



HAL
open science

Étude des voies de valorisation des déchets ménagers au Bénin : cas de la ville d'Abomey-Calavi

Melhyas Kple

► **To cite this version:**

Melhyas Kple. Étude des voies de valorisation des déchets ménagers au Bénin : cas de la ville d'Abomey-Calavi. Autre. Université de Lorraine, 2015. Français. NNT : 2015LORR0288 . tel-01752222

HAL Id: tel-01752222

<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01752222v1>

Submitted on 29 Mar 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.



AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr

LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>



UNIVERSITE D'ABOMEY-CALAVI
Formation Doctorale Sciences et Techniques
pour Ingénieur
(FDSPi)



&
UNIVERSITE DE LORRAINE
Ecole Doctorale Sciences et Ingénierie
Ressources, Procédés, Produits et
Environnement
(RP2E)

N° d'ordre :.....-2015 /FDSPi/EPAC/UAC

N° d'ordre: / / / /

Thèse en cotutelle

Présentée pour l'obtention du grade de
Docteur de l'Université d'Abomey-Calavi et de l'Université de
Lorraine

Spécialités : Energétique et Environnement
Sciences du Bois et des Fibres

Par

Melhyas KPLE

ETUDE DES VOIES DE VALORISATION DES DECHETS MENAGERS AU BENIN

Cas de la ville d'Abomey-Calavi

Soutenue publiquement à Epinal, le 24 Novembre 2015, devant le jury composé de :

RAPPORTEURS

Jean KOULIDIATI
Laurent VAN DE STEENE

Professeur titulaire/CAMES
Chercheur HDR

Université de Ouagadougou (B. Faso)
CIRAD (France)

Président de Jury

EXAMINATEURS

Yann ROGAUME
Pierre GIRODS
Malahimi ANJORIN
Benoît Fanou Zinsou FAGLA

Professeur
Maître de Conférences
Maître de Conférences/CAMES
Maître Assistant/CAMES

Université de Lorraine (France)
Université de Lorraine (France)
Université d'Abomey-Calavi (Bénin)
Université d'Abomey-Calavi (Bénin)

Directeur de Thèse
Encadrant/Examinateur
Co-Directeur de Thèse
Co-Directeur de thèse

INVITE

Guy FURDIN

Professeur Emérite

Université de Lorraine (France)

DEDICACES

CETTE THESE

Pour la mémoire de :

Rigobert KPLE, mon cher papa, rappelé à Dieu le 16 Avril 2015, et qui sût entretenir en moi ce feu divin...

Tindo Sébastien DJENONTIN, un grand homme, un aîné, un ami, un modèle...

De même à:

Toi très chère Mère bien aimée,

Toi Frère ou Sœur,

Toi Ami d'un jour ou de toujours,

Toi tendre Compagne et Amour d'une vie,

Toi, petit Anges Bryel,

Pour ce sourire de tous les jours. Sachons tous que dans cette vie,

« TOUT EST GRACE »

REMERCIEMENTS

Ce travail de thèse est né d'une commune réflexion entre la mairie de la commune d'Abomey-Calavi, l'université de Lorraine, et l'université d'Abomey-Calavi dont je remercie ici les principaux dirigeants. J'ai été vraiment ému par l'enthousiasme du Professeur Emérite Guy FURDIN qui d'une part, a su bien jouer le rôle de médiation et de coordination entre toutes les parties et d'autre part pour son intérêt particulier pour ce travail et pour sa réussite. Bien vouloir accepter Professeur, ma profonde gratitude.

Les présents travaux de cette thèse de doctorat ont été effectués au LERMAB dirigé par le Professeur Philippe GERARDIN, au Laboratoire d'Energétique et de Mécanique Appliquée (LEMA) de l'EPAC-UAC dirigé par le Professeur Gérard DEGAN et au Laboratoire de Physique et de Chimie de l'Environnement (LPCE) de l'université de Ouagadougou du Professeur Jean KOULIDIATI. Je leur adresse mes sincères remerciements.

L'occasion m'est offerte de remercier profondément mon Directeur de Thèse, le Professeur Yann ROGAUME, à qui je reste redevable de m'avoir accepté, supporté et soutenu financièrement et moralement sans relâche pendant les bons et les mauvais moments de ces trois longues années. J'aimerais aussi le remercier pour sa disponibilité malgré ses nombreuses occupations, ses sages conseils, son intérêt pour le présent travail. Permetts-moi Yann de te dire juste ceci « MERCI POUR TOUT ».

