire, nous considérons un lavage à l'eau pour purifier le gaz de synthèse et ainsi satisfaire les exigences du moteur.

La composition du gaz de synthèse en sortie du gazéifieur, puis en sortie de l'unité de lavage est présentée dans le tableau II-3-6. Nous remarquons que la composition en gaz non condensables en sortie du lit fixe à co-courant est en accord avec la bibliographie. Le PCI est de l'ordre de 6 MJ Nm⁻³, ce qui est en accord avec les qualités de gaz de synthèse communément admises avec l'air comme agent de gazéification.

Nous remarquons que les concentrations en H₂S, HCl et en particules dans le gaz de synthèse sont sensiblement élevées par rapport aux recommandations. La quantité totale des goudrons produits après le refroidissement du gaz de synthèse est de 91,26 mg/Nm⁻³. Il faut signaler qu'il y a possibilité de condensation des goudrons lors du refroidissement du gaz de synthèse

si la température de fusion des goudrons est supérieure à la température du gaz de synthèse à l'entrée du moteur (40°C).

Tableau II-3-6 Qualité du gaz de synthèse à la sortie du gazéifieur et à l'entrée du moteur

Qualité du gaz de synthèse	Sortie du gazéifieur	Entrée moteur	Qualité exigée
T (°C)	751,25	40	10 – 40
PCI (MJ/Nm ³)	6,03		> 5,4
Non-condensables (% vol)			
H ₂	20,69	20,69	-
CO	29,62	29,62	-
CO ₂	6,65	6,65	-
CH ₄	0,14	0,14	-
Goudrons (mg Nm⁻³)			
C ₆ H ₆ O	12,40	6,82	-
C ₆ H ₆	28,35	11,35	-
C ₇ H ₈	31,89	14,36	-
C ₈ H ₈	14,17	8,51	-
C ₉ H ₈	6,88 E-22	0	-
C ₁₀ H ₈	5,76 E-22	0	-
C ₁₂ H ₈	1,77	0,53	-
C ₁₄ H ₁₀	0,88	0,53	-
C ₁₆ H ₁₀	1,77	0,71	-
Total (mg Nm ⁻³)	91,23	42,84	<50
Inorganiques (mg Nm⁻³)			
NH ₃	19,23	0	<100
H ₂ S	1273,71	0	<200
HCL	68,47	0	<30
Particules (mg Nm⁻³)	5696,94	0	>15

3.2.5 Etude de la section de production d'électricité

Le gaz de synthèse traité sera introduit dans le moteur Jenbacher type 2 avec un excès d'air de 70%. La figure II-3-11 donne le schéma du modèle Aspen PlusTM de la combustion du gaz de synthèse dans le moteur.

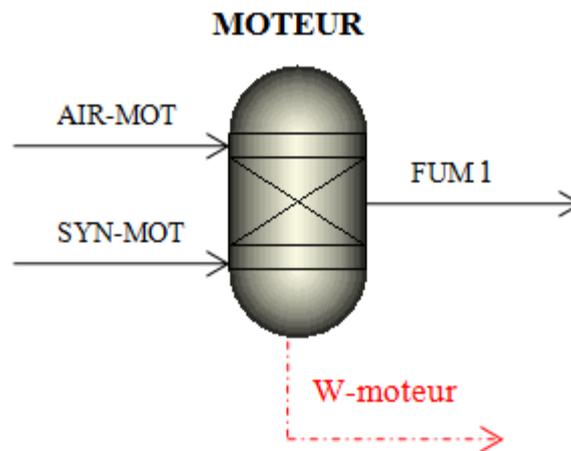
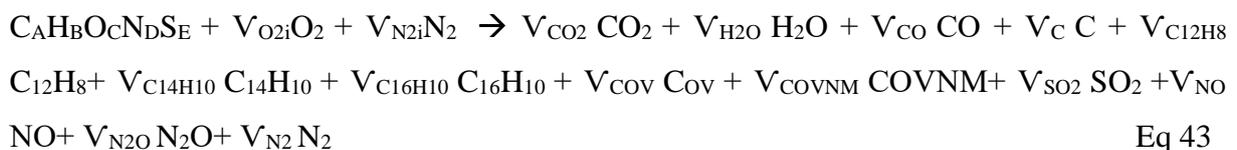


Figure II-3-11 Schéma du modèle Aspen PlusTM de la combustion du gaz de synthèse dans le moteur

La composition des fumées à la sortie du moteur est calculée à partir de la réglementation du moteur vis-à-vis des polluants et de la réaction de combustion du gaz de synthèse en introduisant un programme fortran dans Aspen PlusTM. Pour cela, nous écrivons la réaction de combustion du gaz de synthèse dans le moteur. Nous supposons que les différents composés du mélange gazeux forment un seul composé dont la formule chimique est $C_A H_B N_D S_E$.

La réaction de combustion de ce composé s'écrit :



Les fractions A, B, C, D et E sont déterminées à partir de la composition du gaz de synthèse. Les concentrations des différents produits de combustion sont fixées d'après la littérature. Les hypothèses de sortie sont les suivantes :

$$[HAP] = 1,5 \mu\text{g Nm}^{-3} \text{ (Herdin et al., 2004).}$$

$$[COV+COVNM] = 150 \text{ mg Nm}^{-3} \text{ (Arrêté du 14 novembre 2003).}$$

$[CO] = 650 \text{ mg Nm}^{-3}$ (Arrêté du 14 novembre 2003).

$[C] = 5,5 \text{ } \mu\text{g Nm}^{-3}$ hypothèse.

$S_{SO_2} / S_{\text{syngas}} = 100\%$.

$[NO_{th}] = 75 \text{ mg Nm}^{-3}$ (Herdin et al., 2004).

Les débits massiques des produits de combustion sont calculés à partir des coefficients stœchiométriques. Les réactions décrites sont pour un mélange stœchiométrique.

$$V_{C_{12}H_8} = ([HAP] / (10^6 * M_{C_{12}H_8})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{C_{14}H_{10}} = ([HAP] / (10^6 * M_{C_{14}H_{10}})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{C_{16}H_{10}} = ([HAP] / (10^6 * M_{C_{16}H_{10}})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{COV} = ([COV + COVNM] * 0,24 / (10^3 * M_{COV})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{COVNM} = ([COV + COVNM] * 0,76 / (10^3 * M_{COV})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{CO} = ([CO] / (10^3 * M_{CO})) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_C = ([C] / (10^6 * M_C)) / (P_0 / (R * T_0)).$$

$$V_{CO_2} = A - (12 * V_{C_{12}H_8} + 14 * V_{C_{14}H_{10}} + 16 * V_{C_{16}H_{10}} + 1 * V_{COV} + 10 * V_{COVNM} + 1 * V_{CO})$$

$$V_{H_2O} = (1/2) * (B - (8 * V_{C_{12}H_8} + 10 * V_{C_{14}H_{10}} + 10 * V_{C_{16}H_{10}} + 4 * V_{COV} + 16 * V_{COVNM}))$$

$$V_{SO_2} = E$$

$$V_{NO} = D * 1$$

$$V_{N_2O} = D * 0$$

$$V_{NO_{th}} = ([NO_{th}] / (10^3 * M_{NO})) / (P_0 / (R * T_0))$$

Les débits massiques des produits sont calculés ainsi :

$$\dot{m}_{C_{12}H_8} = V_{C_{12}H_8} * \dot{n}_{\text{syngas}} * M_{C_{12}H_8}$$

$$\dot{m}_{C_{14}H_{10}} = V_{C_{14}H_{10}} * \dot{n}_{\text{syngas}} * M_{C_{14}H_{10}}$$

$$\dot{m}_{C16H10} = V_{C16H10} * (\dot{n}_{synags} * M_{C16H10})$$

$$\dot{m}_{COV} = V_{COV} * \dot{n}_{synags} * M_{COV}$$

$$\dot{m}_{COVNM} = V_{COVNM} * \dot{n}_{synags} * M_{COVNM}$$

$$\dot{m}_{CO} = V_{CO} * \dot{n}_{synags} * M_{CO}$$

$$\dot{m}_C = V_C * \dot{n}_{synags} * M_C$$

$$\dot{m}_{CO2} = V_{CO2} * \dot{n}_{synags} * M_{CO2}$$

$$\dot{m}_{H2O} = V_{H2O} * \dot{n}_{synags} * M_{H2O}$$

$$\dot{m}_{SO2} = V_{SO2} * \dot{n}_{synags} * M_{SO2}$$

$$\dot{m}_{NO} = V_{NO} * \dot{n}_{synags} * M_{NO}$$

$$\dot{m}_{N2O} = V_{N2O} * \dot{n}_{synags} * M_{N2O}$$

$$\dot{m}_{NOth} = V_{NOth} * \dot{n}_{synags} * M_{NOth}$$

Pour déterminer la quantité d'air introduite au moteur, nous écrivons les coefficients stœchiométriques de l'oxygène et de l'azote :

$$V_{O2i} = (1/2) * (2 * V_{CO2} + V_{H2O} + 2 * V_{SO2} + V_{NO} + V_{NOth} + V_{N2O} + V_{CO} - C)$$

$$V_{N2i} = (1/2) * V_{NOth}$$

$$\dot{m}_{O2} = 0.7 * V_{O2} * \dot{n}_{synags} * M_{O2}$$

$$\dot{m}_{N2} = (1.7 * V_{O2} * \dot{n}_{synags} * M_{N2} * 0.79 / 0.21) - \dot{n}_{synags} * M_{N2} * 0.5 * V_{NOth} + \dot{m}_{N2-syngas}$$

Avec:

\dot{m}_i : débit massique du constituant i.

\dot{n}_{syngas} : débit molaire du gaz de synthèse.

M_i : masse molaire du constituant i.

Le tableau II-3-7 donne les résultats de simulation des flux entrants et sortants du moteur.

Tableau II-3-7 Composition des flux présentés dans la Figure II-3-11

Flux matière	AIR-MOT	SYN-MOT	FUM1
P (bar)	1	1	1
T (°C)	25	40	500
Débit total (kg/h)	1285,60	504,49	1789,98
Composés (kg/h)			
H ₂	0	9,04	0
CO	0	179,86	0,13
N ₂	986,20	237,11	1223,60
O ₂	299,40	0	123,34
CO ₂	0	63,51	346,86
H ₂ O	0	13,92	95,80
CH ₄	0	0,50	0
C ₂ H ₆	0	1,48E-06	0
C ₂ H ₄	0	3,74E-06	0
C ₆ H ₆ O	0	3,85E-03	0
C ₆ H ₆	0	6,40E-03	0
C ₇ H ₈	0	8,10E-03	0
C ₈ H ₈	0	4,80E-03	0
C ₉ H ₈	0	0	0
C ₁₀ H ₈	0	0	0
C ₁₂ H ₈	0	3,00E-04	7,28E-07
C ₁₄ H ₁₀	0	3,00E-04	7,28E-07
C ₁₆ H ₁₀	0	4,00E-04	7,28E-07
NH ₃	0	0	0
H ₂ S	0	0	0
HCl	0	0	0
NO	0	0	0,03
NO ₂	0	0	0
N ₂ O	0	0	0

HCN	0	0	0
SO ₂	0	2,4E-08	2,04E-08
COV	0	0,50	0,017
COVNM	0	3,24E-09	3,24E-09

3.2.6 Saisie des paramètres opératoires

La simulation par Aspen PlusTM exige la saisie d'un certain nombre de paramètres opératoires. La quantité de biomasse utilisée est calculée pour obtenir 330 kW d'électricité. Elle est de 289 kg/h.

Le tableau II-3-8 regroupe les données nécessaires aux calculs de simulation du procédé.

Tableau II-3-8 Caractéristiques des flux d'entrée de l'unité

Flux	Caractéristiques			Fraction molaire (%)		
	D (mol/s)	T (°C)	P (atm)	H ₂ O	O ₂	N ₂
EAU	10,79	15	1.5	1	0	0
AIR	2,96	25	1	0	0.21	0.79
AIR-MOT	12,37	25	1	0	0.21	0.79

Pour chaque module de calcul relatif à un appareil, Aspen PlusTM demande un certain nombre de paramètres opératoires qu'on doit saisir dans les fiches d'entrées correspondantes. L'ensemble de ces données est regroupé dans le tableau II-3-9.

Tableau II-3-9 Paramètres opératoires des unités du procédé

Appareil	Repère sur la Figure II.3.1	T (°C)	P (atm)	Autres spécifications
Décomposeur	DECOMP	25	1	-
Gazéifieur	GAZEIF	-	1	-
Séchage	SECHAGE	120	1	adiabatique
Cyclone	CYCLONE1	-	-	X _{Carbone} = 98%
Cyclone	CYCLONE2	-	-	X _{cencre} = 100%
Echangeur de chaleur 1	ECH-CH1	-	-	T _{sortie fluide froid} =600°C
Echangeur de chaleur 2	ECH-CH2	-	-	T _{sortie fluide chaud} = 40°C

Echangeur de chaleur 3	ECH-CH3	-	-	$T_{\text{sortie}} = 120^{\circ}\text{C}$
Séparateur	SEP	-	-	-
Séparateur	PURIF	-	-	-
Moteur	MOTEUR	500	1	-
Mélangeur	MELANGE	-	-	-

3.2.7 Résultats de simulation

La simulation effectuée par Aspen PlusTM permet de connaître les caractéristiques des différents flux de matière (température, pression, débit, enthalpie, entropie, composition,...) ainsi que les puissances thermiques et mécaniques échangées au niveau des différents appareils.

Les tableaux II-3-10 et II-3-11 rassemblent les caractéristiques des flux de matière et les échanges d'énergie des différents appareils respectivement. La puissance thermique cédée par le réacteur de gazéification (Q-COMP) est égale en valeur absolue à celle reçue par le réacteur de décomposition. Nous rappelons qu'une partie de la biomasse (environ 10 à 15%) est brûlée pour fournir la chaleur nécessaire aux autres étapes de gazéification. La chaleur dégagée à l'échappement du moteur peut être utilisée pour le séchage de la biomasse humide.

Tableau II-3-10 Echanges d'énergie au niveau des différents appareils du procédé

Appareil	Formes d'énergie	
	Thermique	Mécanique
	Valeur (kW)	
Décomposeur	228,62	0
Gazéifieur	-228,62	0
Séchage	69,25	0
Refroidisseur	-210,91	0
Moteur	0	330

Tableau II-3-11 Caractéristiques des différents flux du procédé

Flux	P (atm)	T (°C)	D (mol/s)	D (kg/h)	H (J/mol)	S (J/mol.K)	Composition molaire (%)						
							H ₂	CO	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	CH ₄
AIR	1	25	2,97	308	-6,55	4,25	0	0	79	21	0	0	0
AIR1	1	600	2,97	308	17565,1	36,77	0	0	79	21	0	0	0
AIR-MOT	1	25	12,38	1285,6	-6,47	4,36	0	0	79	0	0	0	0
BIOM2	1	25	2,13	208,72	-42157	-17,58	55,33	0	0,40	28,89	0	15,08	0
BIOM3	1	25	2,13	207,76	-42157	-17,58	55,33	0	0,40	28,89	0	15,08	0
EAU	1,5	25	10,79	700	-288860	-170,85	0	0	0	0	0	100	0
EAU1	1,5	113,48	10,79	700	-280980	-147,78	0	0	0	0	0	100	0
EAU2	1,5	101,56	10,80	700,79	-280830	-147,59	0	0	0	0	0	99,94	0
FUM	1	500	16,87	1789,98	-56813	34,69	0	0,01	71,90	6,34	12,97	8,75	0
FUM1	1	120	16,87	1789,98	-69313	12,46	0	0,01	71,90	6,34	12,97	8,75	0
GAZ-SYN	1	751,25	6,02	515,81	-44595	75,32	20,69	29,62	39,05	0	6,65	3,56	0,14
GAZ-SYN1	1	751,25	6,02	505,29	-44595	75,32	20,69	29,62	39,05	0	6,65	3,56	0,14
GAZ-SYN2	1	492,98	6,02	505,29	-53250	65,59	20,69	29,62	39,05	0	6,65	3,56	0,14
GAZ-SYN3	1	40	6,02	505,29	-67370	37,88	20,69	29,62	39,05	0	6,65	3,56	0,14
SYN-MOT	1	40	6,01	504,49	-67417	37,81	20,72	29,65	39,09	0	6,66	3,57	0,14
INORGAN	1	40	6,41 10 ⁻³	0,79	-22949	39,25	-	-	-	-	-	-	-
VAPEUR	1	120	1,24	80,27	-238670	-35,10	0	0	0	0	0	100	0

4. Conclusion de la deuxième partie

Dans cette partie du travail, nous avons étudié la modélisation du procédé de production de l'électricité à partir de la biomasse lignocellulosique (déchet de palmier). Ce procédé comporte essentiellement trois sections à savoir la gazéification de la biomasse, le traitement du gaz de synthèse et la combustion du gaz de synthèse traité dans un moteur à combustion interne pour la production de 330 kW de puissance d'électricité.

La modélisation du gazéifieur dans Aspen PlusTM a été validée par les résultats issus du réacteur de gazéification à lit fixe continu du « Cirad ». Par la suite, nous avons effectué une étude d'optimisation des paramètres opératoires du gazéifieur en vue de produire un gaz de synthèse visé à la production de l'électricité.

A la lumière de cette étude, nous retenons que, dans les conditions optimales de fonctionnement, les valeurs d'humidité de la biomasse, de température de l'air de gazéification et de facteur d'air sont de 10% et 600°C et 25,17%, respectivement. Dans ces conditions, le CGE est de 58,58%.

Nous avons par la suite simulé le procédé dans les conditions optimales et par la suite récupéré les différents résultats de simulation qui nous seront utiles pour lancer une étude 4E du procédé dans les prochains chapitres.

Troisième partie

Etude énergétique et exergetique du procédé de production d'électricité

1. Introduction

Dans tous les cas il faut fournir de l'énergie pour produire une quantité bien déterminée d'électricité. Cette quantité d'énergie requise est calculée en appliquant le premier principe de la thermodynamique. Il s'agit simplement d'un bilan énergétique qui ne permet pas de mettre en exergue les pertes et les irréversibilités des transformations ayant lieu au cours du processus de production de l'électricité. Ces irréversibilités peuvent être quantifiées en combinant le premier et le second principe de la thermodynamique à travers le concept d'exergie.

L'objectif de ce chapitre est d'étudier les performances énergétique et exergetique du système de production d'électricité à partir des déchets de palmiers étudié en utilisant les résultats obtenus par simulation par Aspen PlusTM. L'application du bilan exergetique va nous renseigner, en particulier, sur la quantité d'exergie requise pour la production d'une quantité déterminée d'électricité. L'analyse exergetique est capable d'identifier les sources de destruction d'exergie dans un procédé, pour ensuite chercher à les réduire.

Afin de réaliser cette étude, les hypothèses suivantes ont été considérées :

- Toutes les transformations sont effectuées en régime permanent.
- Les pertes de charge dans les circuits de l'installation sont négligeables.
- Tous les appareils sont supposés parfaitement isolés thermiquement, les pertes thermiques vers l'extérieur sont donc négligées.
- On néglige les variations des énergies potentielles et cinétiques dans tout le procédé.
- La température et la pression de référence sont prises égales à 25°C et P=1atm respectivement et la composition du système de référence gazeux est celle proposée par Szargut et al. (1988).

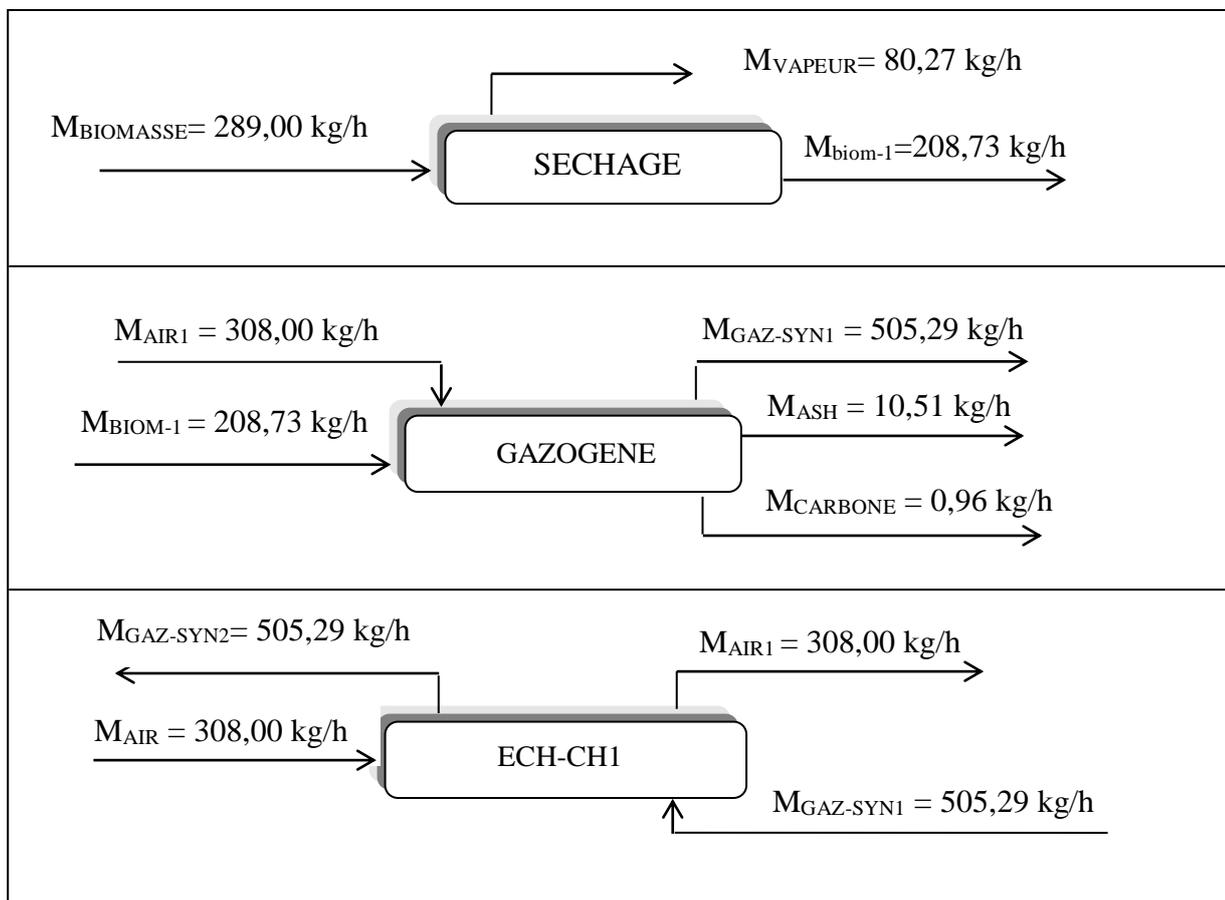
2. Analyse énergétique du procédé

Les résultats de simulation par Aspen Plus™ induisent automatiquement la convergence des bilans de matière et d'énergie pour chaque équipement. Pour nous en assurer, nous avons tenu à vérifier ces deux bilans manuellement. Par la suite, nous calculerons le rendement énergétique du procédé.

2.1 Bilan matière

Sur les encadrés présentés par la figure III-2-1, nous détaillons les bilans de matière pour chaque équipement du procédé. Nous rappelons l'expression du bilan de matière en régime permanent qui est donnée par l'Eq 19 : $\sum_e \mathbf{M}_{ie} = \sum_s \mathbf{M}_{is}$.

Nous signalons que le « gazogène » considéré ici comporte les phases de décomposition, de gazéification et les cyclones (DECOMP + GAZEIF + CYCLONE1 + CYCLONE2).



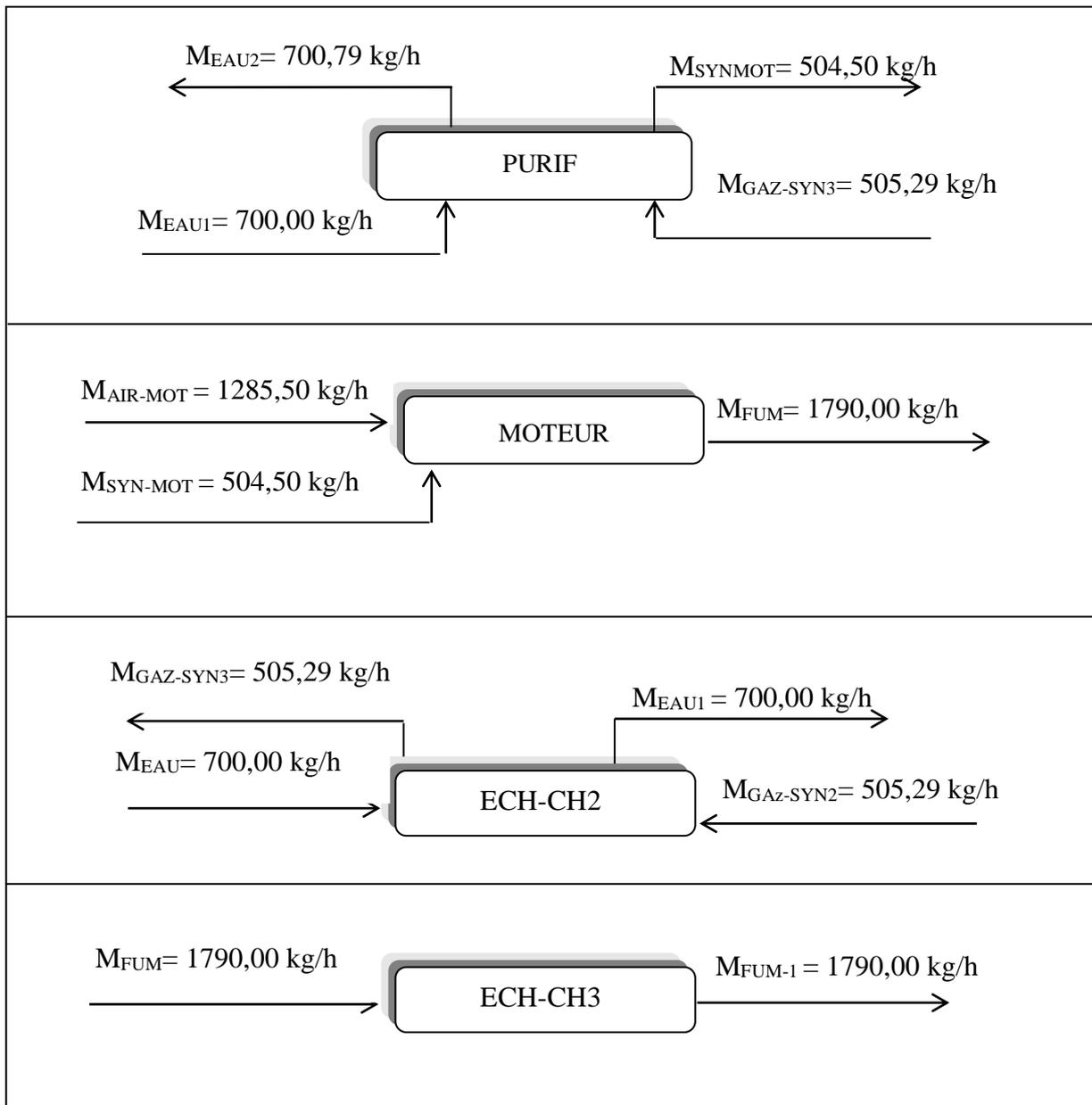


Figure III.2.1 Vérification du bilan matière pour les différents équipements

Nous remarquons que le bilan énergétique est bien vérifié pour tous les équipements étudiés.