Je tiens à remercier avec beaucoup d'estime mes co-directeurs de thèse, les Docteurs Malahimi ANJORIN et Benoît FAGLA respectivement Maître de Conférences et Maître Assistant des universités du CAMES, qui m'ont fait confiance, qui ont suivi avec grande rigueur l'évolution de cette thèse et pour l'intérêt constant qu'ils ont apporté. Merci pour toutes les marques de sympathie sans cesse renouvelées et tout votre investissement.

Je remercie du fond du cœur le Docteur Pierre GIRODS, Maître de Conférences, Enseignant-Chercheur à l'Ecole Nationale Supérieure des Technologies et Industries de Bois et membre de l'unité de recherche du LERMAB, pour avoir encadré avec enthousiasme ces présents travaux. Je n'ai pas les mots pour te remercier Pierre, mais trouve à travers ces lignes toute ma gratitude pour ton soutien, ton dévouement, ton implication et l'intérêt particulier que

tu as nourris pour ce travail. J'ai beaucoup appris de toi, le goût du travail bien fait, le sens du travail en équipe...Merci.

Je remercie le Docteur Laurent VAN DE STEENE, Chercheur HDR au CIRAD et tous les autres membres du jury pour la générosité dont ils ont fait preuve en acceptant l'examen de ce travail de thèse.

Je tiens à remercier le Docteur Salifou OUMINGA, Maître de Conférences des universités du CAMES, Enseignant-Chercheur à l'Université de Ouagadougou et membre de l'équipe de recherche du LPCE, pour m'avoir accueilli et supervisé mes travaux au LPCE.

Je remercie le Professeur Paul Windinpsidi SAWADOGO, Directeur Général de Préservation de l'Environnement et du Développement Durable du Ministère de l'Environnement et du Développement Durable du Burkina Faso et Monsieur El Hadj Sidi Mahamadou CISSE, Directeur du Développement Durable de la Commune de Ouagadougou pour le rôle qu'ils ont joué lors de nos missions d'investigations et de collecte de données sur la gestion des déchets de la ville de Ouagadougou, je joint également à ces remerciements le Docteur T. DAHO et Mr SAWADOGO du LPCE.

Je tiens à remercier le Docteur Aristide HOUNGAN, Directeur Adjoint de l'Institut universitaire de Technologie (IUT) de Lokossa pour tout son soutien et le rôle qu'il a joué pour mon baptême dans le rang des doctorants de l'Université d'Abomey-Calavi.

La première fois que je suis entré au LERMAB, j'ignorais que j'entraais dans une grande famille, une famille qui m'a soutenu, aidé, encouragé tout au long de cette thèse, je pense tout particulièrement à Linda, Matthieu, Pierre, Jérôme, Baptiste, Gaétan, Benoît, Benjamin, merci pour les difficultés partagées au laboratoire et le plaisir partagé en famille autour d'un apéritif.

Je remercie tous les membres de l'unité de recherche du LEMA que j'ai eu l'occasion de connaître pendant ces années de recherche, en particulier les Docteurs AKOWANOU et YOVOGAN, les doctorants Arthur, Edmond, Franck, Joël, Crésus, Grace.

Je remercie également tous les membres de l'unité de recherche du LPCE que j'ai eu l'occasion de connaître pendant ces années de recherche, les doctorants, les stagiaires, les DEA. Je pense en particulier à Ibrahim, Aboubakar, Guy, Fati, Naomi.

Je remercie le Docteur Jean-Fidèle N'ZHIOU, Maître de conférences des universités du Cameroun, Enseignant à l'Université de Koudougou au Burkina Faso et Mr Pierre SANOU pour tout leur soutien dans le cadre de cette thèse et en particulier pour mes travaux sur le four rotatif au LPCE

Je pense à mes frères et amis Wilboby, Martino, Erik, Nadège, Moustapha, Jean-Aimé, Pascaline... pour tout leur soutien à mon égard lors de mes divers séjours et dans les moments les plus difficiles, je leur dis à tous un grand merci

Je remercie mon frère et ami le Docteur Quévara NOVHO pour tout son soutien et les bons moments partagés à Nancy, Epinal et à Cotonou. Je joins aussi à ces remerciements mes amis Tiburce, Eudem et Jonathan. C'est un plaisir pour moi d'avoir partagé ces agréables moments avec vous à Nancy.

Tous mes remerciements vont à l'Association « Echange et Partage pour avec le Bénin » avec son Président Francis NICOLAS pour tout son soutien tout le long de cette thèse. Je pense en particulier à Jean Claude et Anne-Marie HEMERICK, pour leur constante sollicitude et amitié à mon égard.

A tous les « épabiens », merci. Puissiez-vous trouver ici, une raison valable de poursuivre les relations d'amitié et de cordiale fraternité entre nos deux pays.

SOMMAIRE

DEDICACES	i
REMERCIEMENTS.....	iii
SOMMAIRE	vii
ABSTRACT	xii
RESUME.....	xiv
LISTE DES TABLEAUX.....	xvi
LISTE DES FIGURES ET PHOTOS.....	xx
NOMMENCLATURE	xxvi
INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE 1 : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE	6
1 Gestion des déchets ménagers.....	7
1.1 Généralités sur la gestion des déchets ménagers.....	7
1.2 Gestion des déchets au Bénin.....	12
1.3 Gestion des déchets dans la ville d’Abomey-Calavi.....	21
2 Etude des voies de valorisation thermochimique des déchets.....	32
2.1 Composition du mélange modèle des déchets solides	32
2.2 Valorisation par la réaction de pyrolyse.....	34
2.3 La valorisation par gazéification	44
2.4 La valorisation par combustion	50
CHAPITRE 2 : DISPOSITIFS ET TECHNIQUES D’ANALYSE	56
1 Les dispositifs d’analyse pour la caractérisation des solides	58
1.1 Mesure d’humidité des combustibles	58
1.2 Analyse élémentaire des combustibles.....	58
1.3 Analyse immédiate des combustibles	58
1.4 Taux de cendres des combustibles	59
1.5 Masse volumique des échantillons	59
1.6 Mesure du pouvoir calorifique en bombe calorimétrique	60

1.7	Détermination théorique du PCI du Déchet ménager brut.....	61
2	Les dispositifs d'analyse pour la caractérisation des gaz et des liquides.....	62
2.1	Les Spectromètres Infrarouge (analyse des gaz).....	62
2.2	Les Chromatographes en phase gazeuse.....	64
2.3	Analyseurs de fumées Testo 350.....	70
CHAPITRE 3 : ETUDE DES VOIES DE VALORISATION THERMOCHIMIQUE...		71
1	Caractérisation du mélange combustible.....	73
1.1	Diagramme triangulaire.....	73
1.2	Déchet modèle.....	75
1.3	Echantillonnage et préparation des combustibles.....	78
1.4	Conclusion.....	80
2	Etude de la pyrolyse.....	81
2.1	Thermobalance.....	81
2.2	Résultats des études en ATG.....	85
2.3	Banc d'essais de pyrolyse.....	97
2.4	Résultats des études sur le banc d'essais de pyrolyse.....	103
2.5	Conclusion.....	116
3	Etude de la gazéification.....	118
3.1	Le réacteur à lit fluidisé dense.....	118
3.2	Résultats sur l'étude de la gazéification.....	124
3.3	Modélisation de la cinétique de la réaction de gazéification à l'air.....	135
3.4	Conclusion.....	149
4	Etude de la Combustion.....	151
4.1	Etudes dynamiques en ATG.....	151
4.2	Etude de la combustion dans la chaudière à grilles mobiles du LERMAB.....	153
4.3	Résultats des études de la combustion dans la chaudière.....	154
4.4	Conclusion.....	157

CHAPITRE 4 : PROPOSITION D'UNE FILIERE DE GDSM DE LA VILLE D'ABOMEY-CALAVI.....	159
1 Organisation de la filière	161
1.1 La précollecte	161
1.2 Organisation de la précollecte et points de regroupement	162
1.3 La collecte	164
1.4 Le traitement des déchets	165
1.5 Mise en centre d'enfouissement	168
1.6 Le transport des déchets vers les centres de traitement et d'enfouissement techniques.....	169
1.7 Conclusion.....	170
2 Filière de gestion des déchets de la ville d'Abomey-Calavi	171
2.1 Schéma de gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi	171
2.2 Rôles et responsabilités des différents acteurs	172
2.3 Financement de la filière	173
2.4 Conclusion.....	175
CONCLUSION GENERALE	176
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	180
ANNEXES.....	201
Annexe 1 : Technologies de production de charbon	202
Annexe 2 : Liste des goudrons	205
Annexe 3 : Configurations sur le banc d'essai de pyrolyse	213
Annexe 4 : Principe de fonctionnement des lits fluidisés denses.....	215
Annexe 5 : Méthodologie de détermination des paramètres de fluidisation	222
Annexe 6 : Caractéristiques du lit fluidisé utilisé	224
Annexe 7 : Fonctionnement d'une Unité de Valorisation Energétique des Déchets (UVED)	229
Annexe 8 : Description de la chaudière à grille mobile du LERMAB.....	232