Nous présentons aussi le bilan matière du système considéré par la figure III-2-2, incluant les flux massiques des ressources nécessaires pour faire installer l'installation ainsi que les flux sortants qui en résultent.

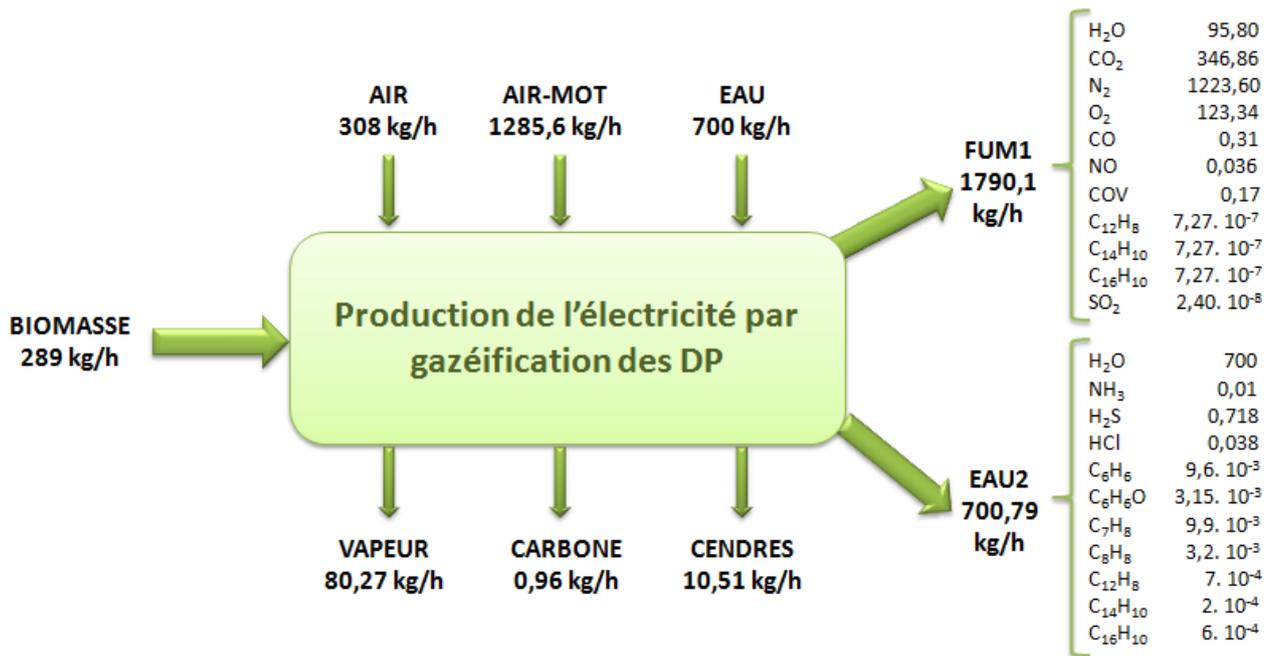


Figure III-2-2 Bilan matière du procédé de production d'électricité

2.2 Bilan d'énergie

La performance énergétique du procédé est généralement quantifiée par le rendement thermique. Ce dernier est déterminé d'après le premier principe de la thermodynamique. Il exprime la production énergétique par rapport à la consommation. Pour notre cas la production sera dans la puissance du procédé (la puissance du moteur) alors que la consommation présente le contenu énergétique de biomasse entrant au procédé.

L'expression du rendement thermique est la suivante :

$$\eta_{\text{Thermique}} = \frac{W_{\text{MOTEUR}}}{M_{\text{BIOMASSE}} \times \text{PCI}_{\text{BIOMASSE}}} \quad \text{Eq 44}$$

Avec

W_{MOTEUR} : Puissance mécanique du moteur exprimée en kW.

M_{BIOMASSE} : Débit de la biomasse traitée exprimé en kg/s.

$\text{PCI}_{\text{BIOMASSE}}$: Pouvoir calorifique inférieur de la biomasse exprimé en kJ/kg.

Tableau III-2-1 Données nécessaires pour le calcul du rendement thermique

Grandeur	M_{BIOMASSE}	$\text{PCI}_{\text{BIOMASSE}}$	W_{MOTEUR}
Unité	kg.s^{-1}	MJ.kg^{-1}	kW
Valeur	0,0803	18,13	330

A partir des données présentées dans le tableau III-2-1, le calcul du rendement thermique du procédé donne : $\eta_{\text{Thermique}} = 22,6 \%$. Cette valeur peut être calculée aussi par la formule suivante :

$$\eta_{\text{Thermique}} = \text{CGE} * \eta_{\text{moteur}}.$$

Sachant que le rendement électrique du moteur est de 37,8% et le CGE est de 58,58% et en considérant un rendement de 98% de l'alternateur, le rendement énergétique du procédé est :

$$\eta_{\text{Thermique}} = 58,58 * \frac{37,8}{98} = 22,6 \%$$

3. Analyse exergetique du procédé

3.1 Calcul de l'exergie totale des flux de matière du procédé

Cette section consiste à déterminer l'exergie totale des différents flux de matière pour calculer par la suite le rendement exergetique et déterminer les zones d'imperfections thermodynamiques. Nous rappelons que l'exergie totale est décomposée en cinq termes à savoir l'exergie physique, l'exergie chimique, l'exergie de mélange, l'exergie cinétique et l'exergie potentielle (paragraphe 1.3). Les variations des deux dernières formes de l'exergie (cinétique et potentielle) sont généralement négligeables en comparaison avec les autres formes de l'exergie. Pour le calcul de l'exergie totale associée au flux de matière nous utilisons la méthode proposée par Hinderink et al.,(1996) qui considère que tous les mélanges sont des mélanges réels, aucune hypothèse simplificatrice n'étant considérée, comme elle tient compte de la non idéalité de tout type de mélange, ainsi des termes des variations d'enthalpie et d'entropie de mélange seront pris en considération. Elle tient compte également des éventuelles transitions de phases et par suite des changements des compositions lors du passage d'un flux de matière de son état actuel vers l'état de référence.

3.1.1 Exemple détaillé pour le calcul de l'exergie totale d'un flux de matière

Dans ce qui suit, nous allons détailler, à titre d'exemple, le calcul de l'exergie du flux 'GAZ-SYN1' (le gaz de synthèse à la sortie du gazogène) par la méthode proposée par Hinderink et al. (1996). Pour calculer l'exergie totale associée à la matière, nous calculons ses trois formes à savoir : l'exergie physique, l'exergie chimique et l'exergie de mélange. Le tableau III-3-1 présente les caractéristiques de ce flux.

Tableau III-3-1 Caractéristiques du flux GAZ-SYN1

T (°C)	P (atm)	D (mol/s)	Composition molaire (%)					
			H ₂ O	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
751,25	1	6,02	3,57	39,05	20,69	29,62	6,65	0,14

D'après le tableau III-3-1, nous remarquons que le flux (GAZ-SYN1) renferme dans son état actuel (T=751,25°C, P=1atm) une quantité d'eau (3,57% molaire). Si le flux est ramené à l'état de référence (T=25°C et P=1atm), il y a une condensation d'une partie de cette quantité d'eau. Pour

calculer cette quantité condensée ainsi que la composition respective dans les deux phases liquide et gaz notamment à l'état de référence, nous faisons subir ce flux à une séparation flash, par le logiciel Aspen PlusTM, qui opère dans les conditions de référence (figure III-3-1). Les résultats de la séparation montrent qu'à l'état de référence, le système renferme 2% molaire liquide et 98% molaire gaz (figure III-3-2). Nous considérons que la phase liquide est comme de l'eau pure (la dissolution des espèces CO₂, CO, H₂, CH₄ dans l'eau étant négligée) alors que la phase gazeuse est un mélange des autres constituants. La nouvelle composition de la phase gaz (à l'état de référence) donnée par Aspen PlusTM est donnée dans le tableau III-3-2. Ce tableau contient aussi des enthalpies et les entropies des constituants purs du flux dans les deux conditions (T,P) et (T₀,P₀). Il résume ainsi les différentes données nécessaires pour le calcul de l'exergie totale du flux 'GAZ-SYN1'.

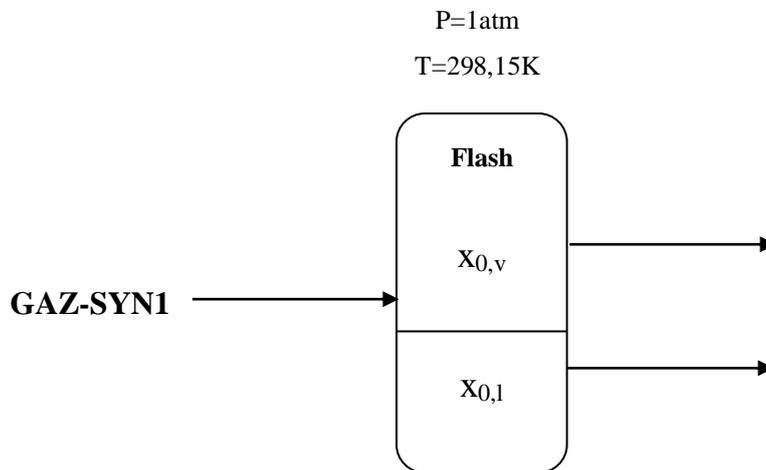


Figure III-3-1 Séparation flash du flux GAZ-SYN1 ($T_{\text{flash}}=298,15\text{K}$ et $P_{\text{flash}}=1\text{atm}$)

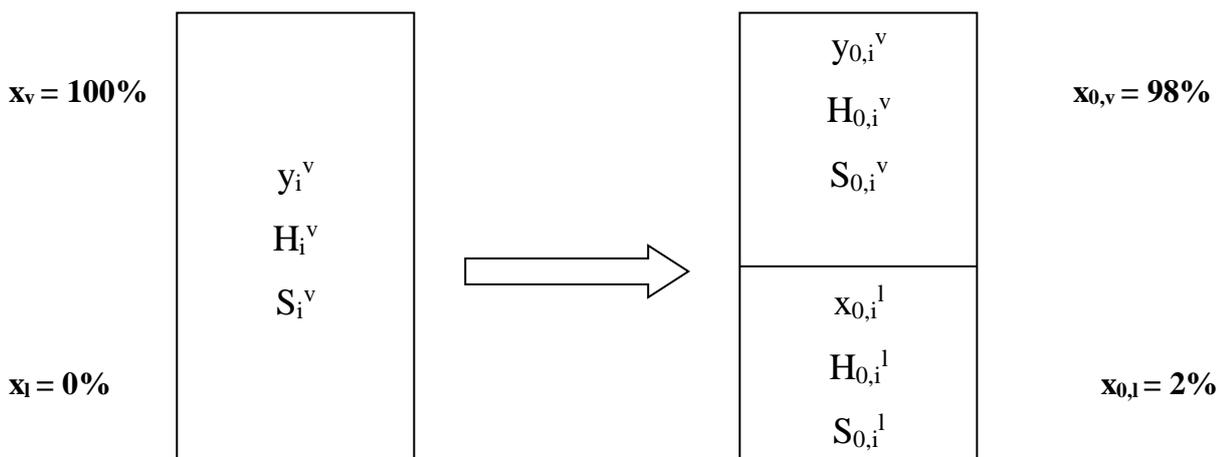


Figure III-3-2 Condensation de l'eau au cours du passage du flux GAZ-SYN1 à l'état de référence.

Tableau III-3-2 Caractéristiques du flux GAZ-SYN1 à son état actuel et à l'état de référence

	Unité	Etat actuel	Etat de référence	
			Phase liquide	Phase vapeur
Débit total	mol/s	6,02		
Fraction molaire				
H ₂ O		3,56	100	2,33
O ₂		0	0	0
N ₂		39,05	0	39,55
H ₂		20,69	0	20,96
CO		29,62	0	30,01
CO ₂		6,66	0	6,74
CH ₄		0,14	0	0
Température	K	1024,40	298,15	298,15
Pression	atm	1	1	1
Enthalpie (H)	kJ/mol	-44,59	-288,86	-65,59
Entropie (S)	J/mol.K	75,21	-170,85	36,97
Constituants purs				
Enthalpie	kJ/mol			
H ₂ O		-214,82	-288,86	-241,91
N ₂		22,26	-	-
H ₂		21,41	-	-
CO		-88,03	-111,49	-110,54
CO ₂		-358,83	-399,29	-393,55
CH ₄		-34,27	-76,87	-74,54
Entropie	J/mol.K			
H ₂ O		0,53	-170,85	-44,56
N ₂		37,35	-47,51	-0,02
H ₂		36,25	-48,84	
CO		126,97	41,79	89,26
CO ₂		59,71	-47,04	2,79
CH ₄		-17,15	-128,10	-80,64

3.1.1.1 Calcul de l'exergie physique du flux de matière

Pour le calcul de l'exergie physique du flux, nous utilisons la formule suivante :

$$Ex_{ph} = \Delta_{\text{état act} \rightarrow \text{état de réf}} D(x_1(\sum_{i=1}^n x_i H_i^l - T_0 \sum_{i=1}^n x_i S_i^l) + x_v(\sum_{i=1}^n y_i H_i^v - T_0 \sum_{i=1}^n y_i S_i^v)) \quad \text{Eq 45}$$

$$Ex_{phy} = D \times [(1 \times ((y_{H_2O} H_{H_2O}^v + y_{O_2} H_{O_2}^v + y_{N_2} H_{N_2}^v + y_{H_2} H_{H_2}^v + y_{CO} H_{CO}^v + y_{CO_2} H_{CO_2}^v + y_{CH_4} H_{CH_4}^v) - T_0 \times (y_{H_2O} S_{H_2O}^v + y_{O_2} S_{O_2}^v + y_{N_2} S_{N_2}^v + y_{H_2} S_{H_2}^v + y_{CO} S_{CO}^v + y_{CO_2} S_{CO_2}^v + y_{CH_4} S_{CH_4}^v)) - 0,98 \times (H_{0,H_2O}^l - T_0 S_{0,H_2O}^l) - 0,02 \times ((y_{0,H_2O} H_{0,H_2O}^v + y_{0,O_2} H_{0,O_2}^v + y_{0,N_2} H_{0,N_2}^v +$$

$$y_{0,H_2}H_{0,H_2}^V + y_{0,CO}H_{0,CO}^V + y_{0,CO_2}H_{0,CO_2}^V + y_{0,CH_4}H_{0,CH_4}^V) - T_0 \times (y_{0,H_2O}S_{0,H_2O}^V + y_{0,O_2}S_{0,O_2}^V + y_{0,N_2}S_{0,N_2}^V + y_{0,H_2}S_{0,H_2}^V + y_{0,CO}S_{0,CO}^V + y_{0,CO_2}S_{0,CO_2}^V + y_{0,CH_4}S_{0,CH_4}^V)]].$$

$$EX_{ph(GAZ-SYN1)} = 71,78 \text{ kW.}$$

3.1.1.2 Calcul de l'exergie chimique du flux de matière

L'exergie chimique est calculée en utilisant le modèle de l'environnement de référence. Au cours de passage à l'état de référence 2% du gaz initial a été condensé.

$$EX_{chim} = D \times (x_{0,i} \sum_{i=1}^n x_{0,i} \cdot \epsilon_{chim,i}^{0l} + x_{0,v} \sum_{i=1}^n y_{0,i} \cdot \epsilon_{chim,i}^{0v}) \quad \text{Eq 46}$$

$$EX_{chim} = D \times (Xl \times (x_{0,H_2O} \cdot \epsilon_{chim,H_2O}^{0l}) + Xv \times (y_{0,H_2O} \cdot \epsilon_{chim,H_2O}^{0v} + y_{0,O_2} \cdot \epsilon_{chim,O_2}^{0v} + y_{0,N_2} \cdot \epsilon_{chim,N_2}^{0v} + y_{0,H_2} \cdot \epsilon_{chim,H_2}^{0v} + y_{0,CO} \cdot \epsilon_{chim,CO}^{0v} + y_{0,CO_2} \cdot \epsilon_{chim,CO_2}^{0v} + y_{0,CH_4} \cdot \epsilon_{chim,CH_4}^{0v})).$$

$$EX_{chim(GAZ-SYN2)} = 819,54 \text{ kW.}$$

Les valeurs des exergies chimiques standards ($\epsilon_{chim,i}^0$) sont données par le tableau III-3-3 :

Tableau III-3-3 Exergies chimiques standards

$\epsilon_{0,i}^0$ (kJ.kmol ⁻¹)	Liquide				Vapeur			
	H ₂ O	H ₂ O	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
	3120	11710	3970	690	238490	275430	20140	836510

3.1.1.3 Calcul de l'exergie de mélange du flux de matière

$$EX_{mél} = \Delta_{mél}H - T_0 \cdot \Delta_{mél}S \quad \text{à} \quad (T,P) \quad \text{Eq 47}$$

Avec

$$\Delta_{mél}H = D \times (x_l(H^l - \sum_i x_i \cdot H_i^l) + x_v(H^v - \sum_i y_i \cdot H_i^v)) \quad \text{à} \quad (T,P) \quad \text{Eq 48}$$

$$\Delta_{mél}S = D \times (x_l(S^l - \sum_i x_i \cdot S_i^l) + x_v(S^v - \sum_i y_i \cdot S_i^v)) \quad \text{à} \quad (T,P) \quad \text{Eq 49}$$

$$\Delta_{mél}H = D \times \left(1 \times \left(H^v - (y_{H_2O} \cdot H_{H_2O}^v + y_{O_2} \cdot H_{O_2}^v + y_{N_2} \cdot H_{N_2}^v + y_{H_2} \cdot H_{H_2}^v + y_{CO} \cdot H_{CO}^v + y_{CO_2} \cdot H_{CO_2}^v + y_{CH_4} \cdot H_{CH_4}^v) \right) \right).$$

$$\Delta_{mél}H = 30,48 \text{ W.}$$

$$\Delta_{\text{mél}}S = D \times (1 \times (S^v - (y_{\text{H}_2\text{O}} \cdot S_{\text{H}_2\text{O}}^v + y_{\text{O}_2} \cdot S_{\text{O}_2}^v + y_{\text{N}_2} \cdot S_{\text{N}_2}^v + y_{\text{H}_2} \cdot S_{\text{H}_2}^v + y_{\text{CO}} \cdot S_{\text{CO}}^v + y_{\text{CO}_2} \cdot S_{\text{CO}_2}^v + y_{\text{CH}_4} \cdot S_{\text{CH}_4}^v))).$$

$$\Delta_{\text{mél}}S = 69,07 \text{ W.}$$

$$EX_{\text{mél}}(\text{GAZ-SYN1}) = -20,56 \text{ kW.}$$

$$EX_{\text{totale}}(\text{GAZ-SYN1}) = EX_{\text{phy}}(\text{GAZ-SYN1}) + EX_{\text{chim}}(\text{GAZ-SYN1}) + EX_{\text{mél}}(\text{GAZ-SYN1}).$$

$$EX_{\text{totale}}(\text{GAZ-SYN1}) = 870,76 \text{ kW.}$$

La figure III-3-3 résume l'ensemble des résultats donnant les différentes formes d'exergie du flux GAZ-SYN1.

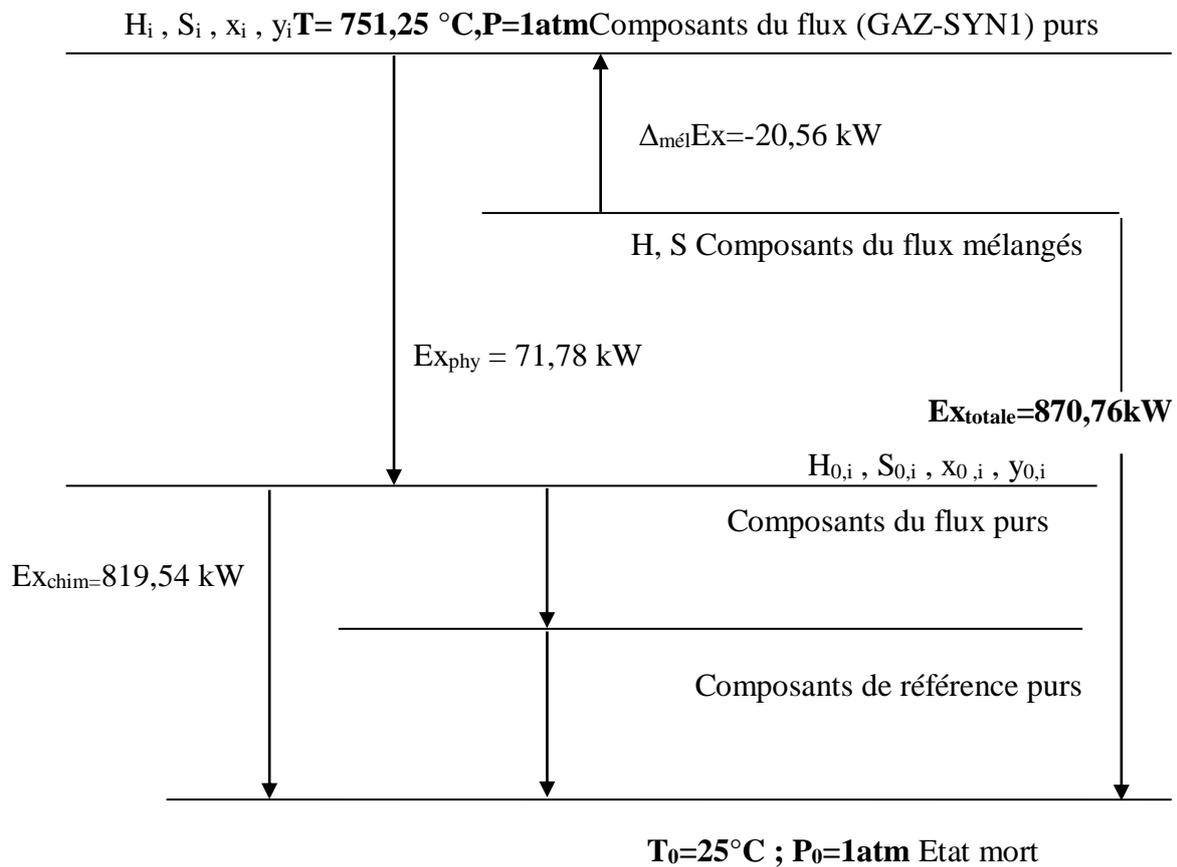


Figure III-3-3 Schéma récapitulatif donnant l'exergie totale du flux GAZ-SYN1

3.1.2 Calcul des exergies des différents flux matière du procédé

Dans cette section, nous calculons les exergies totales des différents flux matière en appliquant la même méthode présentée précédemment pour le flux 'GAZ-SYN1'.

Nous présentons dans le tableau III-3-4 les valeurs des enthalpies et des entropies des constituants des flux à la température et à la pression de référence et dans les tableaux III-3-5 et III-3-6 les valeurs des enthalpies et des entropies, respectivement, à températures et pressions correspondantes.