Annexe 9 : Concentration des goudrons identifiés lors de la pyrolyse du PE et du DM ...	234
Annexe 10 : Technologies de séchage des déchets	236

ABSTRACT

Study of valorization methods for household waste in Benin : case of city of Abomey-calavi

Generally in West Africa, the waste management is a priority problem mainly for the cities which welcome a growing population. It is the case of the city of Abomey-Calavi, that has no organized system of waste management. To allow an optimized management of waste, an overall policy based on tangible and demonstrated elements must be implemented. It is so essential to analyze the problem and its characteristics, to test various envisaged solutions, and to optimize the viable systems.

The objective of this study is to provide solutions for the waste treatment of Abomey-Calavi. It is so a question of studying the problem, since the characterization of waste until the proposal of appropriate solutions and the conditions of their implementation. The methods tested in this study are based on thermochemical ways (Pyrolysis, Combustion and Gasification). The heterogeneous nature of waste does not allow their study in laboratory (more expensive and not representative). Thus, a model waste (MW: wood 88 %, Cardboard 7 %; Plastic 5 %) was established and based on the typological characterization of the waste of the city and the chemical assumptions.

The study of the pyrolysis was realized in two parts. Slow pyrolysis in TGA and fast pyrolysis. TGA shows that the fast pyrolysis of the model waste can be made only at temperatures above 500°C. In the continuity of the results obtained in pyrolysis, a study of air gasification was made on the wood and the model waste at temperature of 800°C in a fluidized bed reactor. The tests allowed to observe that the results on these two types of fuels are very close. A simple model for the production of gas, condensable and of char during the gasification in fluidized bed was developed.

The study of the combustion of MW in the boiler of LERMAB shows that the combustion is better when it is made in a reactor of high power. Compared with the results obtained on the wood, the combustion of the combustible mixture (MW) in the boiler does not present negative effects. These results seem very interesting for the choice of a better way of thermochemical treatment of the waste of the city of Abomey-Calavi.

Finally, a waste management chain of HSW of the city of Abomey-Calavi is proposed in three parts and based on a mixed biological - thermochemical process preceded by the sorting.

Keywords: Household Waste, Model Waste, valorization, Environment, pyrolysis, gasification, combustion.

RESUME

Etude des voies de valorisation des déchets ménagers au Bénin : cas de la ville d'Abomey-calavi

Dans l'ensemble de l'Afrique de l'Ouest, la gestion des déchets est un problème prioritaire principalement pour les villes qui accueillent une population toujours plus nombreuse. C'est le cas de la ville d'Abomey-Calavi, qui n'a pas un système organisé de gestion des déchets. Pour permettre une gestion optimisée des déchets, une politique globale basée sur des éléments tangibles et démontrés doit être mise en œuvre. Il est ainsi primordial d'analyser le problème et ses caractéristiques, de tester différentes solutions envisagées, et d'optimiser les systèmes viables.

L'objectif de cette étude est de fournir des pistes de solution pour le traitement des déchets d'Abomey-Calavi. Il s'agit ainsi d'étudier la problématique, depuis la caractérisation des déchets jusqu'à la proposition de solutions appropriées et les conditions de leur mise en œuvre. Les voies testées dans cette étude sont thermochimiques (Pyrolyse, Combustion et Gazéification). L'hétérogénéité des déchets ne permet pas leur étude en laboratoire (cher et non représentatif), c'est la raison pour laquelle il a été mis en place un déchet modèle constitué de 88% de bois, 7% de Carton et 5% de plastique établi sur la base de la caractérisation typologique des déchets de la ville et des hypothèses chimiques.