Tableau III-3-4 Enthalpies et entropies des constituants purs à l'état de référence
(T=298,15 K, P=1 atm)

Elément	Etat	H (kJ/mol)	S (J/mol.K)
H ₂ O	Liquide	-289,04	-171,21
H ₂ O	Vapeur	-241,82	-44,29
O ₂	Gaz	-0,01	-0,02
N ₂	Gaz	-0,01	-0,02
H ₂	Gaz	0	0
CO	Gaz	-110,54	89,26
CO ₂	Gaz	-393,55	2,79
CH ₄	Gaz	-74,54	-80,64

Tableau III-3-5 Enthalpies des constituants purs à (T_{flux}, P_{flux})

Flux	P (atm)	T(K)	H (kJ/mol)						
			H ₂ O	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
AIR	1	298,15	-	-0,01	-0,01	-	-	-	-
AIR-1	1	873,15	-	18,32	17,37	-	-	-	-
AIR-MOT	1	298,15	-	-0,01	-0,01	-	-	-	-
BIOM-2	1	298,15	-248,20	-0,21	-0,11	-0,05	-	-	-
BIOM-3	1	298,15	-248,20	-0,21	-0,11	-0,05	-	-	-
EAU	1,5	298,15	-288,86	-	-	-	-	-	-
EAU-1	1,5	386,63	-280,98	-	-	-	-	-	-
EAU-2	1,5	374,71	-280,96	-	-	-	-	-	-

FUM	1	773,15	-224,87	14,92	14,2	-	-96,2	-372	-
FUM-1	1	393,15	-238,67	-	2,77	-	-107,7	-389,8	-
GAZ-SYN	1	1024,4	-214,82	-	22,26	21,41	-88,02	-358,8	-34,27
GAZ-SYN1	1	1024,4	-214,82	-	22,26	21,41	-88,02	-358,8	-34,27
GAZ-SYN2	1	766,13	-225,14	-	13,98	13,69	-96,42	-372,4	-51,84
SYN-MOT	1	313,15	-241,40	-	0,43	0,43	-110,1	-392,9	-73,99
VAPEUR	1	393,15	-238,67	-	-	-	-	-	-

Tableau III-3-6 Entropies des constituants purs à (T_{flux} , P_{flux})

Flux	P (atm)	T(K)	S (J/mol-K)						
			H ₂ O	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
AIR	1	298,15	-	-0,02	-0,02	-	-	-	-
AIR-1	1	873,15	-	33,73	32,18	-	-	-	-
AIR-MOT	1	298,15	-	-0,02	-0,02	-	-	-	-
BIOM-2	1	298,15	-61,33	-6,55	-6,27	-6,43	-	-	-
BIOM-3	1	298,15	-61,33	-6,55	-6,27	-6,43	-	-	-
EAU	1,5	298,15	-170,85	-	-	-	-	-	-
EAU-1	1,5	386,63	-147,78	-	-	-	-	-	-
EAU-2	1,5	374,71	-147,78	-	-	-	-	-	-
FUM	1	773,15	-10,59	29,72	28,447	-	117,92	45,01	-
FUM-1	1	393,15	-35,10	-	8,05	-	97,35	13,71	-
GAZ-SYN	1	1024,4	0,64	-	37,46	36,26	127,07	59,81	-17,04
GAZ-SYN1	1	1024,4	0,64	-	37,46	36,26	127,07	59,81	-17,04
GAZ-SYN2	1	766,13	-10,94	-	28,16	27,69	117,63	44,54	-36,71
SYN-MOT	1	313,15	-42,77	-	1,52	1,52	90,80	4,75	-78,76
VAPEUR	1	393,15	-35,10	-	-	-	-	-	-

Le tableau III-3-7 donne la fraction liquide condensée et la composition de la phase gazeuse des différents flux du procédé au cours du passage de l'état actuel) (T_{flux} , P_{flux}) vers l'état de référence ($T_0 = 298,15$ K , $P_0 = 1$ atm). Nous signalons que la phase liquide est considérée comme de l'eau pure.

Tableau III-3-7 Fractions du liquide (condensé) et composition de la phase gazeuse des flux de procédé au cours du passage des états actuels (T_{flux} , P_{flux}) vers l'état de référence (T_0 , P_0)

Flux	Etat	Fraction (%)		P (atm)	T(K)	Composition molaire (%)						
		liq	vap			H ₂ O	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
AIR	Actuel	0	100	1	298,15	0	21	79	0	0	0	0
	REF*	0	100	1	298,15	0	21	79	0	0	0	0
AIR-1	Actuel	0	100	1	873,15	0	21	79	0	0	0	0
	REF*	0	100	1	298,15	0	21	79	0	0	0	0
AIR-MOT	Actuel	0	100	1	298,15	0	21	79	0	0	0	0
	REF*	0	100	1	298,15	0	21	79	0	0	0	0
BIOM-2	Actuel	13,38	86,62	1	298,15	15,08	28,89	0,40	55,33	0	0	0
	REF*	18,44	81,56		298,15	2,27	33,36	0,46	63,88	0	0	0
BIOM-3	Actuel	13,38	86,62	1	298,15	15,08	28,89	0,40	55,33	0	0	0
	REF*	13,39	86,61	1	298,15	2,27	33,36	0,46	63,88	0	0	0
EAU	Actuel	100	0	1,5	298,15	100	0	0	0	0	0	0
	REF*	100	0	1,5	298,15	100	0	0	0	0	0	0
EAU-1	Actuel	100	0	1,5	386,63	100	0	0	0	0	0	0
	REF*	100	0	1,5	298,15	100	0	0	0	0	0	0
EAU-2	Actuel	97,11	2,89	1,5	374,71	100	0	0	0	0	0	0
	REF*	100	0	1,5	298,15	100	0	0	0	0	0	0
FUM	Actuel	0	100	1	773,15	8,75	6,34	71,90	0	0,01	12,97	0
	REF*	6,57	93,43	1	298,15	2,33	6,79	76,96	0	0,01	13,88	0
FUM-1	Actuel	0	100	1	393,15	8,75	6,34	71,90	0	0,01	12,97	0
	REF*	6,57	93,43	1	298,15	2,33	6,79	76,96	0	0,01	13,88	0
GAZ-SYN	Actuel	0	100	1	1024,4	3,56	0	39,05	20,69	29,62	6,65	0,14
	REF*	2	98	1	298,15	2,33	0	39,55	20,96	30,00	6,74	0,14
GAZ-SYN1	Actuel	0	100	1	1024,4	3,56	0	39,05	20,69	29,62	6,65	0,14
	REF*	2	98	1	298,15	2,33	0	39,55	20,96	30,00	6,74	0,14
GAZ-SYN2	Actuel	0	100	1	766,13	3,56	0	39,05	20,69	29,62	6,65	0,14
	REF*	2	98	1	298,15	2,33	0	39,55	20,96	30,00	6,74	0,14
SYN-MOT	Actuel	0	100	1	313,15	3,56	0	39,09	20,72	29,65	6,66	0,14
	REF*	1	99	1	298,15	2,33	0	39,59	20,98	30,03	6,75	0,14

VAPEUR	Actuel	100	0	1	393,15	100	0	0	0	0	0	0
	REF*	100	0	1	298,15	100	0	0	0	0	0	0

A partir des données présentées dans les tableaux présentés ci-dessus, nous calculons les différentes formes de l'exergie des flux de matière du procédé. Les résultats sont présentés dans le tableau III-3-8.

Tableau III-3-8 Valeurs des formes d'exergie des flux de matière du procédé

Flux	Ex _{ph} (kW)	Ex _{chim} (kW)	Δ _{mél} Ex (kW)	Ex _{tot} (kW)
AIR	0,00	4,16	-3,778	0,381
AIR-1	23,351	4,16	-3,778	23,732
AIR-MOT	0,00	17,36	-16,17	1,19
BIOM-2	31,922	269,058	-9,515	291,465
BIOM-3	31,922	269,058	-9,515	291,465
EAU	0,811	33,675	0,00	34,485
EAU-1	11,622	33,675	0,00	45,297
EAU-2	11,460	33,890	-0,350	45,001
FUM	119,482	65,966	-37,289	148,159
FUM-1	20,007	65,966	-36,888	49,084
GAZ-SYN	71,783	819,535	-20,561	870,757
GAZ-SYN1	71,784	819,535	-20,562	870,757
GAZ-SYN2	37,133	819,535	-20,565	836,103
GAZ-SYN3	405,842	819,535	-424,542	800,835
SYN-MOT	1,885	814,759	-20,451	796,194
INORGAN	0,0006	4,774	-0,006	4,768
VAPEUR	12,121	3,86	0,00	15,983

Pour l'exergie associée à la biomasse, nous utilisons la formule suivante donnée par Szargut et Styrylska (Szargut et Styrylska, 1964) pour les combustibles solides.

$$EX_{BIOMASSE} = EX_{chim(BIOMASSE)} = D_{BIOMASS} * \beta * PCI_{BIOMASSE} \quad \text{Eq 50}$$

Avec

$$\beta = \frac{1,044 + 0,160 \left(\frac{H}{C}\right) - 0,3493 \left(\frac{O}{C}\right) \left[1 + 0,0531 \left(\frac{H}{C}\right)\right] + 0,0493 \left(\frac{H}{C}\right)}{1 - 0,4124 \left(\frac{O}{C}\right)} \quad \text{Eq 51}$$

Avec H, C et O sont les fractions massiques du constituant de l'hydrogène, le carbone et l'oxygène respectivement, déduites d'après l'analyse ultime des déchets de palmiers (tableau II-2-2). Nous rappelons que H = 4,56 ; C = 51,2 et O = 37,8.

La valeur de β est donc égale à 1,155.

Nous rappelons les valeurs du débit et du PCI des déchets de palmiers traités qui sont $80,277 \cdot 10^{-3}$ kg/s et 18,13 MJ/kg respectivement. Le calcul de l'exergie de la biomasse est donc :

$$EX_{BIOMASS} = 1681,02 \text{ kW.}$$

Nous pouvons écrire aussi : $EX_{BIOMASSE} = \beta * PCI_{BIOMASS}$.

Le calcul donne $EX_{BIOMASS} = 20,94 \text{ MJ/kg}$.

Nous remarquons que l'exergie de la biomasse est sensiblement égale à son PCI.

3.2 Analyse exergétique du procédé

Nous allons utiliser deux méthodes pour calculer l'exergie totale détruite dans le procédé étudié à savoir la méthode globale et la méthode détaillée. La méthode globale est une méthode rapide qui considère le procédé comme étant une boîte noire et donc raisonne sur les entrées sorties matière et énergie sur l'ensemble du procédé sans entrer dans les détails.

La méthode détaillée consiste à calculer l'exergie détruite dans chaque équipement et à additionner les valeurs pour calculer l'exergie totale détruite. Elle est moins rapide que la méthode globale mais plus fine du fait qu'elle nous renseigne sur la contribution de chaque équipement du procédé dans l'exergie totale détruite. Par conséquent, cette méthode permet d'identifier les lieux des potentiels d'amélioration énergétique.

3.2.1 Méthode globale

Dans cette méthode, le procédé est considéré comme étant une boîte noire et on raisonne sur l'échange exergétique aux frontières du système (voir figure III-3-4).

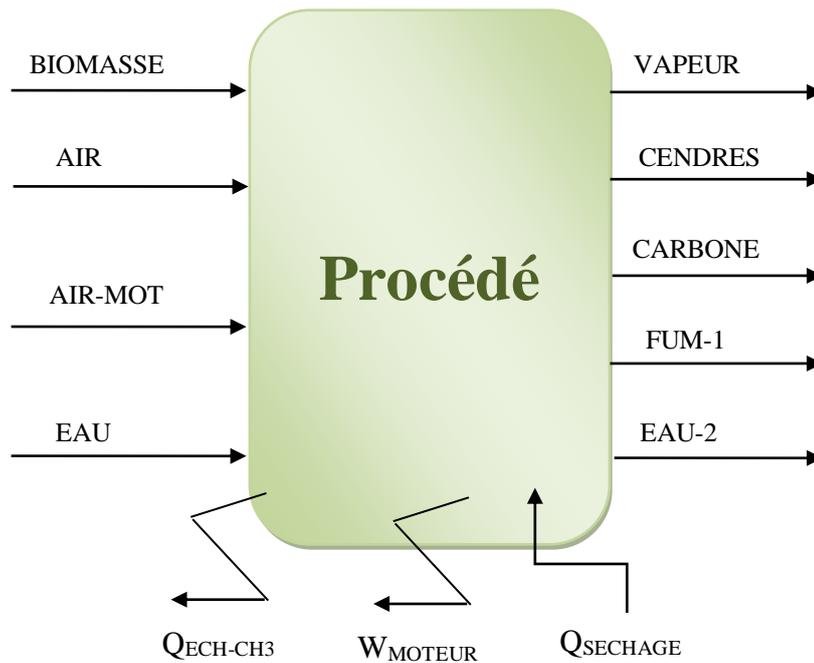


Figure III-3-4 Schéma du procédé considéré comme une boîte noire

Avec

W_{NET} : le travail net récupéré au niveau du moteur (kW).

Nous définissons :

L'exergie entrante au procédé :

$$EX_{entrante} = EX_{M-entrante} + Q_{SECHAGE} = EX_{BIOMASSE} + EX_{AIR} + EX_{AIR-MOT} + EX_{EAU} + Q_{SECHAGE} \quad \text{Eq 52}$$

L'exergie sortante :

$$EX_{sortante} = EX_{FUM1} + EX_{EAU2} + EX_{CENDRES} + EX_{CARBONE} + EX_{VAPEUR} + W_{MOTEUR} + Q_{ECH-CH3} \quad \text{Eq 53}$$

L'exergie détruite :

$$EX_{détruite} = EX_{entrante} - EX_{sortante} \quad \text{Eq 54}$$

L'exergie non utilisée :

$$EX_{non\ utilisée} = EX_{détruite} + EX_{rejetée} \quad \text{Eq 55}$$

Avec $EX_{non\ utilisée}$: exergie non exploitée par le système.

Le tableau III-3-9 présente les valeurs de ces formes d'exergie :

Tableau III-3-9 Valeurs d'exergie mises en jeu par le procédé

	Value (kW)
$EX_{entrante}$	1683,92
$EX_{M-entrante}$	440,07
$EX_{sortante}$	1243,85
$EX_{détruite}$	1353,92
$EX_{non\ utilisée}$	330
W_{MOTEUR}	1683,92

Le rendement exergetique du procédé est donné par :

$$\eta_{exergétique} = \frac{W_{NET}}{EX_{M-entrante}} \quad \text{Eq 56}$$

Le calcul donne :

$$\eta_{exergétique} = 19,22 \%$$

Cette valeur peut être retrouvée aussi par la formule suivante :

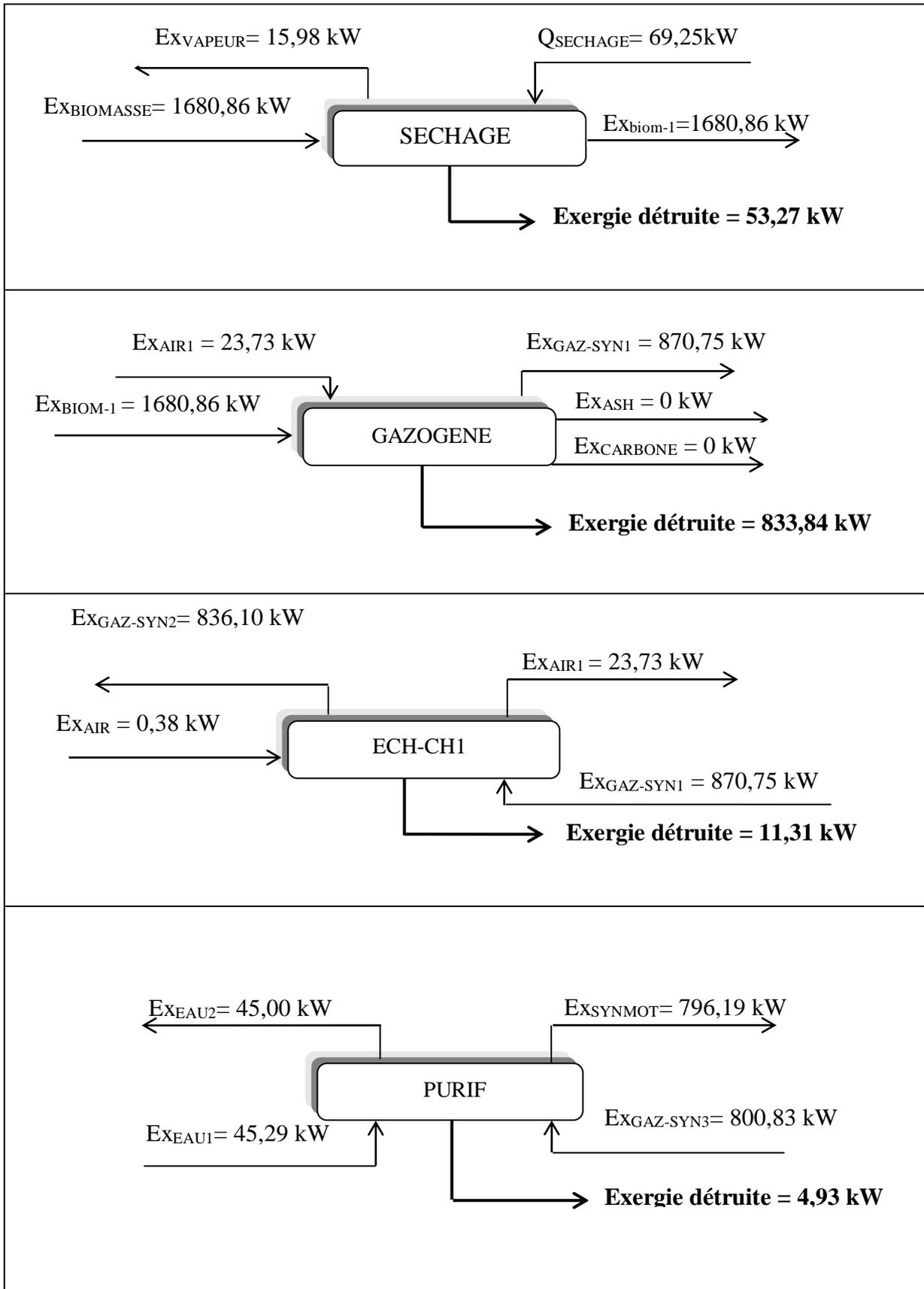
$$\eta_{exergétique} = 1 - \frac{EX_{non\ utilisée}}{EX_{M-entrante}} \quad \text{Eq 57}$$

Le calcul donne :

$$\eta_{exergétique} = 19,22 \%$$

3.2.2 Méthode détaillée

Avant d'entamer les calculs des bilans exergetiques pour chaque équipement du procédé, nous identifions les flux, de matière et d'énergie, entrant et sortant de l'équipement correspondant. Nous détaillons, sur les encadrés présentés par la figure III-3-5, les bilans exergetiques pour chaque équipement du procédé.



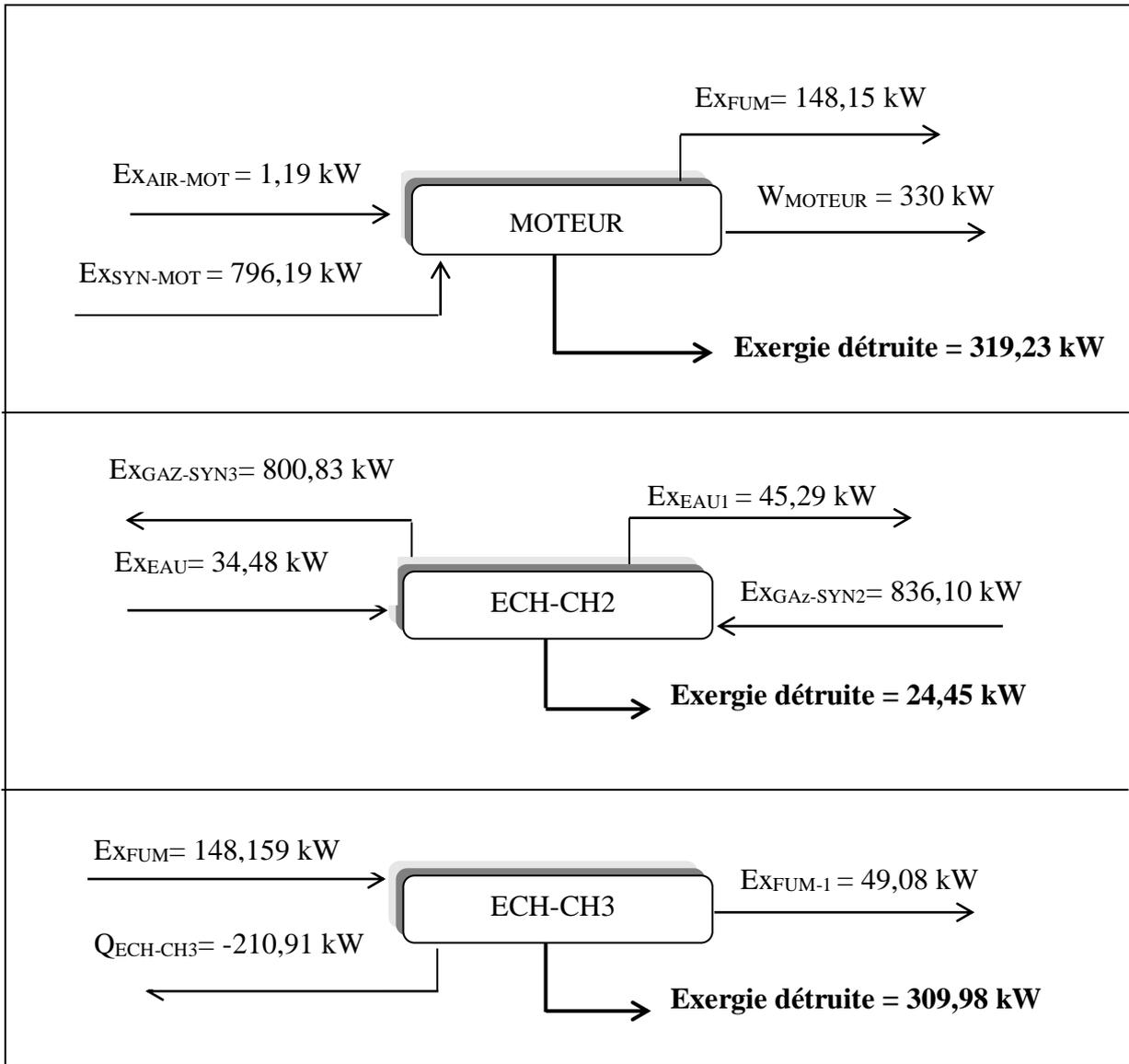


Figure III-3-5 Résultats du bilan exergétiques des équipements du procédé

Le tableau III-3-10 résume l'ensemble des résultats obtenus.

Tableau III-3-10 Résultats de l'étude exergétique du procédé

Appareil	$Ex_{entrante}$	$Ex_{sortante}$	$Ex_{détruite}$	Pourcent de l'exergie totale détruite
Unité	kW			%
SECHAGE+SEP	1717,11	1663,85	53,27	3,49
GAZOGENE	1671,59	870,75	800,83	52,55
ECH-CH1	871,13	859,83	11,3	0,74

ECH-CH2	870,58	846,13	24,45	1,60
PURIF	846,13	841,19	4,93	0,32
MOTEUR	797,38	478,18	319,22	20,96
ECH-CH3	148,15	-161,82	309,98	20,34
Total	6922,11	5398,09	1524,01	100

3.2.3 Interprétation des résultats

Le rendement thermique du procédé étudié est de 26,6%. Ceci indique, d'une part, qu'environ un quart du contenu de l'énergie contenue dans la biomasse a été récupérée au niveau du moteur et d'autre part le trois quart de l'énergie entrante au procédé est non exploitée.

Le rendement exergetique du procédé est égal à 19,22%, il est bien inférieur au rendement thermique. Ceci s'explique par le fait que le rendement exergetique comporte un terme d'exergie rejetée en plus d'un terme d'exergie détruite. Ce dernier, synonyme des irréversibilités des transformations thermodynamiques, n'est pas pris en considération par le premier principe lors du calcul du rendement thermique.

Si dans un cas limite, le rendement thermique du procédé est proche de 100% (hypothèse ; système sans pertes ni rejets d'énergie) le rendement exergetique est impérativement inférieur à cette valeur car en plus de cette hypothèse on doit supposer que toutes les transformations sont réversibles (idéales : sans frottements, suffisamment lentes constituées par une infinité d'états d'équilibre intermédiaires...).

D'où l'intérêt d'une analyse exergetique car elle mesure à la fois l'évolution de la quantité de l'énergie au cours d'une transformation. Une dégradation de l'exergie est synonyme de dégradation du potentiel d'utilisation de l'énergie. La figure III-3-6 présente la répartition de l'exergie détruite entre les différents appareils du procédé.

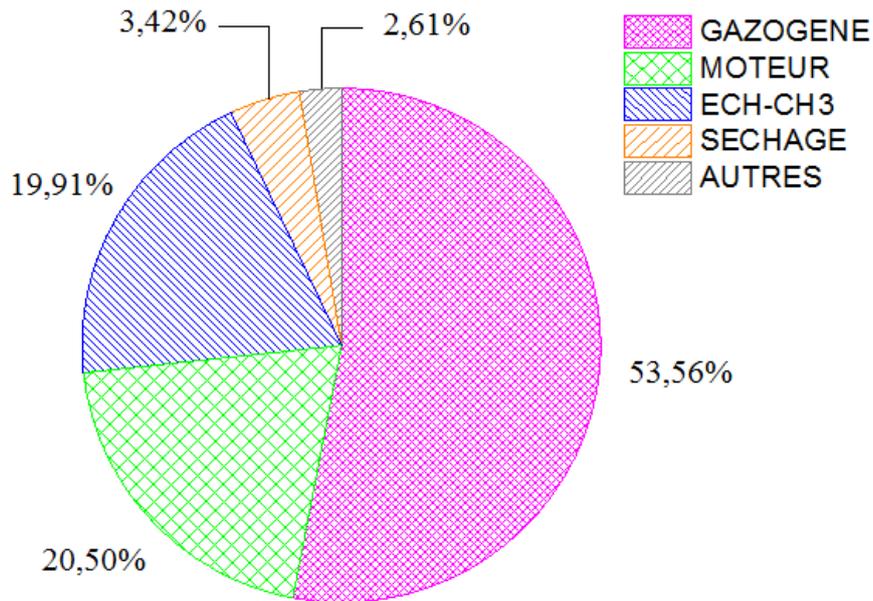


Figure III-3-6 Contribution des différents appareils à l'exergie totale détruite dans le procédé

L'exergie détruite est en grande partie localisée dans le gazéifieur représentant environ 53,56 % de l'ensemble de l'exergie détruite du procédé suivi du moteur et de l'échangeur de refroidissement des fumées avec des contributions de 20,50% et 19,91% respectivement. Cette exergie détruite peut être attribuée aux :

- Irréversibilités des réactions incontrôlées au cours de la gazéification et de la combustion du gaz de synthèse dans le moteur,
- Gradients de température entre les flux entrants et sortants au gazéifieur, au moteur ainsi qu'au niveau de l'échangeur.

4. Conclusion de la troisième partie

Cette partie de travail a été consacrée aux études énergétique et exergetique du système étudié afin de mesurer les performances du procédé et déterminer les zones d'imperfections de destruction de l'exergie.

Les résultats obtenus montrent que le rendement énergétique de 22,6% et un rendement exergetique de 19,22%.

L'exergie détruite est en grande partie localisée dans le gazéifieur représentant environ 53%, suivi du moteur et puis de l'échangeur de refroidissement des fumées qui représentent environ 21% et 20% de l'ensemble de l'exergie détruite du procédé, respectivement. Cette exergie détruite est attribuée aux irréversibilités des réactions incontrôlées au cours de la gazéification et de la combustion de gaz de synthèse dans le moteur ainsi qu'au gradient de température entre les différents équipements.