L'étude de la pyrolyse a été réalisée en deux parties : une première partie concerne la pyrolyse lente en ATG tandis que la deuxième partie s'intéresse à la pyrolyse rapide. Les études en ATG ont révélé que la pyrolyse rapide du DM ne peut s'effectuer qu'à une température supérieure à 500°C. Dans la continuité des résultats obtenus en pyrolyse, une étude de gazéification à l'air a été effectuée sur le bois et le DM à une température de consigne de 800°C dans un réacteur à lit fluidisé dense. Les essais ont permis d'observer que les résultats sur ces deux types de combustibles sont très proches. Un modèle simple a été élaboré pour la production de gaz, de condensables et de charbon pendant la gazéification.

L'étude de la combustion du DM dans la chaudière à grilles mobiles du LERMAB montre que la combustion est de meilleure qualité lorsqu'elle a lieu dans un réacteur de puissance élevée. Par rapport au bois, la combustion du mélange combustible (DM) dans la chaudière ne présente pas d'effets négatifs. Ces résultats paraissent très intéressants quant au choix définitif d'une meilleure voie de valorisation des déchets de la ville d'Abomey-Calavi.

Enfin, une filière de gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi est proposée en trois étapes, elle est basée sur un traitement mixte biologique-thermochimique des déchets qui auraient été préalablement et éventuellement partiellement séchés.

Mots clés : Déchets Ménagers, déchet modèle, valorisation, Environnement, pyrolyse, gazéification, combustion.

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Quantité de déchets produits dans les centres urbains du Bénin(PAGIDF 2011).	13
Tableau 2 : Expériences de la gestion des déchets dans certaines villes du Bénin (TPE-CAI 2012).....	20
Tableau 3: Population de la Commune d'Abomey-Calavi en 2015 (TPE-CAI 2012, INSAE 2013).....	21
Tableau 4 : Ratio moyen et par standing de vie à Abomey-Calavi selon la saison (Topanou 2012).....	23
Tableau 5 : Caractéristiques typologiques des déchets par standing d'Abomey-Calavi (Topanou 2012).....	25
Tableau 6 : caractéristiques physico-chimiques des DSM de la ville d'Abomey-Calavi (Topanou 2012).....	28
Tableau 7 : Composition chimique de différents types de bois	32
Tableau 8 : Composition pondérale du bois en fonction de sa nature (Dumon and Gelus 1982; Beaumont 1985.)	33
Tableau 9 : Analyse immédiate du Carton	33
Tableau 10 : Composition élémentaire du carton.....	34
Tableau 11 : Liste des goudrons primaires de pyrolyse basse température du bois (Branca, P. Giudicianni et al. 2003).....	36
Tableau 12 : Production de CO, NO et Poussières sur 18 Chaudières industrielles suivies (Bernard, M.L. Rabot-Querci et al. 2006).....	54
Tableau 13 : plage de mesure du spectromètre DX4000	64
Tableau 14 : plage de mesure du Testo 350XL.....	70
Tableau 15 : Typologie des déchets de la ville d'Abomey-Calavi (Topanou 2012)	73
Tableau 16 : Paramètres de combustion.....	73
Tableau 17 : Composition centésimale du déchet modèle	75
Tableau 18 : Composition de différents mélanges expérimentaux (Rogaume T 2001; Tezanou 2003; BARHE 2004; NZHIOU 2005; Salou 2005)	76
Tableau 19 : Analyses élémentaire et PCI des différents types de plastiques utilisés dans ce travail.....	76
Tableau 20 : Analyse élémentaire des matières sèches (Beaumont 1985.; NZHIOU 2005; Ouiminga 2008).....	76
Tableau 21 : Composition élémentaire du déchet modèle de la ville d'Abomey-Calavi.....	77
Tableau 22 : Nombre de moles d'atomes des constituants du DM et PCI.....	77
Tableau 23 : caractérisation des déchets brut et modèle	78