Une fois les performances énergétiques du procédé sont étudiées, nous nous proposons d'effectuer une analyse environnementale et une analyse économique de ce système. Ces deux études seront présentées dans le prochain et dernier chapitre.

Quatrième partie

Etude environnementale et économique du procédé de production d'électricité

1. Analyse environnementale

1.1 Introduction

Cette partie est consacrée à l'analyse environnementale du système de production de l'électricité via gazéification des DP. Parmi les méthodes d'évaluation des impacts environnementaux, nous avons choisi la méthode de l'analyse de cycle de vie (ACV) qui est l'une des méthodes les plus utilisées et les plus complètes pour évaluer les impacts environnementaux des scénarios de production de l'électricité.

Le but de cette analyse est d'évaluer les impacts environnementaux du système de production d'électricité à partir des DP et de localiser les zones d'imperfections environnementales (dit Hot Spot). Ces zones constituent les étapes de cycle de vie présentant le potentiel d'amélioration des performances environnementales du système. Pour ce faire, nous utiliserons le logiciel SimaPro® 7.1 qui permet de modéliser toutes les étapes d'une ACV et offre la possibilité de comparer et d'analyser plusieurs produits. Il comporte plusieurs bases de données et dispose de plusieurs méthodes d'évaluation des impacts (Goedkoop et al., 2001). SimaPro® est vraisemblablement le logiciel le plus utilisé et le mieux adapté à une présentation simple des résultats d'inventaire et d'analyse d'impacts, permettant d'examiner rapidement les contributions détaillées de chaque processus unitaire (Jolliet et al., 2005).

Dans cette étude, la base des données « Ecoinvent », intégrée dans le logiciel SimaPro®, est utilisée pour décrire les différents processus du système étudié. La méthodologie optée pour la réalisation des ACV est celle décrite par la norme ISO 14044.

Nous rappelons que cette méthodologie comporte quatre phases :

- Définition des objectifs et du champ de l'étude,
- Analyse de l'inventaire,
- Evaluation des impacts environnementaux,
- Interprétation des résultats.

1.2 Définition des objectifs et du champ d'étude

1.2.1 Définition des objectifs de l'étude

L'objectif de l'ACV est d'effectuer une analyse globale du cycle de vie de notre système en présentant ses conséquences sur l'environnement. Nous allons comparer les résultats obtenus avec d'autres filières de production d'électricité.

Les contributions des différentes phases du cycle de vie aux impacts sont mises en évidence afin de déterminer les phases de plus grand impact.

1.2.2 Définition du champ de l'étude

1.2.2.1 Unité fonctionnelle

L'unité fonctionnelle (UF) désigne la référence à laquelle toutes les entrées et sorties du procédé étudié se rapportent. Le choix de l'UF est très dépendant de l'objectif de l'étude. Il y a différentes façons de définir l'UF. D'après les études réalisées par (Cherubini et al. 2011), quatre types d'UF sont identifiés lors des ACV des systèmes de bioénergie :

- L'UF est l'unité de l'entrée de la biomasse, soit en masse ou unité d'énergie. Dans ce cas, les résultats sont indépendants du processus de conversion de type de produits finis. Cette unité peut être utilisée pour des études visant à comparer les meilleures scénarii de conversion d'une biomasse donnée (Gerber et al., 2011; Valente et al., 2011).
- L'UF est l'unité de production, comme l'unité d'électricité ou de chaleur produite ou le km de service de transport (Gonzalez et al., 2009).
- L'UF se réfère à l'hectare de terre agricole nécessaire pour produire l'alimentation de la biomasse. Cette unité devrait être utilisée lorsque la biomasse est produite à partir de cultures énergétiques dédiées.
- L'UF se réfère à une année : les résultats de l'évaluation peuvent être présentés sur une même base de l'année. Ce type d'unité fonctionnelle est utilisé dans les études caractérisées par de multiples produits finaux, car il permet d'éviter l'étape d'allocation.

La non uniformité de l'UF choisie par les différentes analyses rend difficile la comparaison des résultats d'ACV. L'UF optée pour cette étude est 1 kilowattheure d'électricité produite par le système.

1.2.2.2 Frontières du système et hypothèse retenues

Un système est défini comme un ensemble d'opérations connectées énergétiquement et matériellement qui effectue une fonction donnée. La définition des frontières du système permet de déterminer les étapes incluses dans l'ACV. Le système de production de l'électricité à partir de la biomasse comporte un ensemble de processus élémentaires dès la phase de culture de la biomasse jusqu'à la production de l'électricité (conversion de la biomasse en électricité).

L'ACV du système étudié a été effectuée en faisant appel aux fonctionnalités du logiciel SimaPro®. La structure du projet établie dans ce logiciel adopte une approche modulaire qui consiste à subdiviser un système de production d'électricité en un ensemble de modules élémentaires.

Le travail modulaire permet de :

- Identifier les étapes de cycle de vie des systèmes de production d'électricité ayant le plus d'effet sur l'environnement,
- Comparer les modules en plus de la comparaison globale du système,
- Analyser la sensibilité.

Il est à signaler ici que ces modules sont assemblés (Assembly selon SimaPro®) pour décrire les systèmes de production d'électricité.

Pour cette étude, le système est subdivisé en trois modules (Figure IV-1-1) à savoir :

Module 1 : Prétraitement de la biomasse.

Module 2 : Gazéification de la biomasse et traitement du gaz de synthèse.

Module 3 : Production de l'électricité par un moteur à combustion interne.

Une étude de sensibilité sera par la suite effectuée pour étudier l'effet du transport sur l'environnement.

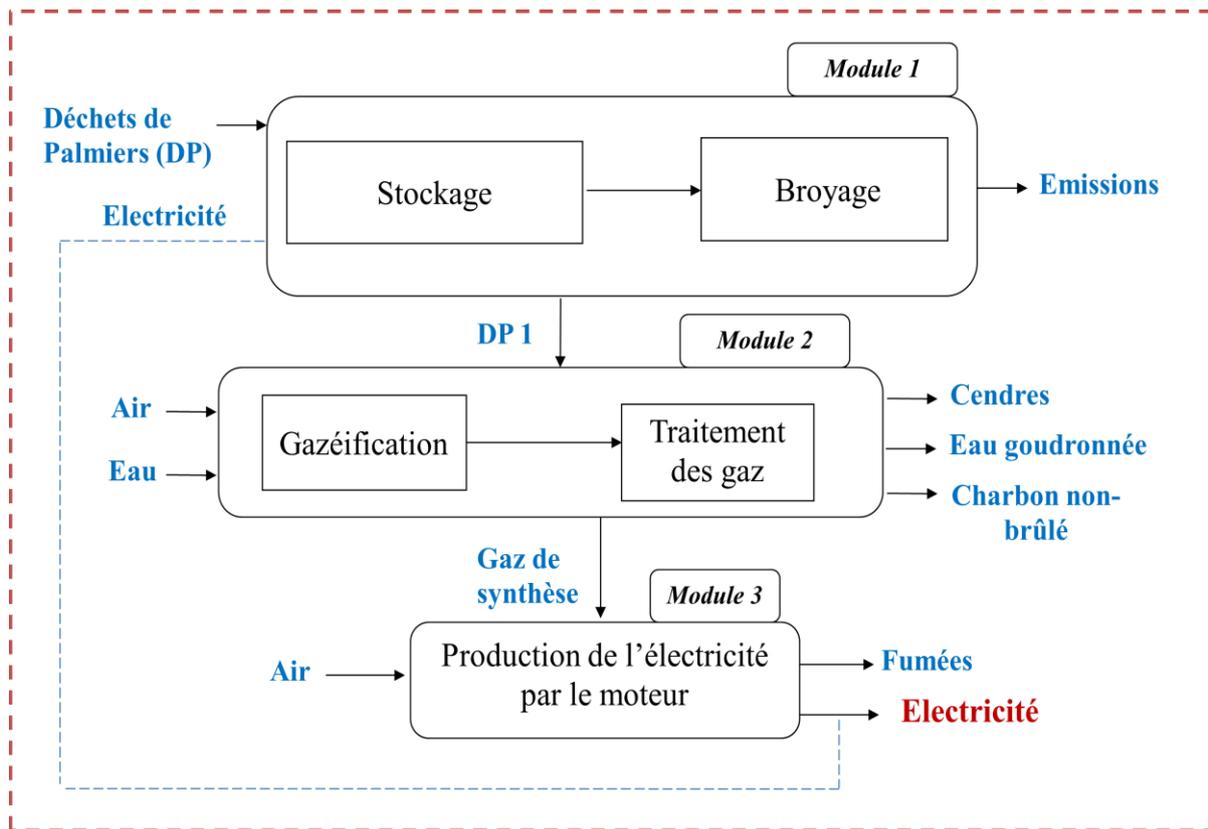


Figure IV-1-1 Frontières du système de production de l'électricité

Module 1 :

Ce module regroupe les processus de stockage et de broyage des déchets de palmiers (DP). Les bases de données du logiciel SimaPro® offrent des processus de production des différents types de bois directement exploitables. La récolte des dattes se fait manuellement à l'aide d'une faucille. La saison de récolte des DP dure trois mois de l'année (octobre, novembre et décembre). Par conséquent, les DP récoltés sont stockés pour être utilisés au cours de l'année.

Dans notre étude, nous considérons que l'installation est placée dans la ferme et utilise principalement les déchets situés sur site. Donc le système ne présente pas une phase de transport.

Modules 2 et 3 :

Ces modules comportent toutes les données (matière, énergie et émissions) relatives au fonctionnement de la gazéification et du traitement du gaz de synthèse.

Les phases de construction et de démantèlement des procédés ne sont pas prises en compte, puisque l'objectif de cette ACV est d'évaluer la contribution du procédé aux impacts

environnementaux et comparer des systèmes de production de l'électricité. De plus, il n'existe pas de données suffisamment robustes pour la partie génie civil pour ces étapes de cycle de vie. Ces simplifications semblent être acceptées par la norme ISO du fait que ces phases ne modifient pas significativement les conclusions de l'étude.

1.3 Analyse de l'inventaire

Dans cette partie nous présentons l'ensemble des résultats de l'analyse de l'inventaire du système étudié ramenés à 1 kilowattheure d'électricité produite par le tableau IV-1-1.

Tableau IV-1-1 Résultats de l'analyse de l'inventaire

Module 1 : Prétraitement de la biomasse	
Matière première	
DP	892,176 g
Broyage	
Electricité	18,75 Wh
Stockage	
CO ₂	123,120 g
CO	1,427 g
CH ₄	1,33 g
COV	75,83 mg
N ₂ O	28,72 mg
Module 2 : Gazéification et traitement du gaz de synthèse	
Entrée	
Air	942,3 g
Eau	2,16 kg
Sortie	
Cendres	32,18 g
Charbon non brûlé (ci-dessous sa composition)	2,969 g
MV	121,40 mg

Cendres	161,50 mg
CF	2,68 g
C	2,54 g
H	34,74 mg
N	47,51 mg
Eau (ci-dessous sa composition)	2,161 kg
Eau	2,16 kg
H ₂ S	2,22 g
HCl	119,28 mg
NH ₃	33,51 mg
HCN	1,781 mg
C ₆ H ₆	29,63 mg
C ₆ H ₆ O	9,72 mg
C ₇ H ₈	30,56 mg
C ₈ H ₈	9,87 mg
C ₁₂ H ₈	2,16 mg
C ₁₄ H ₁₀	617,42 µg
C ₁₆ H ₁₀	1,85 mg
Module 3 : Production de l'électricité par le moteur	
Entrée	
Air	3,968 kg
Sortie	
Fumées (ci-dessous leur composition)	5.525 kg
CO	975,31 mg
N ₂	3,78 kg
O ₂	380,76 g
CO ₂	1,07 kg
H ₂ O	295,761 g
NO	112,362 mg
C ₁₂ H ₈	2,247 µg
C ₁₄ H ₁₀	2,247 µg

C ₁₆ H ₁₀	2,247 µg
SO ₂	74,163 E-03 µg
COV	53,933 mg
COVNM	1,001 E-03 µg
S	1,189 E-03 µg

Nous détaillerons ci-après les résultats du broyage et du stockage de la biomasse ; les autres résultats étant donnés par Aspen PlusTM.

* Le broyeur utilisé dans notre cas d'étude est un broyeur à couteaux (40 mm) d'une puissance de 14,71 kW, mobile, d'une capacité de 600 à 700 kg/h. Dans notre travail, nous utilisons 289 kg/h de déchets de palmiers pour la production de 330 kW d'électricité qui correspond à 0,875 kg/h pour la production de 1kW d'électricité. Or, une quantité de cette électricité sera utilisée pour le broyage de la biomasse. Cette quantité est : 6,07 kW. La quantité totale récupérée d'électricité sera donc : $330 - 6,07 = 323,93$ kW. Par la suite, la quantité de la biomasse utilisée pour produire 1kWh d'électricité sera de : $289 / 323,93 = 892,176$ g et la quantité nécessaire pour son broyage est de : 18,75 Wh.

* Concernant les émissions du stockage de la biomasse, nous nous sommes référés à une étude faite par (Xiao et al., 2012). Les résultats seront ramenés à notre étude qui utilise 892,176 g par 1kWh.

Nous considérons principalement les émissions de CO₂, CO, CH₄, N₂O et COV. Le tableau IV-1-2 présente les émissions de CO₂, CO, CH₄ et COV pour notre cas d'étude rapportées à l'UF. Dans l'Annexe 4 nous présentons les détails du calcul.

Tableau IV-1-2 Emissions atmosphériques engendrées par le stockage des DP

Composé	g / UF
CO ₂	123,12
CO	1,427
CH ₄	1,338
COV	0,0749

Pour les émissions du protoxyde d'azote (N₂O), d'après (Whittaker et al., 2016), le stockage de la biomasse émet 0,7% de la quantité d'azote contenue dans la biomasse initiale (0,46% pour les DP). Donc la quantité de N₂O dégagée lors du stockage des DP est de : $892,176 * 0,0046 * 0,007 = 0,0287$ g.

1.4 Evaluation des impacts environnementaux et interprétation des résultats

Ce paragraphe regroupe la troisième et la quatrième étape de l'ACV. Le logiciel utilisé pour l'évaluation des impacts environnementaux du système étudié est le logiciel Simapro. Il existe plusieurs méthodes d'évaluation d'impact. Dans notre travail, nous avons choisi la méthode ReCiPe. Cette méthode récente est une mise à jour de plusieurs méthodes antérieures (CML2000 et Ecoindicateur 99) dont elle a pris progressivement la place. Elle est actuellement largement utilisée, pour des caractérisations intermédiaires (mid-point) comme pour des caractérisations des dommages (end point) (Goedkoop et al., 2008).

Dans cette étude, nous avons choisi d'évaluer le scénario de production de l'électricité sur huit impacts calculés par la méthode ReCiPe. Les impacts sont :

- Effet de serre (ES) ;
- Destruction de la couche d'ozone (DCOZ) ;
- Transformation des terres naturelles (TTR) ;
- Eutrophisation marine (EP) et eutrophisation aquatique (EPA) ;
- Acidification (AC) ;
- Formation d'oxydants photochimiques (OXPH) ;
- Ecotoxicité terrestre (ET) ;
- Toxicité humaine (TH).

Le tableau IV-1-3 présente la contribution des différents modules aux impacts environnementaux lors de la production de 1kWh électrique.

Tableau IV-1-3 Contribution des différents modules aux impacts environnementaux

Impact	Unité/kWh	Valeur	Module 1 (%)	Module 2 (%)	Module 3 (%)
ES	kg éq CO ₂	33,55 10 ⁻³	99,99	0,01	0
DCOZ	kg eq CFC ⁻¹¹	47.7 10 ⁻¹²	0	100	0
TTR	m ²	-8,79 10 ⁻⁴	0	-100	0
EP	kg eq N	5,3 10 ⁻⁶	0,16	3,63	96,21
EPA	kg eq P	7,89 10 ⁻⁴	0	100	0
AC	kg éq. SO ₂	1,806 10 ⁻⁵	99,94	0,06	0
OXPH	Kg NMVOC	1,64 10 ⁻⁴	73,17	0	26,83
ET	kg 1,4-DB eq	2,23 10 ⁻⁸	0	87,70	12,30
TH	kg 1,4-DP eq	4,81 10 ⁻⁵	0	99,98	0,02

D'après le tableau IV-1-3, nous remarquons que les modules étudiés contribuent plus au moins aux différents impacts environnementaux. Nous remarquons que la transformation des terres naturelles présente un impact positif contrairement aux autres catégories d'impacts. Cela peut s'expliquer par le fait que nous avons supposé que le charbon non brûlé récupéré lors de la gazéification sera utilisé par la terre.

Dans ce qui suit, nous détaillerons la contribution des différents modules à : l'effet de serre, l'acidification, l'eutrophisation marine et la destruction de la couche d'ozone.

1.4.1 Effet de serre

La production de l'électricité par gazéification de la biomasse s'accompagne par des émissions de GES. La figure IV-1-2 présente la contribution des trois modules étudiés à l'effet de serre évaluée par la méthode de ReCiPe.

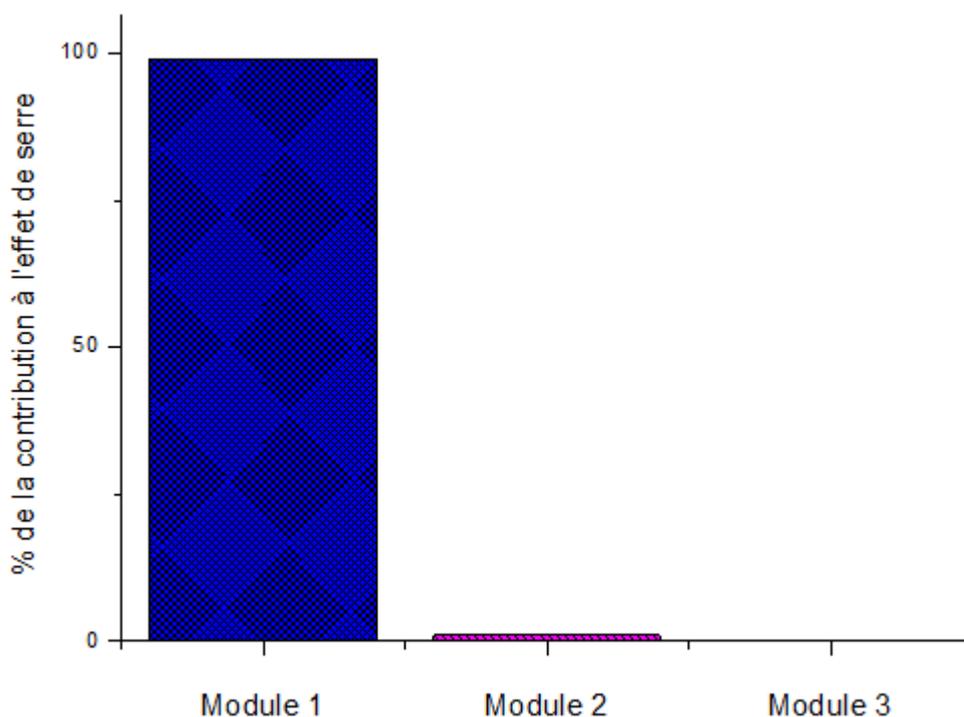


Figure IV-1-2 Contribution des différents modules à l'effet de serre

Nous remarquons d'après la figure IV-1-2 que les émissions des GES du procédé sont attribuées principalement au module 1 correspondant à la phase de prétraitement de la biomasse avec une émission de 33,55 g éq. CO₂/kWh d'électricité produite (tableau IV-1-3). Ce résultat est comparable avec les résultats donnés par la bibliographie. En effet, le tableau IV-1-4 présente les émissions du CO₂ pour différentes filières de production d'électricité. Nous remarquons que notre procédé se positionne entre les énergies éolienne et photovoltaïque en termes d'émission des GES.

Tableau IV-1-4 Emissions du CO₂ pour différentes filières de production d'électricité

Filière	g/kWh
Charbon	750 à 1 100
Pétrole	850
Gaz	400 à 500
Photovoltaïque	50 à 150
Eolien	3 à 22
Nucléaire	6
Hydraulique	4
Biomasse (bois)	13 à 350 (sans replantation)

Le stockage des DP entraîne des émissions de gaz organiques (principalement du CH₄ et du N₂O). Ceux-ci, s'ils ne sont pas captés, sont émis dans l'atmosphère et contribuent à l'impact effet de serre. Le stockage entraîne également des émissions de N₂O qui est plus nocif en termes d'effet de serre car il possède 265 fois plus de pouvoir de réchauffement global que le CO₂.

1.4.2 Acidification

Les émissions acidifiantes engendrées par le procédé sont évaluées par l'impact d'acidification et exprimées en kg éq SO₂ pour 1 kWh d'électricité produite. Les émissions impliquées dans cette catégorie d'impact sont les oxydes de soufre (SO₂) et les oxydes d'azote (NO_x), l'acide chlorhydrique (HCl) et l'ammoniaque (NH₃). Les pluies acides sont une des conséquences de l'émission de ces polluants. Les émissions de particules acides et des aérosols sont transformées en acide lors du contact avec la surface de l'eau ou au contact de tissus humides. La figure IV-1-3 visualise la contribution des différents modules à l'acidification.

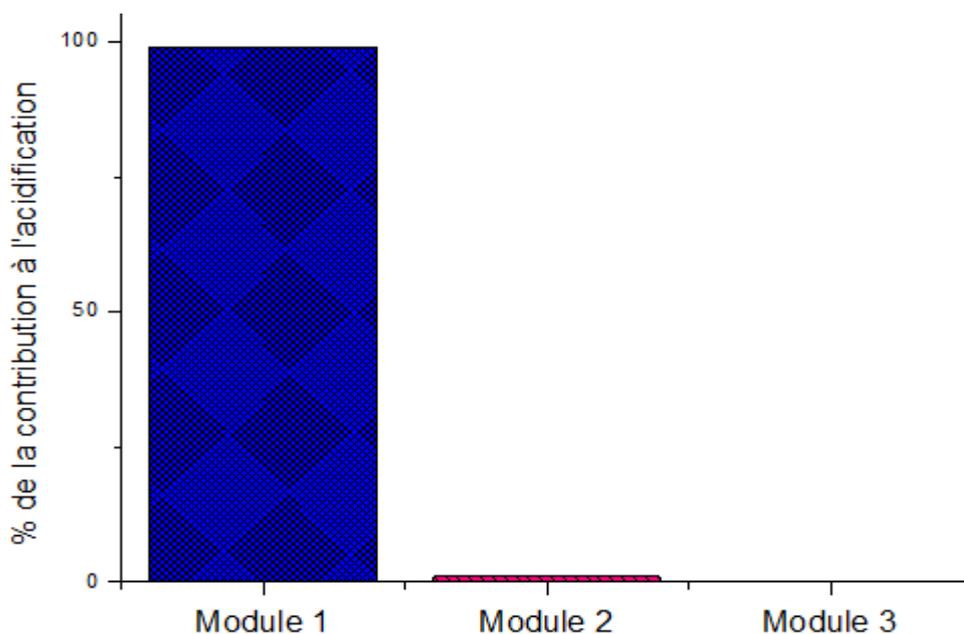


Figure IV-1-3 Contribution des différents modules à l'acidification

Nous remarquons que la contribution du module 1 «prétraitement de la biomasse» est la plus significative : il est responsable d'environ 99% de l'impact d'acidification de ce système représentant 0,018 g eq SO₂. Ceci peut être expliqué par l'émission du protoxyde d'azote (N₂O) lors du stockage des DP (28,72 mg).

Le module 2 « gazéification et traitement du gaz de synthèse » contribue de 1% de l'impact d'acidification total. Ceci est attribué essentiellement au dégagement des gaz acides au cours de la purification du gaz de synthèse à savoir NH₃, HCl, H₂S, HCN.

1.4.3 Eutrophisation

La production de l'électricité via gazéification des DP peut s'accompagner d'émissions de substances entraînant un déséquilibre des cycles biogéochimiques des écosystèmes à travers un apport excessif de nutriments. L'eutrophisation évaluée par la méthode ReCiPe est exprimée en kg éq. N par kWh.

La figure IV-1-4 présente la contribution des modules à l'eutrophisation marine.

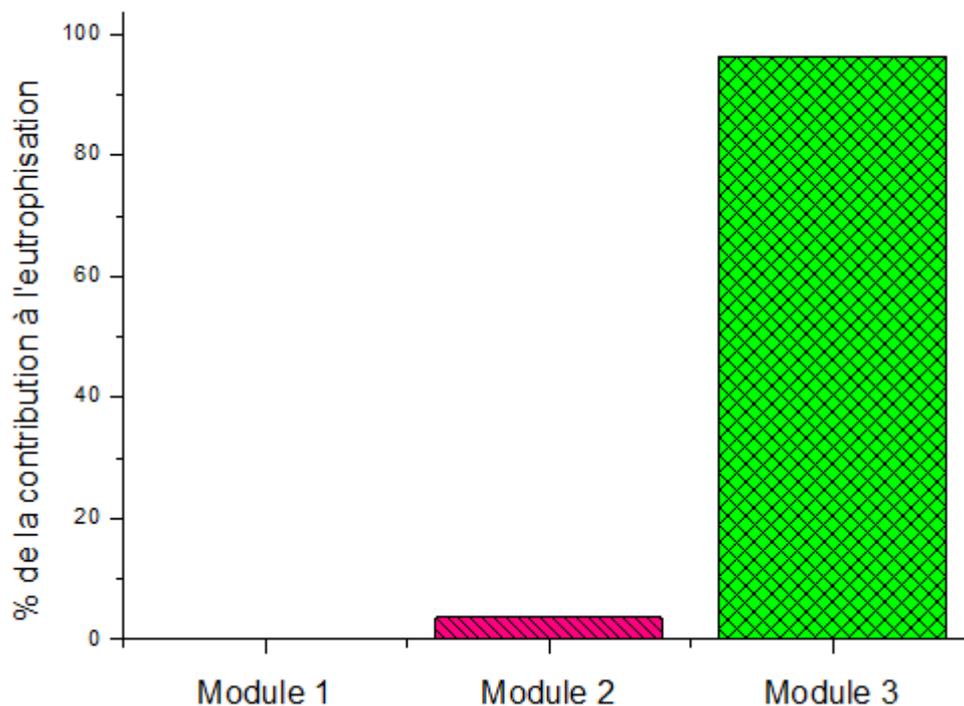


Figure IV-1-4 Contribution des différents modules à l'eutrophisation

Cette figure montre que le module 3 « production de l'électricité par le moteur » émet plus de gaz engendrant un problème d'eutrophisation (0,759 g éq. N) représentant environ 96% de l'impact eutrophisation suivi par le module 2 «gazéification et traitement du gaz de synthèse » qui émet 0.03 g éq. N. Ce problème est imputé aux polluants présents dans les solutions de lavage lors de traitement des gaz.

1.4.4 Destruction de la couche d'ozone

Cet impact potentiel est provoqué par des réactions complexes entre l'ozone stratosphérique et des composés tels que les Chlorofluorocarbures (CFC). L'unité retenue est le kg éq. CFC⁻¹¹ (trichlorofluorométhane). La figure IV.1.5 visualise la contribution des trois modules à la destruction de la couche d'ozone. Nous notons une émission de $4.77 \cdot 10^{-13}$ kg éq. CFC⁻¹¹ contribué pas le module 2. Les rayons UV entraînent les dommages sur la peau, les yeux et le système immunitaire (étude de l'UNEP 1994 et 1998).

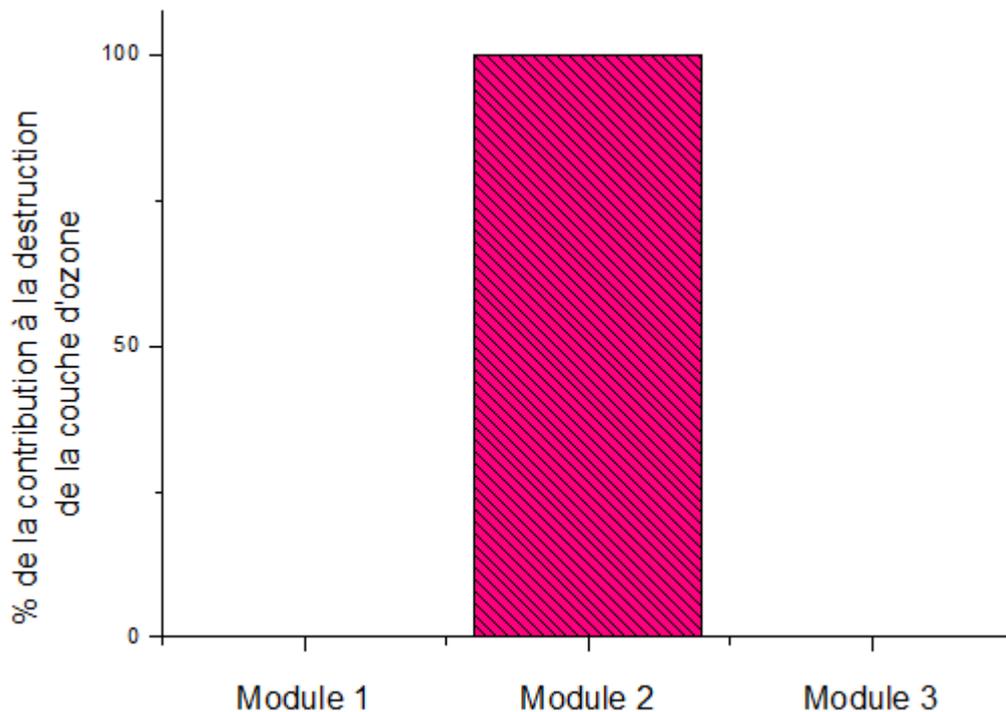


Figure IV-1-5 Contribution des différents modules à la destruction de la couche d'ozone

1.4.5 Analyse de sensibilité

Dans le scénario de base, l'unité de production décentralisée de l'électricité est installée sur site, nous n'avons donc pas étudié le module de transport. Pour étudier l'effet du transport sur les performances environnementales des systèmes, la distance parcourue fera, dans ce paragraphe, l'objet d'une analyse de sensibilité.

Le transport de la biomasse nécessite des ressources (carburants, ...) et génère des émissions polluantes. Pour les systèmes étudiés, nous adopterons des moyens de transport routier. La déclaration d'un module de transport routier dans le logiciel SimaPro® nécessite la définition du type de véhicule utilisé, de la quantité du produit transporté et de la distance parcourue. Le logiciel

regroupe les deux derniers paramètres dans un seul indicateur : le nombre de tonnes kilomètres (t.km). C'est le produit de la masse transporté en (t) par le nombre de kilomètres parcourus (km).

Le véhicule choisi dans notre travail est le tracteur pour le transport de la biomasse située à une distance de 0 à 20 km depuis l'oasis jusqu'à l'unité étudiée. Nous considérons également que lors du retour les camions sont vides. Ce type d'installation est situé généralement près des régions agricoles pour des considérations économiques (minimisation du coût de transport de biomasse).

Nous portons sur la figure IV-1-6 la contribution des différents modules aux catégories d'impacts en considérant une distance de 3 km.

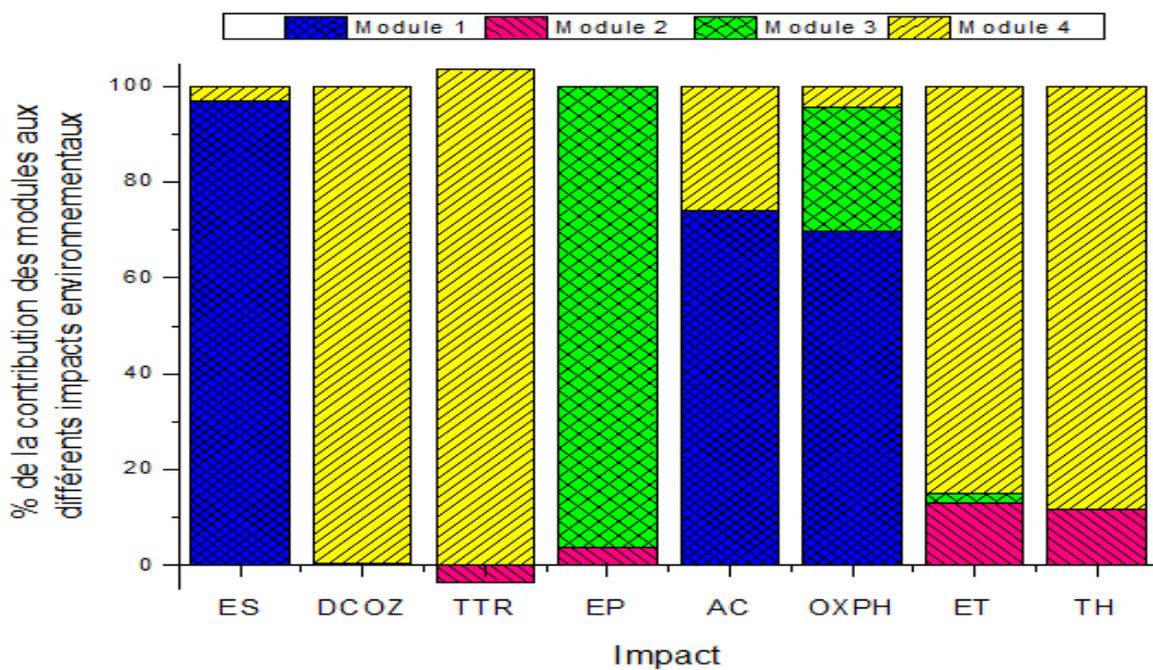


Figure IV-1-6 Contribution des différents modules aux catégories d'impacts pour 3 km

Nous remarquons que le module de transport contribue considérablement aux différents impacts environnementaux. La figure IV-1-7 présente l'effet de la distance parcourue sur la contribution des différents modules aux catégories d'impacts.

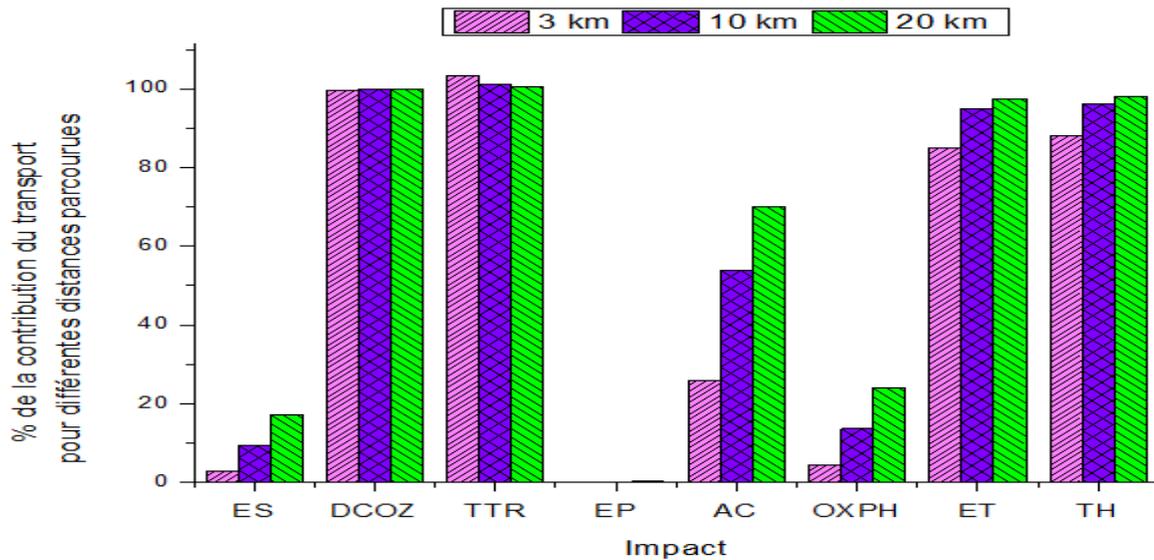


Figure IV-1-7 Effet de la distance parcourue sur la contribution des différents modules aux catégories d'impacts

Nous remarquons que la distance parcourue a un effet significatif sur la contribution du transport aux catégories d'impact. A titre d'exemple, nous présentons l'effet de l'augmentation de la distance parcourue sur l'effet de serre sur la figure IV-1-8.

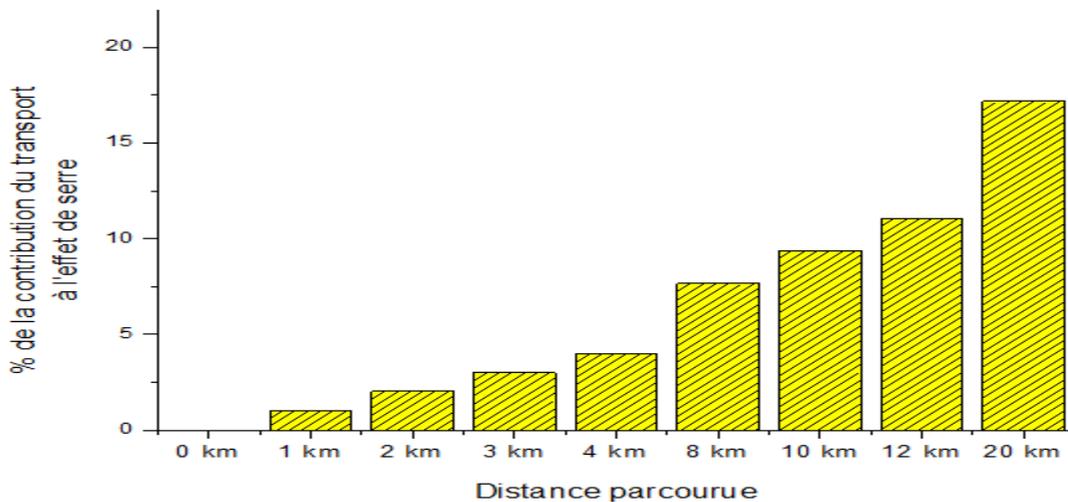


Figure IV-1-8 Effet de la distance parcourue sur l'impact effet de serre

Il est clair que la distance parcourue a un effet significatif sur la contribution du transport à l'effet de serre. Nous remarquons d'après la figure IV-1-8 qu'une augmentation de la distance parcourue engendre une augmentation des émissions de gaz à effet de serre. Ceci est dû essentiellement aux émissions atmosphériques lors du transport des déchets par le tracteur.

2 Analyse économique

2.1 Introduction

L'analyse économique effectuée sur l'installation de gazéification étudiée consiste à calculer le coût de production de 1 kilowattheure d'électricité à partir des déchets de palmiers dattiers et de le comparer au prix du kilowattheure en Tunisie. Le coût de production est calculé selon une méthode standardisée en incluant l'ensemble des charges fixes et variables.

Les promoteurs de ce projet pourraient être des agriculteurs, des associations ou des groupements de producteurs, des coopératives de service agricole. Le projet pourrait être implanté dans n'importe quelle palmeraie. Il serait nécessaire d'implanter le projet dans une zone à forte concentration de palmeraies ou au voisinage d'oasis importantes pour des raisons à la fois économique et environnementale.

Le coût de production est évalué en comptabilisant l'ensemble des charges fixes et variables, rapporté à la production d'électricité pour une année. Les charges fixes comprennent les coûts d'investissements (I), amortis de façon linéaire selon la durée de vie de l'équipement (n). Les subventions (s) à l'équipement y sont déduites. Nous citons aussi les frais financiers (r), c'est-à-dire les taux d'intérêt d'un prêt bancaire. Les charges variables comprennent les couts annuels de maintenance (CM) et les charges annuelles de personnel (CP) (charges patronales comprises).

L'ensemble de ces couts sont ensuite rapportes au kWh produit (E), en fonction de la durée de fonctionnement de l'unité de gazéification. Le coût de production de l'électricité (CP_{elec}) est donc calculé selon la formule suivante :

$$CP_{elec} = \frac{\frac{I}{n} * (1-s) * r + CM + CP}{E} \quad \text{Eq 58}$$

2.2 Calcul des charges

Pour le calcul de l'investissement de l'installation de gazéification, nous nous appuyons sur une étude faite par (Audouin, 2016). Les résultats de cette étude seront ramenés à notre installation qui produit 330 kWe. Nous nous basons aussi sur une étude économique faite en Tunisie pour le compostage des déchets de palmiers. Cette étude nous aidera à calculer les frais variables à savoir

les frais d'achat de la biomasse, les frais de son transport ainsi que les frais des personnels (Valorisation et recyclage des sous-produits des oasis, 2014). Les calculs sont faits pour le cas de la Tunisie. Ils sont évalués en diner tunisien et convertis par la suite en euro.

2.2.1 Calcul des charges fixes

Le tableau IV-2-1 donne les hypothèses de calcul des charges fixes pour l'installation de gazéification étudiée.

Tableau IV-2-1 Hypothèses de calcul des charges fixes

Caractéristique technique de l'installation	
Durée de fonctionnement	6000 h/an : Cette hypothèse correspond aux durées communes de fonctionnement des unités de gazéification utilisées comme outils de production.
Puissance installée	330 kWe
Investissement	
1- Frais d'étude	3600 DNT (1200 €).
2- Plateforme et espace de stockage	Travaux de construction de la plateforme (génie civile, bâtiments, hangar de stockage de la biomasse) 60 000 DNT (20 000 €).
3- Installation de gazéification	9 000 DNT/kWe, soit 2 970 000 DNT (990 000 €) pour 330 kWe Durée de vie : 15 ans Transport maritimes et montage : 120 000 DNT (40 000 €)
4- Equipement Broyeur	Un broyeur à couteaux pour végétaux (40 mm) d'une puissance de 20 CV, mobile, d'une capacité de 500 à 600 kg/h : 25 500 DNT (8 500 €)
Total investissement	I = 3 179 100 DNT (1 059 700 €)
Subvention	30 %
Taux d'intérêt	6 %

2.2.2 Calcul des charges variables

Les charges variables comprennent les coûts de maintenance de l'installation et les charges des personnels. Les hypothèses de calcul des charges variables sont présentées dans le tableau IV-2-2.

Tableau IV-2-2 Hypothèses de calcul des charges variables

Charges variables	
1- Frais des personnels	<p>Divisés en trois postes :</p> <p>* Préparation de la biomasse pour 6000h/an 3j/semaine, 47 sem/an (2 ouvriers) : 7 614 DNT (2 538 €)</p> <p>* Surveillance et mise en route de la plateforme 1,5h/j, 5j/sem, 47sem/an quelle que soit la capacité installée ou la durée de fonctionnement (1 ouvrier) : 531 DNT (177 €)</p> <p>(Nous considérons que le coût horaire du salaire est 0,5 € (base SMIC, 40h, 30% exonération de charges))</p> <p>* Encadrement : 10 500 DNT (3 500 €)</p>
Total frais des personnels	CP = 18 645 DNT (6 215 €)
2- Maintenance	<p>* Pour l'installation de gazéification : 5% de l'investissement : 148 500 DNT (49 500 €)</p> <p>* Pour le broyeur : 2,5 % du montant du broyeur (données IRENA et Valbiom) : 639 DNT (213 €)</p>
Total frais de maintenance	CM = 149 139 DNT (49 713 €)

2.2.3 Répartition des charges

La figure IV-2-1 présente la répartition des différentes charges fixes et variables pour une durée de fonctionnement de 6 000 h/an et pour une durée de 15 ans. La décomposition de ces charges montre que le poste de dépense le plus important est celui de l'investissement (I) avec 55% suivi des coûts de maintenance avec une participation de 40% et des frais du personnel avec une participation de 5%.

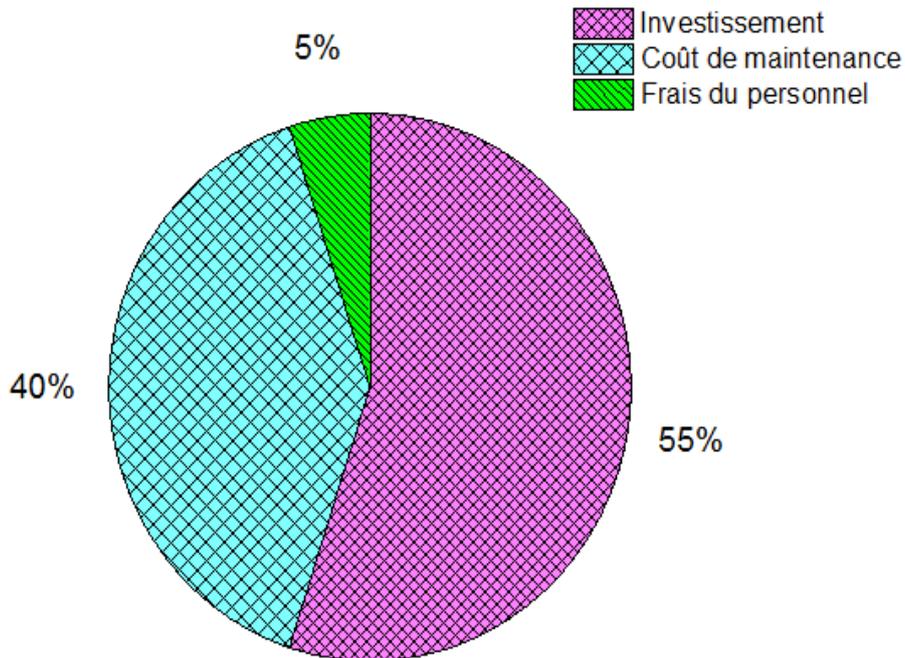


Figure IV-2-1 Décomposition des charges pour 6000h/an de fonctionnement

2.3 Calcul du coût de production

Le coût de production de 1 kW d'électricité par gazéification des déchets de palmiers est calculé par la formule donnée par l'Eq 59.

Comme nous avons indiqué dans le paragraphe 1.3, une partie de l'électricité produite est utilisée pour le broyage des déchets. La quantité d'électricité nette produite est de 323,93kWh donc 1943,58 MW par an.

D'après les données présentées dans les tableaux IV-2-1 et IV-2-2 le calcul du coût de production de l'électricité donne : $CP_{ele} = 0,166$ DNT (0,0556 €). Cette valeur est inférieure au prix du kWh d'électricité en Tunisie qui est de 0,172 DNT (0,0573 €).

2.4 Analyse de sensibilité

2.4.1 Durée de fonctionnement

La durée de fonctionnement est une variable prépondérante dans le coût de production de l'électricité. Une analyse de sensibilité a été réalisée pour des durées de fonctionnement de 2000 à 6000 h/an, pour un investissement et frais de maintenance fixes et un frais de personnel interchangeable. Nous considérons que seulement l'énergie annuelle produite par l'installation de gazéification varie selon le nombre de jours de fonctionnement. Les hypothèses de calcul sont identiques à celles formulées précédemment. Nous présentons dans le tableau IV-2-3 les résultats de variation du nombre d'heures de fonctionnement de l'installation. La figure IV-2-2 présente l'effet de la durée de fonctionnement sur le coût de production de l'électricité.

Tableau IV-2-3 Résultats de la variation du nombre d'heures

Nombre d'heures	2000	3000	4000	5000	6000
Production par an E (MWh)	647,86	971,79	1295,72	1619,65	1943,58
Coût de production CP_{elec} (Ct€/kwh)	17,08	11,14	8,36	6,69	5,57

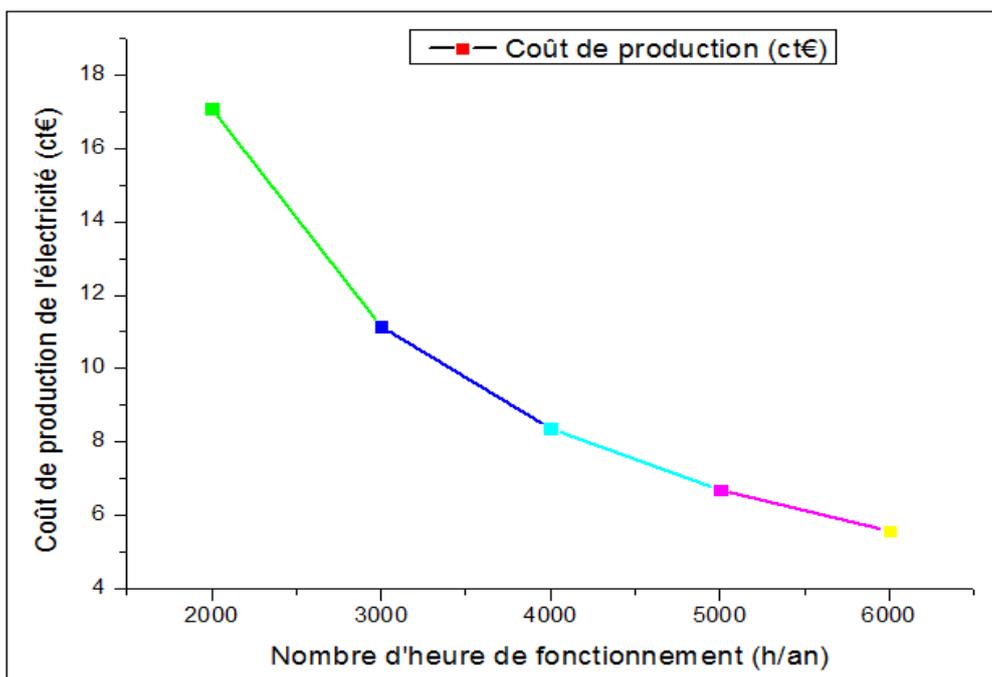


Figure IV-2-2 Effet de la durée de fonctionnement sur le coût de production d'électricité

Cette analyse montre que le coût de production d'électricité diminue nettement lorsque la durée de fonctionnement augmente. Il est divisé par un facteur 3 entre 2 000 h/an et 6 000 h/an. Cette analyse renforce donc l'intérêt d'augmenter la durée de fonctionnement de l'équipement.

2.4.2 Durée de l'amortissement

La durée de l'amortissement est un facteur important pour l'évaluation du coût de production de l'électricité. Une analyse de sensibilité a été réalisée pour des durées de l'amortissement de 10 à 30 ans, pour un investissement et frais de maintenance fixes et un frais de personnel invariable. Le tableau IV-2-4 présente les résultats de variation de la durée de l'amortissement et la figure IV-2-3 présente l'effet de la durée de fonctionnement sur le coût de production de l'électricité.

Tableau IV-2-4 Résultats de la variation de la durée de l'amortissement

Durée de l'amortissement (années)	10	15	20	25	30
Coût de production CP _{élec} (Ct€/kwh)	7,04	5,57	4,90	4,49	4,22

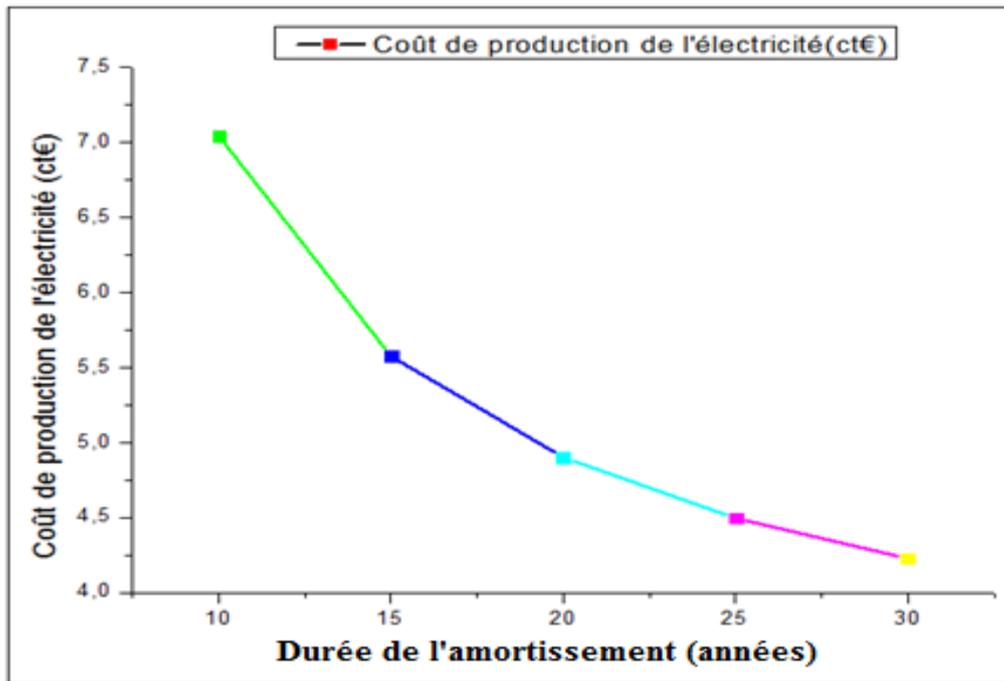


Figure IV-2-3 Effet de la durée de l'amortissement sur le coût de production d'électricité

2.4.3 Frais de la biomasse

2.4.3.1 Frais d'achat de la biomasse

La production de 330 kWh d'électricité nécessite 289 kg de déchets de palmiers. Si nous considérons un fonctionnement annuel de l'installation de 6000 h/an, la quantité annuelle des déchets de palmiers utilisée dans l'installation de gazéification est donc : $289 \times 6000 = 1734$ t/an. Nous faisons ici une analyse de sensibilité sur la quantité de biomasse achetée en considérant que le prix d'une tonne des déchets de palmiers est de 30 DNT (10 €). La figure IV-2-4 présente la variation du coût de production de l'électricité en fonction de la quantité de la biomasse achetée. Nous remarquons que ce coût augmente progressivement avec la quantité de la biomasse achetée et atteint une valeur de 6,52 ct€ si nous considérons que toute la quantité de biomasse est achetée.

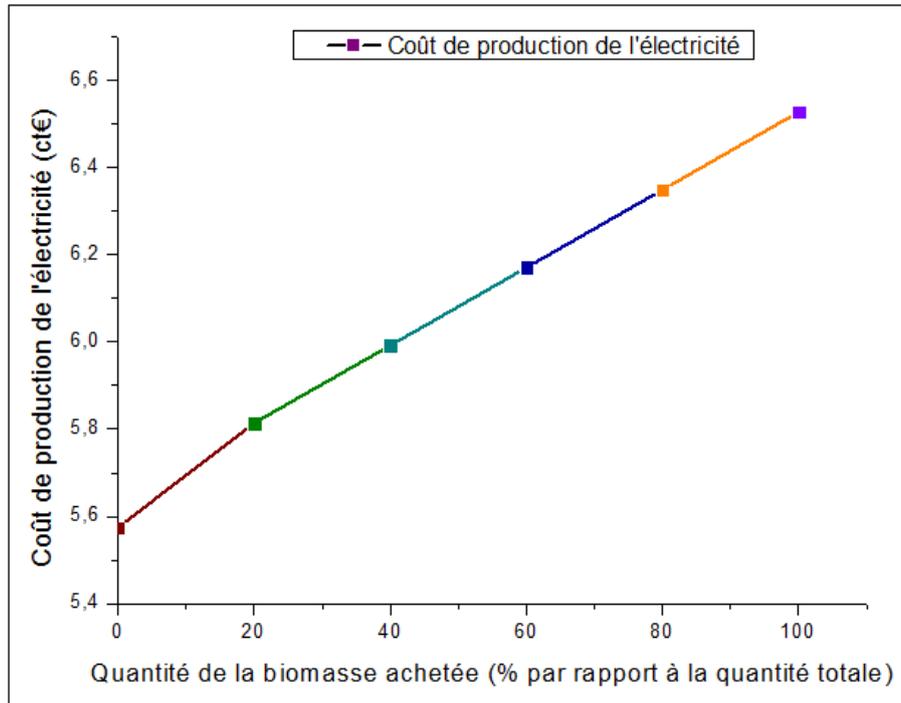


Figure IV-2-4 Effet de l'achat de la biomasse sur le coût de production d'électricité

2.4.3.2 Frais de transport de la biomasse

Nous rappelons qu'en appliquant l'ACV dans le paragraphe précédent, nous avons fait une étude de sensibilité sur l'effet du transport sur les impacts environnementaux. Nous faisons donc ici une analyse de sensibilité sur la distance parcourue en considérant que la biomasse est transportée par un tracteur au site de gazéification qui est situé entre 0 et 10 km des oasis. Nous tenons donc en compte l'achat d'un tracteur dans l'investissement (un tracteur de 33 CV avec remorque de 3 T : 11 000 €) ainsi que les frais du conducteur (70 €) et du carburant dans les charges variables.

A titre d'exemple, la distance globale calculée s'élève à : $((1734T / 3T) \times 2\text{voyages}) \times 3 \text{ km} = 3468 \text{ km}$, si nous considérons que les oasis sont situés à 3 km du site de gazéification, tandis que la durée totale de la traction atteint 139 heures (si nous considérons que la vitesse du tracteur est de 25 km/h). Sachant que la consommation de carburant du tracteur est : $C_{\text{carburant}} = \text{Puissance du tracteur} \times 0,221/\text{CV/h}$, et que le prix du carburant est de 0,56€/l :

Les frais du carburant : $33\text{CV} \times 0,22 \times 0,56\text{€} \times 139\text{h} = 566 \text{ €}$.

La figure IV-2-5 présente l'effet du transport sur le coût de production de l'électricité.

Nous remarquons que le transport de la biomasse a un faible effet sur le coût de production vue les faibles distances parcourues.

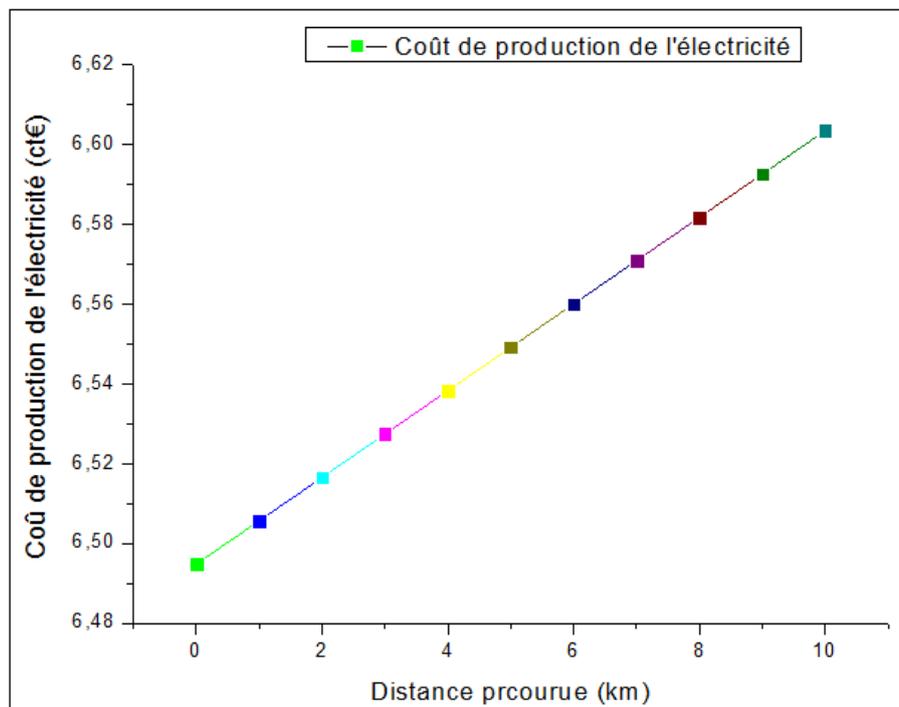


Figure IV-2-5 Effet de la distance parcourue sur le coût de production d'électricité

2.4.3 Répartition des charges

Dans cette section, nous évaluons la répartition de charges fixes et variables pour une durée de fonctionnement de 6 000 h/an et en considérant que toute la biomasse utilisée et achetée est transportée des oasis situées à 3 km du site de gazéification.

La figure IV-2-6 présente la répartition des différentes charges dans ces conditions.

La décomposition de ces charges montre que le poste de dépense le plus important est celui de l'investissement avec 49,13 % suivi des coûts de maintenance avec une participation de 34,22%. L'achat de la biomasse présente une charge non négligeable (11,94 %), alors les charges des personnels présentent une charge modérée de 4,28% qui peut varier selon le nombre d'ouvriers. Le transport présente un très faible coût, cela s'explique par la faible distance parcourue pour transporter la biomasse au site du projet.

Dans ces conditions, le coût de production de l'électricité est calculé à partir de l'équation (Eq 60) qui tient compte des frais de la biomasse (achat (B) et coût de transport (CT)).

Le calcul donne un coût de 0,195 DNT (6,52 ct€).

$$CP_{\text{elec}} = \frac{\frac{I}{n} * (1-s) * r + CM + B + CT + CP}{E}$$

Eq 60

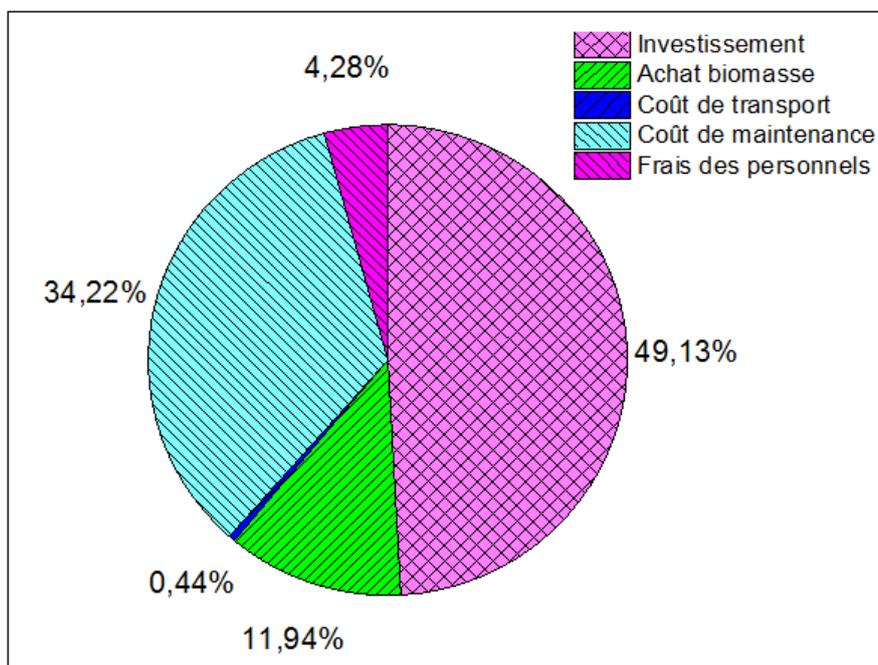


Figure IV-2-6 Décomposition des charges pour 6000h/an de fonctionnement (3 km)

3 Conclusion de la quatrième partie

Dans cette dernière partie de ce manuscrit, nous avons effectué une étude environnementale et une étude économique du système étudié de production d'électricité par gazéification des déchets de palmiers.

Les performances environnementales ont été évaluées à l'aide d'une ACV. Nous avons considéré trois modules à savoir : Module 1 « Prétraitement de la biomasse », Module 2 « Gazéification de la biomasse et traitement du gaz de synthèse » et Module 3 « Production de l'électricité par un moteur à combustion interne ». Une étude de contribution des différents modules aux impacts environnementaux a été effectuée. Par la suite, nous avons présenté l'effet de la distance parcourue sur l'ensemble des impacts environnementaux par le biais d'une étude de sensibilité en considérant un quatrième module : Module 4 « Transport ».

L'analyse économique a consisté à calculer le coût de production de 1kW d'électricité produite par l'installation de gazéification étudiée. Pour ce faire nous avons eu recours à une méthode standardisée qui inclue l'ensemble des charges fixes et variables. Les résultats donne un coût de 5,56 ct€ pour 6 000 h/an de fonctionnement.

Conclusion

Afin de satisfaire nos besoins énergétique qui ne cessent de croître et de maintenir notre mode de développement fortement dépendant des énergies fossiles en raréfaction et qui empoisonnent notre planète, nous devrions trouver rapidement des sources d'énergie alternatives, abondantes, propres et peu chères.

Dans ce contexte, la biomasse apparaît comme une alternative sérieuse et présente une énergie renouvelable très abondante et peu coûteuse. L'avantage de la valorisation énergétique de la biomasse par rapport aux autres sources énergétiques renouvelables réside dans le fait qu'elle participe activement au traitement des déchets organiques ainsi qu'à la réduction de l'impact de nos activités sur l'environnement. Cela fait bien longtemps que l'on utilise la biomasse pour produire de l'énergie : il y a 400 000 ans, l'homme a appris à maîtriser le feu en brûlant du bois. Depuis, il s'en est toujours servi pour se chauffer, s'éclairer ou encore cuire sa nourriture. En matière énergie, nous distinguons deux types de biomasses à savoir les biomasses sèches (principalement le bois et la paille) qui sont utilisées comme combustibles, et les biomasses humides (tous les déchets organiques mouillés comme les déchets ménagers, les effluents d'élevage et les déchets de l'industrie agroalimentaires).

Vue la complexité de la biomasse, il est nécessaire de la transformer en des combustibles plus intéressants et plus faciles à transformer sous forme liquide, solide ou gazeuse par des procédés biochimiques (digestion, fermentation alcoolique, trans-estérification) ou des procédés thermochimiques (pyrolyse, combustion, gazéification). Chaque voie de valorisation possède des caractéristiques spécifiques à savoir la gamme de matières premières et des produits, coproduits, coûts, la puissance et le stade de développement de la technologie. Dans notre travail nous retenons la gazéification qui se présente comme une alternative à l'incinération.

L'objectif de ce travail était d'effectuer une analyse 4E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) d'un système de production d'électricité à partir des déchets de palmiers qui sont en grande quantité délaissés en Tunisie. Pour cela nous avons considéré une installation de gazéification qui comporte : un gazéifieur à lit fixe ; un système de lavage à l'eau pour le traitement du gaz de synthèse et un moteur à combustion interne couplé à un alternateur pour la production de 330 kW.

La première partie de ce manuscrit était consacrée à une étude bibliographique. En effet, nous avons présenté des généralités sur la biomasse et ses différentes voies de valorisation énergétique.

Nous avons détaillé en particulier le procédé thermochimique de gazéification. Le concept d'exergie et la méthodologie de l'ACV ont aussi été détaillés.

La deuxième partie a été consacrée à une étude du système de production de l'électricité à partir de la biomasse. Tout d'abord, nous avons justifié le choix des différents composants du procédé. Ensuite, nous avons étudié séparément les trois sections de gazéification ; traitement du gaz de synthèse et la production de l'électricité par un moteur à combustion interne. Le procédé entier a été simulé à l'aide du logiciel Aspen PlusTM.

Les principaux résultats de cette partie peuvent être résumés dans les points suivants :

- Le type de gazéifieur choisi est celui à lit fixe à co-courant qui est favorable pour les petites installations et qui permet d'obtenir un gaz de synthèse avec des faibles quantités de goudrons.
- Le modèle de gazéification a été validé par des résultats expérimentaux du RLFC du Cirad.
- Les conditions optimales de gazéification de notre système sont : une humidité de biomasse égale à 10% ; un facteur d'air égal à 25,17% ; une température de l'air de gazéification égale à 600°C et un CGE égal à 58,58%.
- Le gaz de synthèse produit contient environ 92 mg Nm⁻³ de goudrons. Il subit un lavage à l'eau pour diminuer le taux des goudrons et des inorganiques et satisfaire ainsi les exigences du moteur (>50 mg Nm⁻³ de goudrons).

Dans la troisième partie, nous avons effectué une analyse énergétique et exergetique pour mesurer les performances du procédé et déterminer ses zones d'imperfections thermodynamiques. Les résultats donnent un rendement énergétique de 22,6% et un rendement exergetique de 19,22%. L'exergie détruite est en grande partie localisée dans le gazéifieur représentant environ 53%, suivi du moteur et de l'échangeur de refroidissement des fumées, qui représentent environ 21% et 20% de l'ensemble de l'exergie détruite du procédé, respectivement. Cette exergie détruite peut être attribuée aux irréversibilités des réactions incontrôlées au cours de la gazéification et de la combustion de gaz de synthèse dans le moteur ainsi qu'au gradient de température entre les flux entrants et sortants aux appareils.

Les analyses environnementale et économique du système étudié ont été effectuées dans la quatrième partie de ce manuscrit. Les performances environnementales ont été évaluées à l'aide

d'une ACV. L'analyse économique a consisté à calculer le coût de production de 1kW d'électricité produite par l'installation de gazéification étudiée.

Nous pouvons résumer les résultats de cette dernière partie de l'étude par les points suivants :

- La production de 1kWh d'énergie électrique engendre des émissions de 33,55g éq CO₂.
- La contribution du module 1 « prétraitement de la biomasse » à l'acidification est la plus significative.
- Le module 3 « production de l'électricité par le moteur » émet plus de gaz engendrant un problème d'eutrophisation (0,759 g éq. N) représentant environ 96% de l'impact eutrophisation suivi par le module 2 «gazéification et traitement du gaz de synthèse » qui émet 0,03 g eq. N.
- Une analyse de sensibilité a montré que le module de transport contribue considérablement à la majorité des impacts environnementaux et que la distance parcourue à un effet significatif sur la contribution du transport aux catégories d'impact.
- Le coût de production de 1kW d'électricité par l'installation de gazéification des déchets de palmiers tunisiens était de 5,56 ct€ pour 6000 h/an de fonctionnement en continu.
- Ce coût diminue considérablement quand la durée de fonctionnement de l'installation et la durée de l'amortissement augmentent, et augmente progressivement avec la quantité de la biomasse achetée et la distance parcourue.

Cette de thèse ouvre d'énormes perspectives de recherche. En effet, ce travail n'est qu'une modeste contribution à l'étude de systèmes de valorisation énergétique de la biomasse. Plusieurs voies d'amélioration s'annoncent.

- Tout d'abord, nous pouvons étendre notre étude à d'autres types de gazéifieur, de machine thermique utilisée en aval ou encore à d'autres types de biomasse à savoir une biomasse française et faire ainsi une étude comparative selon une analyse 4 E.
- Nous pouvons aussi étudier l'effet d'autres impacts environnementaux d'un côté et effectuer une analyse de sensibilité sur la distance parcourue, par exemple, sur le coût de production de l'électricité d'un autre côté. Nous pouvons aussi calculer ce coût en considérant que la biomasse est gratuite puisque plusieurs agriculteurs, qui ont bénéficié du nettoyage de leurs vergers, cèdent gratuitement leurs déchets.

En effet, dans notre étude nous avons considéré que toute la quantité nécessaire a été achetée. Donc, à partir de cette nouvelle étude, le coût de production de l'énergie électrique va forcément diminuer favorisant ainsi encore la rentabilité de notre projet.

- Il serait intéressant aussi de comparer les procédés de gazéification et les procédés de combustion de la biomasse lignocellulosique essentiellement par une ACV.
- Par ailleurs, nous nous proposons d'étudier d'autres systèmes de valorisation de la biomasse lignocellulosique à savoir : la production du gaz naturel synthétique, de l'hydrogène, des carburants BTL (Biomass To Liquid).

Bibliographie

A

Ademe, Changement climatique : un défi majeur, document ADEME et Mission Interministérielle de l'effet de serre, 2000, 23 p.

ADEME, 2001. Pyrolyse et gazéification de la biomasse pour la production d'électricité.

Akien G., Qi L, Horva I.T. Thermochemical Conversion of Biomass to Liquid Fuels and Chemicals. Edited by Mark Crocker, Royal Society of Chemistry, 2010, chapitre 14.

Al-Muslim H., Dincer I., Zubair SM., Effect of reference state on exergy efficiencies of one and two stage crude oil distillation plants. International, Journal of Thermal Science, 2005, 44, pp. 65-73.

Anissa K, Etude des étapes primaires de la dégradation thermique de la biomasse lignocellulosique.

Ast J., 2009. Etude de l'évolution des caractéristiques physico-chimiques des plaquettes forestières en fonction des modalités de stockage et de séchage (Sciences du bois et des fibres). Henri Poincaré Nancy I, Nancy, France.

Audouin S, Analyse des filières de gazéification pour le CFPPA de Piton Saint-Leu et à l'échelle régionale, île de la Réunion, Cirad, Mars 2016.

B

Baumann H., Tillman A.-M., Development of the LCA concept, The Hitch Hiker's Guide to LCA, Studentlitteratur, Lund, Sweden, Studentlitteratur AB, 2004a.

Baumann H., Tillman A.-M., Goal and Scope definition, The Hitch Hiker's Guide to LCA, Studentlitteratur, Lund, Sweden, Studentlitteratur AB, 2004b.

Baumann H., Tillman A.-M., Interpretation and presentation of results, The Hitch Hiker's Guide to LCA, Studentlitteratur, Lund, Sweden, Studentlitteratur AB, 2004c.

Baumann H., Tillman A.-M., Life cycle impact assessment, The Hitch Hiker's Guide to LCA, Studentlitteratur, Lund, Sweden, Studentlitteratur AB, 2004d.

Benelmir R, Lallemand A, Feidt M, Analyse exergetique, Les techniques de l'Ingénieur, BE 8015, 2002.

Benoist A., Eléments d'adaptation de la méthodologie d'analyse de cycle de vie aux carburants végétaux : cas de la première génération, thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, 01 décembre 2009.

Berrio-Sierra J, Etude biochimique et immunocytochimique d'impact de mutations génétiques sur la lignification sur l'assemblage des parois d'assemblage des parois d'Arabidopsis thaliana. Thèse Université Joseph Fourier Grenoble, 2007.

Bin Zainal Alauddin Z.A., Lahijani P., Mohammadi M., Mohamed AR. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2010, 14, 2852–2862.

Bliefert C, Perraud R, Chimie de l'environnement-air, eau, sols, déchets, Edition De Boeck, ISBN 2-7445-0086-0, 2001, 477 p.

Borel L., Thermodynamique et Energétique volume I, Presses Polytechniques Romandes, Suisse, 1987.

BP Statistical Review of World Energy, June 2017)

Bridgwater A.V. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass. Chemical Engineering Journal, 2003, 91, 87–102.

Bruijn H., Van Duin R., Huijbregts M.A.J., Lindeijer E., Roorda A.A.H., Van Der Ven B.L. Handbook on Life Cycle Assessment Operational Guide to the ISO Standards. Kluwer Academic Publishers 2004.

C

Campoy M., G'mez-Barea A., Vidal F., Ollero P. Air–steamgasification of biomass in a fluidised bed: process optimisation by enriched air. Fuel Process Technol, 2009, 90, 677–85.

Cherubini F. Strømman A.H. Life cycle assessment of bioenergy systems, State of the art and future challenges. Bioresource Technology, 2011,102,437–451.

Claudia.C, modélisation dem et approche expérimentale de la dynamique d'un système réactif en lit fluidisé dense : application à la gazéification de la biomasse, Décembre 2014,

Connaissance des Énergies, Les énergies fossiles toujours au cœur du mix énergétique mondial, juin 2017.

Couhert C., Pyrolyse flash à haute température de la biomasse ligno-cellulosique et de ses composés - production de gaz de synthèse, Thèse, Ecole des Mines de Paris, 2007.

D

Decher R., Exergy conversion: systems, flow physics and engineering, Edition Oxford University Press.Oxford, USA, 1994.

Deglise, X., Donnot, A., 2004. Bois énergie. Tech. Ing. BE 8535.

Deglise, X., 1982. Les conversions thermochimiques du bois. Rev. For. Fr. 249–270.

Dufour, A., 2007. Optimisation de la production d'hydrogène par conversion du méthane dans les procédés de pyrolyse/gazéification de la biomasse. Nancy Université.

E

ECN, Database for biomass and waste, www.ecn.nl, 2014.

EPLCA, European platform on life cycle assessment newsletter / info update no 9. Technical report, 2008.

F

Feidt M., Thermodynamique et optimisation énergétique des systèmes de procédés, Edition Lavoisier, Paris France, 1987.

G

Gagiolli R. A., Petit P. J., Use the second law first, chemtech, 1977, 7, pp. 496-506.

Gallois N. Etude des mécanismes de pyrolyse en présence d'hydroxyde de tetramethylammonium de composés protéiques modèles. Implication pour la détection de matériel azoté dans la matière

organique naturelle et l'identification de macromolécules sources. Thèse Université Pierre et Marie Curie, 2008.

GE Jenbacher, 2012. Jenbacher gas engines –

Gerber L., Gassner M., Maréchal F. Systematic integration of LCA in process systems design, Application to combined fuel and electricity production from lignocellulosic biomass. *Computers and Chemical Engineering* 2011, 35, 1265–1280.

Gid, Direction régionale de Gabes, 2004.

Giec. Résumé à l'intention des décideurs. 4ème rapport d'évaluation, www.ipcc.ch, 2007.

Goedkoop, M., Heijungs, R., Huijbregts, M., De Schryver, A., Struijs, J., Van Zelm, R., Recipe 2008 : a life cycle impact assessment method which comprises harmonised category indicators at the midpoint and the endpoint level, Technical report 2013, Ruimte en Milieu.

Gonzalez Garcia S., Gasol M.C., Gabarrell X., Rieradevall J., Moreira M.T., Feijoo G. Environmental aspects of ethanol-based fuels from *Brassica carinata*, A case study of second generation ethanol. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2009, 13, 2613–2620.

Goyal, H Seal, D, Saxena, R.C, Bio-fuels from thermochemical conversion of renewable resources: A review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 12 (2008) 504-517.

Gravalas G.R. Coal Pyrolysis. Elsevier Scientific Publishing Company, Oxford, 1982.

Guha S.K., Kobayashi H., Fukuoka A. Thermochemical Conversion of Biomass to Liquid Fuels and Chemicals, chapitre 13. Ed. Mark Crocker, Royal Society of Chemistry, 2010.

Guedira F. Pyrolyse lente de la biomasse : Comportement compare des tourteux d'Oolives, de la bagasse de canne a sucre et la sciure de bois (pin maritime). Maroc, Thèse – Université Mohamed, Maroc, page 122, 1988.

Guinée J. B. (2002), Handbook on Life Cycle Assessment : Operational Guide to the ISO Standards. Springer.

H

Hau J. L, Bakschi B.R, Promise and problems of energy analysis, *Ecolo, Modell*, 2004, 178(1- 2), 215.

Harboøre, Denmark - biomass gasification reference - B&W Vølund [WWW Document], URL http://www.volund.dk/en/Biomass_energy/References/Harboore (accessed 3.26.13), 2014.

Herdin, G., Robitschko, R., Klausner, J., Wagner, M., 2004. GEJ Experience with wood gas plants. GE Jenbacher Rep.

Hinderink A.P., Kerkhof F., Lie A., Arons J. S., Kooi H. J., Exergy analysis with a flowsheeting simulator- I. Theory: calculating exergies of material streams. *Chem. Eng. Sci.*, 1996, 51, pp. 4693-4700.

Hood E.E., Nelson P., Powel R. *Plant Biomass Conversion*. Edition Wiley-Blackwell, 2011.

Hunt, R.G., Franklin, W.E., 1996. LCA - How it came about - personal reflections on the origin and the development of LCA in the USA. *Int. J. Life Cycle Assessment, International Jour*1,4- 7.

I

IEFP, Institut de l'énergie et de l'environnement de la francophonie, *Guide Biomasse Energie*, 2^{ème} édition, les publications de l'IEFP, 2005.

IPCC, *Fourth Assessment Report: Changes in human and natural drivers of climate*, In Working Group I report : The physical science Basis, 2007.

ISO 14 040, *Environmental management, life cycle assessment, principles and framework*, 1997.

ISO 14 040, *Environmental management, life cycle assessment, principles and framework*, 2006.

ISO 14 044, *Environmental management, life cycle assessment, requirements and guidelines*, 2006.

J

Jodin.P, *Le Bois, matériau d'ingénierie*. Edition Arbolor, Nancy, 1994.

Jolliet O., Saade M., Crettaz P., Analyse de cycle de vie- comprendre et réaliser un écobilan, Presse Polytechnique et Universitaire Romandes, EPFL, 2005.

K

Khelfa A. Etude des étapes primaires de la dégradation thermique de la biomasse lignocellulosique, Thèse Université Paul Verlaine- Metz, 2009.

Khila Z, Analyse de cycle de vie émergetique de système de valorisation de biomasse, thèse, décembre 2014.

Kirubakaran V, Sivaramakrishnan V, Nalini R, Sekar T, Premalatha M, Subramanian P, A review on gasification of biomass, Renewable and Sustainable Energy Reviews (2008)-In press.

Knoef H. 2005. Handbook Biomass Gasification. BTG biomass technology group.

Kotas T.J., The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. 2nd Ed., Krieger Publish in Company, Malabar, Florida, USA, 1995.

L

Laratte B., Evaluation dynamique et cumulative des impacts environnementaux dans le cadre d'une analyse de cycle de vie, thèse de doctorat, Université de technologie de Troyes, 12 décembre 2013.

Le Goff P., Laouir A., Cachot T., Hornut J.M., Quelle température de référence choisir dans le calcul d'exergie ?, Entropie, 2000, 229, pp. 59-62.

Lohani S.P., Energy and exergy analysis of fossil plant and heat pump building heating system at two different dead-state temperatures, Energy, 2010, 35, pp. 3323-3331.

Lorcet H. Contribution à l'étude et à la modélisation de la pyro-gazéification de biomasse par plasma thermique. Thèse Université de Limoges, 2009.

M

McKendry.P, Energy production from biomass (Part I): overview of biomass, Bioresource Technology 83 (2002) 37-46.

Meadows, D., Meadows, D., Randers, J., Behrens, W., 1972. *The Limits to Growth*. Universe Books.

Mondal P., Dang G.S., Garg M.O. Syngas production through gasification and cleanup for downstream applications — Recent developments: Review, *Fuel Processing Technology*, 2011, 92, 1395–1410.

Munoz JR, Michaelides EE. The impact of the model of the environment in exergy analyses. *J Energy Res Tech*, 1999,121, pp. 268–276.

Munsch M., Mohr T., Futterer E., Analysis of exergy and evaluation of process plants with a flowsheeting system, *Int. Chem. Eng.*, 1993, 33(2).

N

Nissen, N., Griese, H., Middendorf, A., Müller, J., Pötter, H., and Reichl, H. (1997). Comparison of simplified environmental assessments versus full life cycle assessment (lca) for the electronics designer. In *Life Cycle Networks : Proceedings of the 4th CIRP International Seminar on Life Cycle Engineering*, 26-27 June 1997, Berlin, Germany, CIRP, pages 435–444, London u.a. : Chapman and Hall. *International Seminar on Life Cycle Engineering*.

NNFCC: Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes, A project funded by DECC, project managed by NNFCC and conducted by E4Tech, 2009, www.ecolateral.org.

O

Ozgener L., Hepbasli A., Dincer I., Effect of reference state on the performance of energy and exergy evaluation of geothermal district heating systems: Balcova example. *Building and Environment*, 2006, 41, pp. 699-709.

P

Paisley, M.A., Farris, M.C., Black, J.W., Irving, J.M., Overend, R.P. Preliminary operating results from the Battelle/Ferco gasification demonstration plant in Burlington, Vermont, U.S.A. Presented at the 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry, Sevilla, Spain, 2000.

Pauwels J. P., Streydio J. M. Rapport de la Commission pour l'Analyse des Modes de Production de l'Électricité et le Redéploiement des Énergies (AMPERE) au Secrétaire d'État à l'Énergie et au Développement durable (Bruxelles), octobre 2000.

Projet ER2E, Promotion des Energies Renouvelables et de l'Efficacité Energétique, Juin 2013.

R

Raveendran K, Ganesh A, Khilar K.C, Influence of mineral matter on biomass pyrolysis characteristics, *Fuel* 74 (1995) 1812-1822.

Reed T, Das A, Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. Biomass Energy Foundation, 1988.

Rivero R., Garfias M., Standard chemical exergy of elements updated, *Energy*, 2006, 31 pp. 3310–3326 .

Rivero-Rodriguez R., L'analyse d'exergie: application à la distillation adiabatique et aux pompes à chaleur à absorption, Thèse, INPL France, 1993.

Rogaume, Y., 2009. La combustion du bois et de la biomasse. *Pollut. Atmos., Le bois énergie : enjeux écologiques et de santé environnementale* 65–81.

Roger P, Michèle.M, Jean-Calaude,R, La paroi primaire de la cellule végétale, 2004.

Rosen M.A, Dincer I., Effect of varying dead-state properties on energy and exergy analyses of thermal systems. *International Journal of Thermal Science*, 2004, 43, pp. 121-133.

Rousset P, Choix et validation expérimentale d'un modèle de pyrolyse pour le bois traité par haute température : de la micro-particule au bois massif. PhD thesis, ENGREF (AgroParisTech), 2004.

S

Siedlecki M., De Jong W., Verkooijen A. H.M. 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*, 2011, 4, 389-434.

Sleeswijk, A. W., van Oers, L. F., Guinée, J.e, J. B., Struijs, J., and Huijbregts, M. A. (2008). Normalisation in product life cycle assessment : An lca of the global and european economic systems in the year 2000. *Science of The Total Environment*, 390(1) :227–240.

Stahl, K., Waldheim, L., Morris, M., Johnsson, U., Gardmark, L., 2004. Biomass IGCC at Värnamo, Sweden - past and future. Presented at the GCEP Energy workshop, Stanford University,

USA.

Szargut J., Morris DR., Steward FR., Exergy analysis of a thermal, chemical and metallurgical processes, New York Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

Szargut, J., Styrylska, T.,. Approximate evaluation of the exergy of fuels. *Brennst. Wärme Kraft* , 1964.

T

Tagutchou J.P, Gazéification du charbon de plaquettes forestières : particule isolée et lit fixe continu. PhD thesis, Perpignan, 2008.

U

Utlu Z., Hepbasli A., Exergetic and energetic assessment of the industrial sector at varying dead (reference) state temperatures: a review with an illustrative example. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2008, 12, pp. 1277-1301.

V

Valente C., Spinelli R., Hillring B.G. LCA of environmental and socio-economic impacts related to wood energy production in alpine conditions, Valle di Fiemme (Italy). *Journal of Cleaner Production* 2011, 19, 1931-1938.

Valkama, J. and Keskinen, M. Comparison of simplified lca variations for three lca cases of electronic products from the ecodesign point of view. In *Proceedings of the 2008 IEEE International Symposium on Electronics and the Environment, ISEE '08*, pages 1–6, Washington, DC, USA. IEEE Computer Society, 2008.

Valorisation et recyclage des sous- produits des oasis : acquis et perspectives, MENA-DELP, Décembre 2014.

Van de Steene L, Martin E, Commandré JM, Salvador S, Gazéification en lit fixe continu : caractérisation d'un nouveau réacteur expérimental, 2009.

W

Waste to Energy | Gasification | Hazardous Waste Recycling | Xylowatt [WWW Document]. URL, <http://www.xylowatt.com/> (accessed 3.24.14) 2014.

Wei L, Xu S, Liu J, Ch. Lu, Sh. Liu, Ch. Liu, A Novel Process of Biomass Gasification for Hydrogen-Rich Gas with Solid Heat Carrier: Preliminary Experimental Results, *Energy & Fuels* 20 (2006) 2266-2273

Whittaker C, Macalpine1 W, Yates N, Shield I, Dry Matter Losses and Methane Emissions During Wood Chip Storage: the Impact on Full Life Cycle Greenhouse Gas Savings of Short Rotation Coppice Willow for Heat, April 2016.

X

Xiao He, Anthony K. Lau, Shahab Sokhansanj, C. Jim Lim, Xiaotao T. Bi, Staffan Melin, Dry matter losses in combination with gaseous emissions during the storage of forest residues, December 2001.

Y

Yorgun S, Simsek Y.E, Catalytic pyrolysis of *Miscanthus giganteus* over activated alumina, *Bioresource Technology* 99 (2008) 8095-8100.

Articles dans des revues à comité de lecture

1. Manel DAHMANI, Christelle PERILHON, Christophe MARVILLET, Nouredine HAJJAJI, Ammar HOUAS, and Zouhour KHILA. *Development of a fixed bed gasifier model and optimal operating conditions determination*. AIP Conference Proceedings: Technologies and Materials for Renewable Energy, Environment and Sustainability (TMREES), 1814, 020069 (2017); doi: 10.1063/1.4976288.

Congrès internationaux avec actes et comité de lecture

1. Manel DAHMANI, Christelle PÉRILHON, Christophe MARVILLET, Ammar HOUAS, Nouredine HAJJAJI, *Study of optimal conditions of a palm waste fixed bed gasifier for power generation*, 3rd International Conference on Green Energy and Environmental Engineering, Hammamet Tunisia, April 23-25, 2016.
2. Manel DAHMANI, Christelle PERILHON, Christophe MARVILLET, Nouredine HAJJAJI, Ammar HOUAS, and Zouhour KHILA. *Development of a fixed bed gasifier model and optimal operating conditions determination*. TMREES Conferences Series, November 16-18, Paris, France, 2016.
3. Manel DAHMANI, Christelle PÉRILHON, Zouhour KHILA, Ammar HOUAS, Christophe MARVILLET, Zouhour KHILA, Nouredine HAJJAJI. *Energy and exergy analyses of a small-scale biomass gasification power plant*. 4th International Conference on Green Energy and Environmental Engineering, 22-24 April Sousse, Tunisia, 2017.

Colloque et séminaire sans actes

1. Manel DAHMANI, *Etude des conditions optimales d'un gazéifieur à lit fixe des déchets de palmiers en vue de produire de l'électricité*. Journées des doctorants de 2^{ème} année de l'ED SMI 432, Arts et Métiers Paris Tech, 31 Mai-1^{er} Juin 2016, Paris.

Annexes

Annexe 1 Etat de l'art sur la gazéification

1.1 Historique de la gazéification

Historiquement, les procédés de carbonisation datent de la Haute Antiquité. Les premiers gazogènes ont vu le jour au XIX^{ème} siècle à partir du charbon pour la production de "gaz de ville" utilisé pour l'éclairage urbain puis en production de chaleur. Le gaz naturel et l'électricité remplacèrent ensuite ce gaz de ville pour les usages domestiques.

Le premier gazogène à bois a été développé en 1921 par le français Georges Imbert qui a réussi, deux ans après, à l'adapter sur un véhicule. Les voitures et camions à gazogène ont été développés à plusieurs centaines de milliers d'exemplaires principalement en Allemagne et en France, lors de la pénurie de pétrole qui avait frappé l'Europe durant la seconde guerre mondiale.

En Asie aussi, plus de 100000 voitures à gazogènes circulaient pendant la seconde guerre mondiale. A cause des problèmes liés aux goudrons, les pays asiatiques ont délaissé la gazéification à la fin de la pénurie de pétrole. Seule la Chine a continué l'exploitation des gazogènes pour la production d'électricité et de chaleur, principalement en utilisant comme combustible les déchets de culture du riz (balle de riz). En 1990, on comptait 150 gazogènes à balle de riz à travers la Chine (Knoef, 2005).

Aujourd'hui dans un contexte de plus en plus favorable aux énergies renouvelables (incitations économiques, prise de conscience collective,..) on observe un regain d'intérêt pour cette technologie. La gazéification représente l'un des moyens les plus efficaces pour la production d'électricité. Cette solution se positionne en alternative aux techniques traditionnelles d'incinération mises à mal par une image publique négative.

1.2 Les principales filières de la gazéification

La gazéification est un procédé thermochimique consistant à convertir un matériau carboné en un gaz combustible simple riche en hydrogène et en monoxyde de carbone (typiquement entre 15 et 30% de CO et H₂ pour la gazéification à l'air).

Le pouvoir calorifique inférieur de ce syngas est de 4 à 6 MJ.Nm⁻³ (le gaz naturel a un PCI de 36 MJ.Nm⁻³). Ce gaz pauvre peut être valorisé dans différents types d'application.

Les principales filières de gazéification sont présentées sur la figure I-2-2 (Claudia, 2014).

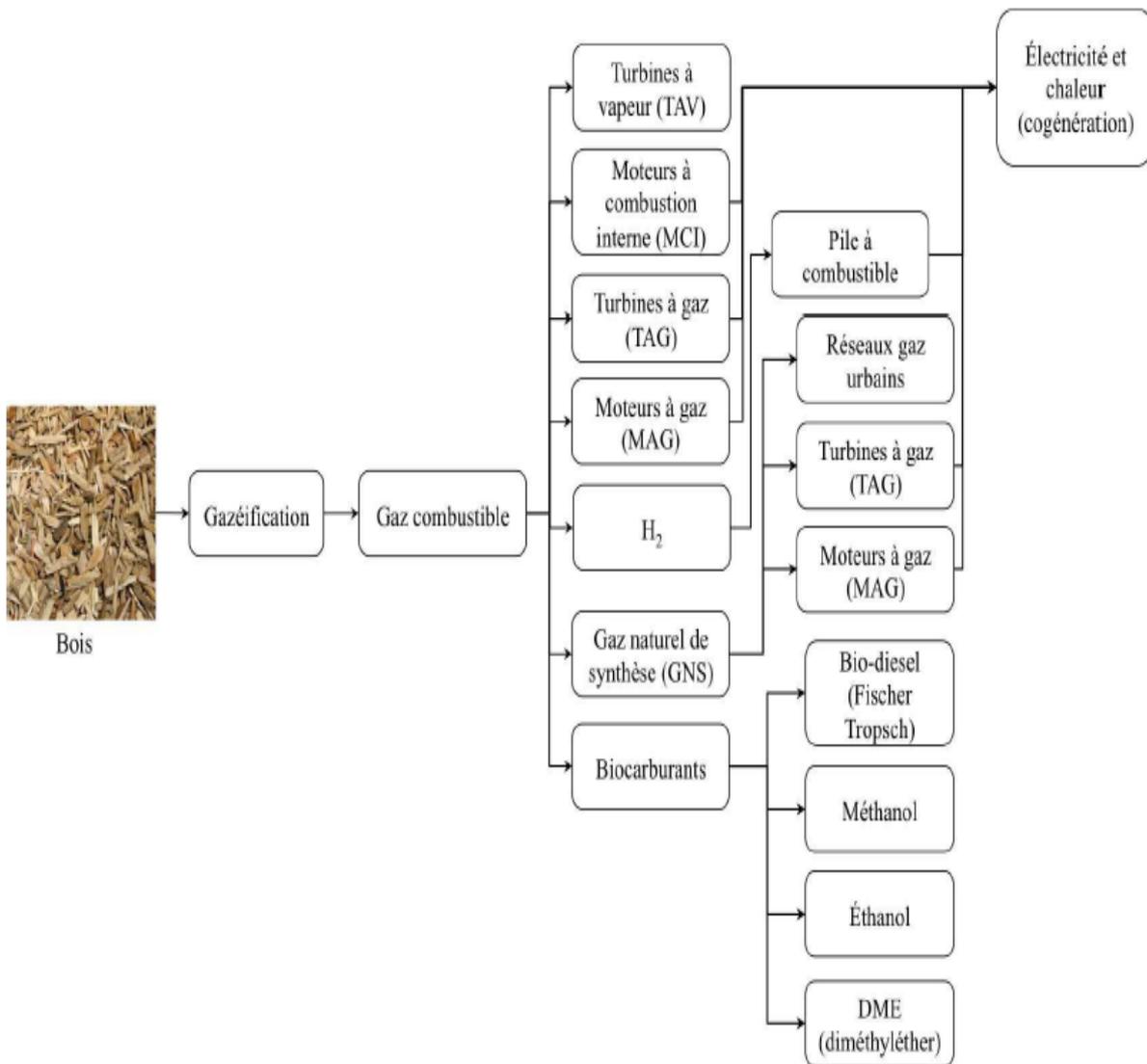


Figure A1.1 Principales filières de valorisation de la gazéification

1.2.1 Electricité et chaleur

L'utilisation la plus courante du gaz issu de la gazéification, est le couplage avec une machine thermique pour la cogénération d'électricité et de chaleur. Plusieurs types de moteurs sont utilisés en fonction des niveaux de puissance et de la richesse énergétique du syngas. Nous distinguons ainsi :

* La Turbine à gaz (TAG) : elle est constituée d'un compresseur (10 à 25 bar) qui amène l'air comprimé dans une chambre de combustion où il doit réagir avec le gaz de synthèse sous haute pression. Les gaz de combustion à haute température (environ 1200°C) et haute pression se détendent dans les pales d'une turbine qui entraîne ainsi un compresseur et un arbre lié à un générateur d'électricité. Les turbines à gaz sont destinées aux fortes puissances et sont très exigeantes en termes de pureté du gaz. La gamme privilégiée est de 1MW à 200MW.

* La turbine à vapeur (TAV) : elle permet de fournir de la chaleur par combustion du gaz de synthèse, et de produire de la vapeur d'eau, à travers un échangeur, pour alimenter la turbine. Les turbines à vapeur (TAV) peuvent être couplées avec les turbines à gaz (TAG) pour améliorer le rendement. Ceci est possible en récupérant la chaleur produite par la combustion du gaz dans les TAG pour produire de la vapeur d'eau utilisée par la suite dans les TAV. La gamme de puissance privilégiée pour le fonctionnement des TAV est de 10MW à 1000MW

* Les moteurs à combustion interne (MCI) ou moteurs à gaz (MAG) : ce sont des moteurs dont l'allumage est spontané lors de l'injection du carburant, par phénomène d'auto-inflammation lié aux températures élevées dans la chambre de combustion (moteur diesel) ou par étincelle (moteur à essence avec une bougie d'allumage). Ces moteurs peuvent fonctionner à 100% de gaz de synthèse ou avec un rajout de 10 à 25% de diesel ; on parle alors de moteur « dual fuel ». Cette alternative de mélange permet d'améliorer les rendements. Compte tenu de leurs faibles puissances, les MCI ou MAG sont adaptées pour l'électrification rurale décentralisée (Tagutchou, 2008). Les MCI sont performants pour des puissances inférieures à 10MW.

1.2.2 Production d'hydrogène

L'hydrogène est extrêmement abondant sur notre planète. Sa molécule est composée de deux atomes d'hydrogène (H₂). L'hydrogène est présent dans l'eau qui couvre 70% du globe terrestre ainsi que dans les hydrocarbures et tout organisme vivant, végétal ou animal. C'est pourquoi la biomasse est une source potentielle d'hydrogène. Cependant, l'isolation de l'hydrogène est une opération difficile et coûteuse en énergie.

Un intérêt important de la production d'hydrogène par gazéification de la biomasse est son utilisation potentielle pour l'alimentation de piles à combustible (PAC). Le gaz de synthèse produit par la gazéification est riche en hydrogène, il peut donc constituer une bonne source

d'hydrogène, néanmoins l'essor des filières de PAC se heurte aujourd'hui à la problématique des moyens de transport et de stockage de l'hydrogène.

1.2.3 Gaz naturel de synthèse (GNS)

Le gaz de synthèse peut être transformé en « gaz naturel synthétique » constitué essentiellement de méthane avec des caractéristiques proches de celles du gaz naturel. Le GNS peut alors être valorisé dans les moteurs et turbines à gaz sans aucune modification des équipements, ou aussi injecté dans les réseaux urbains de gaz domestique.

1.2.4 Biocarburant (biodiesel, méthanol, éthanol, DME)

Les procédés de gazéification peuvent être utilisés vers la production des "biocarburants" dits de « seconde génération ». Ces produits améliorent la combustion et réduisent l'émission de certains gaz à effet de serre. La synthèse Fischer-Tropsch permet la production d'un biodiesel très pur, comparé au gazole d'origine fossile, et il est compatible avec les moteurs existants.

1.3 Mécanisme de la gazéification

Telle que présentée par la figure I-2-3 ci-après, la transformation thermochimique de la biomasse par gazéification s'établit en quatre phénomènes complexes pouvant avoir lieu simultanément ou successivement en fonction des conditions opératoires et de la technologie utilisée.

Ces phénomènes thermochimiques sont toujours présents mais leur déroulement et leur configuration temporelle et spatiale peuvent différer selon le type de gazogène, l'agent gazéifiant ou encore le mode d'introduction de la biomasse (Reed et Das, 1988).

Dans ce qui suit, nous nous proposons d'apporter des précisions sur chaque « étape » de la gazéification que sont :

- Le séchage qui permet de vaporiser l'eau présente dans la biomasse,
- La pyrolyse qui transforme la biomasse en un mélange de gaz, charbon et goudrons,
- L'oxydation à l'oxygène qui brûle une partie des gaz, du charbon et des goudrons pour fournir la chaleur nécessaire aux trois autres étapes du procédé,

- L'oxydation au CO_2 et à H_2O qui convertit ainsi le reste de charbon en produit gazeux (essentiellement CO et H_2).

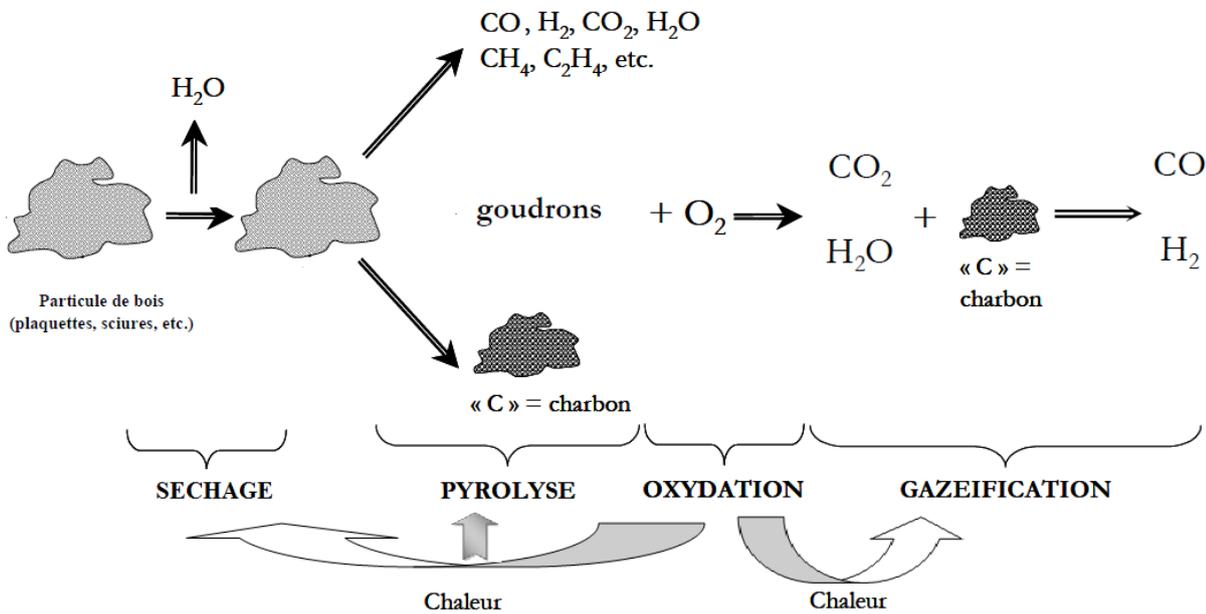


Figure A1.2 Schéma simplifié de la gazéification de la biomasse

1.3.1 Le séchage

Avant tout traitement thermique, la biomasse subit une phase de séchage durant laquelle l'humidité naturellement présente dans la biomasse (libre ou liée) ou due à son stockage est évacuée par évaporation sans décomposition chimique de la biomasse. Cette phase endothermique se produit à une température inférieure à 150°C . Un séchage préalable peut être nécessaire si le taux d'humidité est supérieur à 25%, suivant la technologie de gazéification.

1.3.2 La pyrolyse

La pyrolyse est l'étape clef pour tous les procédés puisque c'est elle qui produit notamment les « goudrons » qui posent des problèmes techniques et environnementaux. Ces goudrons forment la partie condensable avec la vapeur d'eau et comprennent des composés organiques aldéhydes, hydrocarbures aromatiques polycycliques, acides acétiques, dérivés des sucres, phénols, alcools,. La pyrolyse produit aussi des gaz incondensables (environ 70-80% mass. sur bois sec, fonction des conditions de pyrolyse) est formée essentiellement de CO , CO_2 , H_2 et CH_4 (Gravalas, 1982) et du charbon de bois appelé aussi « char » (15-30% mass.). Les proportions massiques des différents

produits de la pyrolyse dépendent des propriétés de la biomasse initiale ainsi que des conditions opératoires (température, temps de séjour ...).

La phase de pyrolyse peut être considérée comme globalement athermique dans le cas où on exclut l'énergie nécessaire au chauffage, c'est-à-dire qu'elle ne consomme ni ne produit d'énergie, en dehors de l'apport de chaleur nécessaire à "la montée en température" de la biomasse.

1.3.3 La combustion des matières volatiles

Les matières volatiles produites lors de la phase de pyrolyse sont oxydées grâce à un apport d'air. Leur combustion permet d'atteindre des hautes températures dans le réacteur.

D'une manière très globale, les principales réactions de combustion sont :



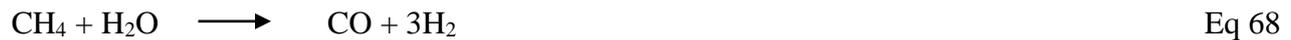
1.3.4 La gazéification du charbon (à la vapeur d'eau et au dioxyde de carbone)

Durant cette phase (couramment appelée 'réduction du char' par abus de langage), le carbone du charbon est oxydé par la vapeur d'eau et le dioxyde de carbone à haute température (800°C-1200°C). Cette réaction est endothermique et nécessite un apport supplémentaire de chaleur pour maintenir la température de gazéification souhaitée (par un caloporteur ou par oxydation à l'air).

Les principales réactions mises en jeu au cours de cette phase sont :



On note que la formation de CH₄ par gazéification du charbon à l'hydrogène n'a lieu qu'à une faible température (< 600°C) et à haute pression. Il existe par ailleurs plusieurs autres réactions en phase homogènes :



La nature et le débit de l'agent de gazéification, la température et la pression ont un effet sur la réalisation de certaines réactions qui peuvent perdre plus ou moins d'importance et influencer ainsi la composition du gaz produit.

1.4 Types des gazéifieurs

Les technologies de gazéification sont nombreuses mais le principe de fonctionnement reste similaire : toutes les étapes citées précédemment sont présentes pour les différentes technologies. Ces dernières se distinguent par plusieurs paramètres à savoir : l'agent oxydant, le mode d'introduction de la biomasse, le sens de l'écoulement de l'oxydant et la biomasse, le mode d'évacuation des cendres, les moyens supportant le combustible solide dans le réacteur, et la source de la chaleur fournie au réacteur.

Il existe principalement trois technologies de gazéification. Nous distinguons ainsi : les procédés à lit fixe, les procédés à lit fluidisé, et ceux à flux entraîné. Le choix d'un type de procédé est guidé par différents paramètres tels que :

- La taille de l'installation ;
- Le combustible utilisé ;
- Le coût d'investissement ;
- L'usage du gaz produit.

1.4.1 Les gazéifieurs à lit fixe

L'utilisation des gazéifieurs à lit fixe est la méthode traditionnelle de la gazéification. Ces procédés sont en général de construction simple et robuste : le lit de bois/charbon est soutenu par une grille qui permet le passage des gaz et la récupération des cendres. La température au sein de du lit est assez élevée et le temps de séjour des particules de biomasse est relativement long. Les réacteurs de gazéification à lit fixe reposent principalement sur deux familles à savoir les gazéifieurs à lit fixe co-courant (downdraft) et ceux à contre-courant (updraft).

Les principales différences se situent au niveau de l'injection du combustible et de l'air dans le réacteur et au niveau du type de configuration qui impacte l'ordre des réactions. Ces procédés sont sensibles à la taille des particules de la biomasse utilisée et sont principalement adaptés pour des « faibles puissances » pour des combustibles sous chaudières (lit contre-courant) ou dans un moteur voire une micro-turbine (essentiellement pour les lits co-courants). Grâce à leur simplicité d'utilisation et de contrôle ainsi que la relative connaissance de ces procédés, ces derniers sont privilégiés pour les installations de faible et moyenne puissance.

1.4.1.1 Le gazéifieur à co-courant (downdraft)

Dans ce type de réacteur, le combustible et les gaz s'écoulent dans la même direction : du haut en bas. L'air est injecté environ au centre du gazéifieur. Ce type de gazéifieur accepte de 4 à 400 kg masse sèche/h. L'humidité de la biomasse doit être inférieure à 20%.

La zone d'oxydation est alors « au-dessus » de la zone de gazéification. Le combustible est d'abord séché puis pyrolysé. La zone d'injection de l'air présente parfois une restriction de diamètre pour améliorer les transferts de matière et de chaleur dans la zone d'oxydation.

Les gaz de pyrolyse chargés de goudrons traversent la zone chaude d'oxydation et ils sont convertis sous l'effet de la température et du contact avec le charbon de bois. Les goudrons sont alors craqués thermiquement sous l'effet des hautes températures et de l'oxygène. C'est le principal intérêt du gazéifieur à co-courant : la production d'un gaz de synthèse avec une teneur en goudrons plus faible que dans le cas d'un procédé à contre-courant ce qui rend ce réacteur plus intéressant pour des applications nécessitant une bonne qualité des gaz comme la production d'électricité par exemple. Il existe par contre un risque de fusion des cendres impliquant une maintenance élevée.

Le charbon produit par pyrolyse est par la suite gazéifié dans la zone de réduction. Le gaz de synthèse produit quitte le réacteur par le bas à haute température et avec une composition adaptée aux moteurs thermiques conventionnels.

1.4.1.2 Le gazéifieur à contre-courant (updraft)

Dans les procédés à contre-courant, l'alimentation du combustible se fait par le haut du réacteur alors que l'air arrive par le bas : la zone d'oxydation est alors « en dessous » de celle de gazéification. C'est l'oxydation qui apporte la chaleur nécessaire à la gazéification, à la pyrolyse et aussi au séchage de la biomasse d'où une température des gaz en sortie relativement faible d'environ 200-300 °C (McKendry, 2002).

Le gazogène à contre-courant présente ainsi un bon rendement énergétique grâce à la bonne intégration thermique (gaz sortant assez froid). Comme il est plus tolérant sur le taux d'humidité du combustible en comparaison avec le gazogène à co-courant. Par contre, le taux de goudrons final est élevé car le gaz ne traverse pas de zone chaude avant de quitter le réacteur, donc il n'y a pas de possibilité de craquage thermique de ces goudrons. Un traitement complexe des gaz est ainsi indispensable avant leur valorisation. La concentration importante des goudrons dans le gaz de synthèse rend les procédés à contre-courant inadaptés à l'alimentation des turbines à gaz et des moteurs à combustion interne pour la production d'électricité. En revanche, le gazéifieur à contre-courant est bien adapté à l'utilisation en chaudière ou dans un moteur à combustion externe pour la cogénération. Nous présentons les principales caractéristiques de ce gazéifieur :

- Principe de fonctionnement et caractéristiques du gazéifieur à contre-courant : Ce gazéifieur est conçu comme un four vertical, cylindrique dans lequel on introduit à la base de l'air par l'intermédiaire d'une grille de distribution. L'alimentation des plaquettes de bois se fait en continu par le dessus du gazéifieur. Un dispositif de contrôle de niveau sert comme régulateur mécanique de contrôle du débit de solide introduit.
- Déchets traités : Bois et ses résidus...
- Humidité du combustible : jusqu'à 50 %.
- Température de gazéification : entre 800 et 1000 °C.
- Agents oxydants : vapeur d'eau et dioxyde de carbone.

2.5.1.3 Les procédés étagés

Le principe du réacteur étagé dérive de celui du gazéifieur à co-courant, sauf que les deux étapes principales de pyrolyse et gazéification du char sont réalisées dans deux réacteurs distincts. Dans le premier réacteur (réacteur de pyrolyse) la biomasse est séchée puis pyrolysée dans des conditions opératoires maîtrisées. Par la suite, les matières volatiles produites sont entraînées vers le deuxième réacteur où un apport d'air permet leur combustion partielle. Les gaz chauds obtenus (vapeur d'eau et dioxyde de carbone entre 900 et 1000°C) réagissent avec le charbon pour générer le gaz de synthèse.

Ce type de réacteur a l'avantage de permettre une conduite optimale des deux étapes, qui peuvent être contrôlées séparément permettant ainsi la production d'un gaz très peu chargé en goudrons (< 20 mg.Nm⁻³). Les principales caractéristiques sont :

- Principe de fonctionnement et caractéristiques : c'est un procédé de gazéification atmosphérique basé sur l'utilisation d'un four rotatif horizontal légèrement incliné, divisé en deux zones qui fonctionnent à contre-courant entre la charge et les gaz de pyro-gazéification. Les déchets entrent dans la première zone de séchage et de pyrolyse endothermique réalisée par le courant des gaz chauds (600-700 °C) générés dans la seconde zone. De l'air est introduit par un distributeur tronconique dans une deuxième zone pour la génération de la chaleur interne et les réactions de gazéification dans une gamme de température de 750-850 °C. Le carbone résiduel étant complètement gazéifié à la sortie de cette zone et les cendres sont évacuées.

- Déchets traités : Déchets solides, Déchets Industriels Bruts.

1.4.2 Les gazéifieurs à lit fluidisé

Dans un gazéifieur à lit fluidisé, les différentes étapes de séchage, pyrolyse, oxydation et gazéification de la biomasse, introduite sous forme de particules fines mises en suspension par les gaz, sont réalisées dans le même réacteur dans un lit « de sable » le plus souvent d'alumine voire d'olivine ou de dolomie. Le solide se comporte alors « comme un fluide ». La fluidisation n'est possible qu'avec des particules de petite taille (2 à 5 mm), ce qui nécessite généralement un broyage préalable de la biomasse. Le principal intérêt du lit de sable est de favoriser les transferts de chaleur permettant ainsi une montée plus rapide en température des particules de biomasse.

Dans ce type de procédé, les conditions opératoires sont bien maîtrisées et le temps de séjour des particules de biomasse est relativement court, compris entre 20 s et quelques minutes. La

température de fonctionnement (700°C – 900°C) est limitée par la température de fusion des cendres (Michel et Poirier, 2014). Le gaz de synthèse produit est fortement chargé en particules et en goudrons ce qui nécessite des équipements d'épuration et de traitement du gaz onéreux avant sa valorisation. Il existe plusieurs grands types de lits fluidisés, répertoriés en fonction de la vitesse de fluidisation.

1.4.2.1 Les procédés à lit fluidisé dense (Bubbling Fluidised Bed)

Le lit fluidisé dense est « quasiment immobile » au-dessus d'une grille. La vitesse de fluidisation dépend de la taille des particules et de leur densité. Elle est relativement faible (1-2 m.s⁻¹), ce qui permet le brassage des particules sans les entrainer hors du lit et par la suite une bonne séparation du solide et des gaz.

Ce procédé n'est pas très souple d'exploitation essentiellement par rapport au contrôle du niveau du lit lors des variations de charge. Son fonctionnement n'est optimal pour des particules de taille calibrée. La température du lit est uniforme et facilement réglable en ajustant le débit de biomasse et d'air entrant. Cette technologie peut être utilisée dans des installations de forte puissance à cause de son coût qui le rend peu adaptée aux installations de faible puissance (McKendry, 2002). Nous présentons ainsi les principales caractéristiques de ce type de gazéifieur :

- Principe de fonctionnement et caractéristiques : L'alimentation de la biomasse se fait dans un lit composé de sable de silice ou d'alumine. Le débit d'injection d'air ou d'air enrichi en oxygène, à travers la grille de fluidisation, dépend de la composition du combustible et correspond habituellement à 30 % de la quantité nécessaire pour l'oxydation stœchiométrique.
- Températures de gazéification : entre 600 et 900°C.
- Tailles des solides : inférieures à 5 cm,
- Humidité initiale : inférieure à 15-20 %.
- Déchets traités : Biomasse, ordures ménagères, déchets industriels : plastiques, rebuts etc.

1.4.2.2 Les procédés à lit fluidisé circulant (Circulating Fluidised Bed)

Pour ce type de gazéifieur, la vitesse de fluidisation est plus rapide que pour les lits fluidisés denses : elle est de l'ordre de 4 à 6 m/s (Van de Steene, 2001). Le lit circule entre la zone de réaction et un cyclone séparateur où les cendres sont éliminées. Le lit est donc continuellement en

recirculation assurant ainsi le retour des imbrûlés (solides) mélangés au lit. Ceci permet une plus grande variabilité de charge et entraîne une teneur élevée en particules dans les gaz.

Le procédé à lit fluidisé circulant peut être sous pression (jusqu'à environ 20 bars, le plus souvent sous pression de vapeur d'eau et d'air/oxygène) (procédé Bioflow/Foster Wheeler). Il dispose également d'une plus grande tolérance vis-à-vis du combustible et présente un temps de séjour du solide plus faible (quelques secondes) que pour le lit fluidisé dense. La plupart des procédés développés actuellement à l'état de démonstration sont basés sur le principe du lit fluidisé circulant.

- Principe de fonctionnement et caractéristiques : ce procédé est basé sur un réacteur atmosphérique à lit fluidisé circulant, couplé directement à un système de craquage des goudrons pour leur élimination. Le gaz de synthèse produit à partir de ce procédé, à faible pouvoir calorifique peut alimenter des moteurs ou des turbines à gaz après un refroidissement et une purification préalable.

- Déchets traités : biomasse, bois.

- PCI du gaz produit : de 5 à 7 MJ/Nm³.

1.4.2.3 Les procédés à lit fluidisé sous pression

Dans les installations de forte puissance (> 5 MWh) où le gaz est utilisé dans une turbine à gaz, les gazéificateurs à lits fluidisés sous pression permettent de produire un gaz de synthèse directement à la pression de la chambre de combustion de la turbine.

Ces hautes pressions permettent d'atteindre des puissances très élevées pour des applications électriques ou pour des synthèses catalytiques.

1.4.2.4 Les procédés à lit fluidisé double

Ce type de réacteur est composé de deux compartiments distincts : le compartiment de gazéification, qui peut être soit dense soit circulant, dans lequel la biomasse introduite est fluidisée avec de la vapeur d'eau, et le brûleur qui est généralement un lit fluidisé circulant où le charbon est oxydé en présence de l'air.

Ces deux compartiments sont reliés entre eux par la circulation du lit du gazéifieur vers le brûleur, puis du brûleur vers le gazéifieur. La chaleur nécessaire aux réactions de la gazéification est ainsi fournie par le brûleur, le lit servant alors de caloporteur.

Un lit fluidisé double est un procédé difficile à mettre en œuvre notamment du fait du maintien de l'étanchéité entre ces deux zones. Son avantage est la production d'un gaz riche avec une forte teneur volumique en hydrogène.

1.4.3 Les réacteurs à lit entraîné

Dans ces installations, le combustible est introduit sous forme pulvérulente. La vitesse de fluidisation (nettement supérieure à 6 m.s^{-1}) est telle que la vitesse des particules est proche de la vitesse des gaz. La pression dans le réacteur est de 20 à 50 bars et la température de réaction est élevée (1200 – 1600°C) permettant ainsi un craquage presque complet des goudrons mais aussi une formation de suies. Lors de ces dernières années, les procédés mettant en œuvre un gazéifieur à lit entraîné ont connu des développements importants en raison de leurs qualités capitales (Guo et al., 2007). Le haut rendement, le faible impact environnemental et la forte puissance des installations (> 20 MWe) en font une des meilleures technologies pour convertir le charbon en électricité à grande échelle (Pauwels et Streydio, 2000).

Par ailleurs, l'exigence relative à la faible granulométrie du combustible implique des coûts de préparation importants et la complexité de la technologie la rend coûteuse et difficile à mettre en œuvre.

1.5 Quelques exemples de projets existants de gazéification

De nombreux procédés de gazéification ont été développés au cours des trois dernières décennies. En ce qui concerne les procédés à lits fixe, nous pouvons citer :

- Le procédé Xylowatt, à Louvain-la-Neuve en Belgique : Il s'agit d'une technologie à lit fixe co-courant apparue en 2001 qui produit 300 kWe, ("Waste to Energy | Gasification | Hazardous Waste Recycling | Xylowatt", 2014).
- Le procédé Babcock WilcoxvØlund, à HarboØre au Danemark : C'est une installation à lit fixe contre-courant, fonctionnant depuis 1991 à pression atmosphérique avec une capacité de 4,8 MWth. ("Harboøre, Denmark - biomass gasification reference - B&W Vølund", 2014).

Parmi les procédés à lit fluidisé nous retrouvons :

- Le procédé Bioflow Foster Wheeler, à Värnamo en Suède : Il s'agit d'une technologie de lit fluidisé circulant développée en 1991 et arrêtée en 2000. Ce système fonctionne avec une capacité de combustible entrant de 18 MWth, (Stahl et al., 2004) ;
- Le procédé Lurgi, à Rattingen en Allemagne : Cette technologie en lit fluidisé circulant et développée en 1983. Elle fonctionne à pression atmosphérique avec une capacité de 100 MWth en combustible entrant (ADEME, 2001) ;
- Le procédé Ferco/Batelle, à Columbus aux Etats-Unis : Ce procédé a été développé en 1980 en collaboration avec le NREL. Il s'agit d'un lit fluidisé double comprenant deux lits fluidisés circulants, avec une capacité de combustible entrant de 5 MWth (Paisley et al., 2000).

Annexe 2 Différents modèles d'Aspen Plus™ utilisés pour la simulation du procédé de production d'électricité

2.1 Modèle du réacteur RSTOIC

Ce modèle permet la modélisation d'un réacteur lorsque l'on connaît la stœchiométrie de la (ou des) réactions ayant lieu dans celui-ci. Il admet un nombre quelconque de flux de matière, en entrée, et éventuellement un nombre quelconque de flux de chaleur. La sortie du réacteur RSTOIC peut admettre un ou deux flux de matière et, en option, un flux de chaleur. La figure A.2.1 donne une représentation schématique de modèle RSTOIC.

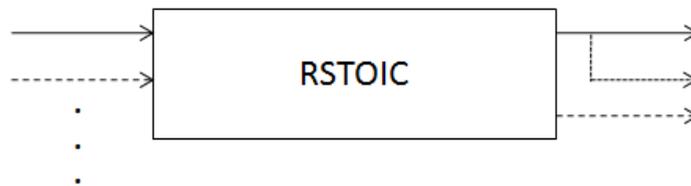


Figure A2.1 Représentation schématique du modèle RSTOIC

L'utilisateur doit fournir des spécifications à savoir :

- la température ;
- la pression ;
- la fraction vapeur ;
- la quantité de chaleur ;
- la stœchiométrie pour chaque réaction ;
- la conversion d'un composé clé, ou le degré de réaction

2.2 Modèle du réacteur RGIBBS

Le modèle de réacteur RGIBBS traite simultanément les équilibres entre phases et les équilibres chimiques en minimisant l'énergie de Gibbs. La figure A.2.2 représente ce modèle schématiquement. Il peut être utilisé pour simuler une vapeur et un nombre quelconque de phases

liquides (avec ou sans réaction chimique). Il accepte un nombre quelconque de flux matière et éventuellement de chaleur. A la sortie du réacteur, un ou plusieurs flux de matière et de chaleur sont permis. L'utilisateur peut fournir la température et la pression dans le réacteur, la liste des produits,..

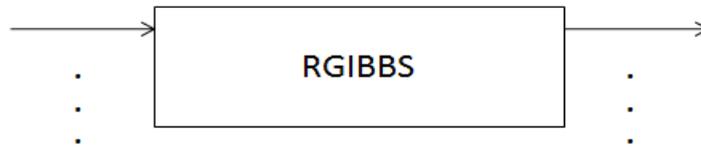


Figure A2.2 Représentation schématique du modèle RGIBBS

2.3 Modèle de l'échangeur de chaleur HEATER

C'est un modèle simple qui permet d'ajuster la température et/ou la pression d'un flux. Il admet un nombre quelconque de flux d'entrée et sort un flux (avec possibilité de décantation d'eau). La figure A.2.3 donne un schéma représentatif de ce modèle.



Figure A2.3 Représentation schématique du modèle HEATER

2.4 Modèle de l'échangeur de chaleur HEATX

Ce modèle permet de modéliser les échangeurs de chaleur, à co-courant ou à contre courant. La figure A2.4 représente schématiquement le modèle HEATX.

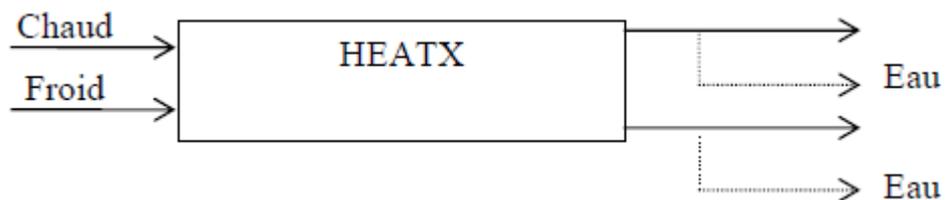


Figure A2.4 Représentation schématique du modèle HEATX

Annexe 3 Données générales sur le modèle Aspen Plus™

3.1 Définition des composés

Composés conventionnel :

Dans notre étude, les composés conventionnels introduits au logiciel Aspen Plus™ sont :

H₂, CO, O₂, N₂, CO₂, H₂O, CH₄, C₂H₆, C₂H₄, C₆H₆O, C₆H₆, C₇H₈, C₈H₈, C₉H₈, C₁₀H₈, C₁₂H₈, C₁₄H₁₀ (anthracène), C₁₆H₁₀ (pyrène), NH₃, H₂S, HCl, NO, N₂O, HCN, SO₂, COVNM (C₁₀H₁₆), COV (CH₄), HCl, Cl₂, H₂S, C, S.

Composés non conventionnels :

Ces composés sont : la biomasse, le charbon non brûlé et les cendres (ASH).

Enthalpie : *Hcoalgen* avec *chaleur de combustion* > données utilisateur 18,13 MJ kg⁻¹ (pour la biomasse); *état de référence pour enthalpie* > 298,15 K, 1 atm.

Densité : *Dcoaligt*

3.2 Modèle thermodynamique

Le modèle « Redlich-Kwong-Soave » est basé sur l'équation d'état cubique proposée par Soave en 1972 :

$$P = \left(\frac{R.T}{V-b} - \frac{\Omega a}{\Omega b} \right) \frac{b.R.T.F}{V(V+b)}$$

Avec :

$$\Omega a = 0,427480 \quad \Omega b = 0,086640 \quad b = (\Omega a.R.T_c)/P_c$$

R : constante des gaz parfaits

F est un facteur correctif. Il est donné par l'équation :

$$F = 1 / (T_r * (1 + (0,48 + 1,574w - 0,176w^2)(1 - \sqrt{T_r}))^2)$$

Où T_r est la température réduite égale à (T/T_c) et w le facteur acentrique.

Il faut signaler que cette équation est valable pour les mélanges non polaires ou faiblement polaires tel que les hydrocarbures. En général, elle donne des résultats raisonnables pour toutes températures et pressions mais qui sont moins précis au voisinage de la température critique du mélange.

Annexe 4 Calcul des quantités de gaz émis lors du stockage de la biomasse

Nous nous proposons de calculer les émissions du stockage de la biomasse. Nous considérons principalement les émissions de CO₂, CO, CH₄, N₂O et COV.

Les conditions de l'étude de la référence considérée sont les suivantes : 2,5 kg de biomasse pour un volume de 2,5 L. Le tableau A4.1 présente les émissions de CO₂, CO, CH₄ et COV dans ces conditions et celles dans les conditions de notre travail (pour un débit de biomasse de 884,174g).

Tableau A4.1 émissions des gaz lors du stockage de la biomasse

Composé	Ppm (mg/l)	g (étude 1) (réf)	(notre cas d'étude) g/UF
CO ₂	138000	$138000 * 2,5 / 1000 = 345$	$884.174 * 345 / 2500 = 122,01$
CO	1600	$1600 * 2,5 / 1000 = 4$	$884.174 * 4 / 2500 = 1,414$
CH ₄	1500	$1500 * 2,5 / 1000 = 3,75$	$884.174 * 3.75 / 2500 = 1,326$
COV	85	$85 * 2,5 / 1000 = 0,21$	$884.174 * 0.21 / 2500 = 0,075$



Manel DAHMANI épouse MANSOURI

Analyse 4 E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) de systèmes de valorisation énergétique de biomasses

Résumé

L'épuisement des ressources fossiles et la nécessité de réduire les émissions de gaz à effet de serre incitent à rechercher de nouvelles sources d'énergie à la fois renouvelables et moins polluantes. La biomasse, par son abondance, apparaît comme une filière intéressante de remplacement des énergies fossiles et notamment du pétrole. L'objectif de ce travail est d'effectuer une analyse 4E (Energétique, Exergétique, Environnementale et Economique) d'un système de production de l'électricité via la gazéification des déchets de palmiers. Ces derniers constituent l'une des richesses végétales les plus abondantes en Tunisie et qui de nos jours, restent très peu exploités. Un gazéifieur à lit fixe couplé à un moteur à combustion interne est considéré pour produire 330 kW d'électricité. Le rendement de gazéification « Cold Gaz Efficiency » du procédé est de 58,58%. Les résultats montrent que les rendements énergétique et exergétique du système étudié sont de 22,6% et 19,22%, respectivement. Les performances environnementales du système sont évaluées à l'aide d'une Analyse de Cycle de Vie (ACV). L'évaluation économique est réalisée dans le but d'évaluer le coût de production de l'électricité par l'installation de gazéification. Les résultats donnent un coût de 5,56 ct€ pour 1kWh.

Mots clés : Biomasse, Gazéification, électricité, exergie, ACV, analyse économique.

Abstract

The depletion of fossil fuels and the need to reduce greenhouse gas emissions have fostered the search for new energy sources that are renewable and less polluting. Thanks to its abundance, biomass is an interesting alternative to fossil fuels. The objective of this research was to perform a 4E analysis (Energy, Exergy, Environmental and Economic) of an electricity production system via the gasification of palm waste. Palm waste is one of the most abundant plant resources in Tunisia but has remained very underexploited so far. The setup investigated in this work was a fixed bed gasifier coupled to an internal combustion engine, producing 330 kW of electricity. The Cold Gas Efficiency of the process is 58.58%. The results show that the energy and exergy yields of the system are 22.6% and 19.22%, respectively. The environmental performance of the system was evaluated using a Life Cycle Assessment (LCA). The economic evaluation is carried out in order to determine the cost of electricity production by the gasification plant. The results gave a cost of 5.56 ct € for 1kWh.

Keywords: Biomass, gasification, electricity, exergy, LCA, economic analysis.