Tableau 24 : Méthodes de mesure et incertitudes	82
Tableau 25 : T_p et m_{∞} moyennes des combustibles	88
Tableau 26 : Valeurs de n à différentes températures	89
Tableau 27 : Constantes K de la réaction à diverses températures	91
Tableau 28 : Comparaison des résultats avec ceux rapportés dans la littérature	92
Tableau 29 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du carton pour $n=1$	93
Tableau 30 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du Bois pour $n=1$	94
Tableau 31 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du déchet modèle pour $n=1$	96
Tableau 32 : Paramètres cinétiques des combustibles étudiés	97
Tableau 33 : Méthodes de mesures et incertitudes en pyrolyse	101
Tableau 34 : Analyse des combustibles bruts	109
Tableau 35 : Analyse des résidus solides obtenus après la réaction de pyrolyse.....	110
Tableau 36 : Méthodes de mesures et incertitudes en gazéification	120
Tableau 37 : Rendements des produits obtenus sur masse sèche de combustible	127
Tableau 38 : Répartition des concentrations mesurées avec le N_2 en (%vol)	129
Tableau 39 : PCI ($MJ.Nm^{-3}$ de gaz) et Energie récupérable ($MJ.kg_{daf}^{-1}$ de combustible) des mélanges gazeux obtenus	131
Tableau 40 : Analyse des résidus solides après la réaction de gazéification	132
Tableau 41 : Identification des gaz condensables issus de la réaction de gazéification	132
Tableau 42 : Bilan des condensables dans les échantillons analysés	134
Tableau 43 : Analyses élémentaires des charbons	136
Tableau 44 : Composition du gaz de pyrolyse (g gaz/g bois sec)	137
Tableau 45 : Bilan des gaz consommés et produits lors de la combustion	137
Tableau 46 : Bilan des gaz consommé et produits lors de la gazéification.....	138
Tableau 47 : Bilans solides expérimental et théorique.....	144
Tableau 48 : Comparaison des résultats expérimentaux et théoriques des condensables	145
Tableau 49 : Récapitulatif des résultats moyens des mélanges gazeux après deux heures de réaction (% vol).....	147
Tableau 50 : Composition des mélanges gazeux en régime établi.....	148
Tableau 51 : Options de précollecte envisageables à Abomey-Calavi	161
Tableau 52 : Matériel de précollecte envisagé	163
Tableau 53 : Liste des goudrons primaires.....	205
Tableau 54 : Liste des goudrons secondaires	208
Tableau 55 : Liste des goudrons tertiaires.....	211

Tableau 56 : caractéristiques de l’olivine blanche utilisée comme caloporteur.....	228
Tableau 57 : Concentrations (mg.g^{-1} de combustible) des condensables du PE suivant les températures	234
Tableau 58 : Concentrations (mg.g^{-1} de combustible) des condensables du Mélange combustible suivant les températures.....	234

LISTE DES FIGURES ET PHOTOS

Figure 1 : Schéma type de la gestion des déchets dans les pays du Nord (Alouemine 2006). ..	7
Figure 2 : Schéma de gestion des déchets commun aux PED (Matejka, Bouvet et al. 2005)....	8
Figure 3 : Evolution des maladies chez les récupérateurs à Katmandu(Cointreau-Levine 1997)	11
.....	11
Figure 4 : Carte géographique du Bénin	12
Figure 5 : Composition moyenne des déchets des centres urbains du Bénin(PAGIDF 2011). 14	14
Figure 6: Composition des déchets solides ménagers dans la commune d'Abomey-Calavi....	24
Figure 7 : Produits issus de la pyrolyse de la biomasse et leurs utilisations	37
Figure 8 : Composition moyenne des produits de la pyrolyse lente (400°C à 600°C)(Déglise 1982).....	37
Figure 9 : Exemple de composition des produits issus d'une pyrolyse rapide (900°C)(Déglise 1982).....	38
Figure 10 : taux de gaz produits (%) lors de la pyrolyse du PE (Green and Sadrameli 2004)	39
Figure 11 : Courbes TG et DTG de différents bois (10°C.min ⁻¹) (Müller-Hagedorn, H. Bockhorn et al. 2003)	40
Figure 12 : Les étapes de la gazéification (Antonini and Hazi 2004)	44
Figure 13: Schéma descriptif d'un lit fixe à contre-courant (ADEME 2001).....	46
Figure 14 : Schéma descriptif d'un lit fixe co-courant (ADEME 2001)	47
Figure 15 : Schéma descriptif d'un lit fluidisé circulant (ADEME 2001).....	49
Figure 16 : Schéma descriptif d'un lit entraîné (ADEME 2001).....	49
Figure 17 : Caractérisation des combustibles.....	59
Figure 18 : Exemple de spectre sur le spectromètre IRTF lors de la pyrolyse du Déchet modèle à 800°C	63
Figure 19 : Exemple d'un chromatogramme obtenu par GC-TCD	65
Figure 20 : µGC ouverte laissant apparaître les deux modules d'analyse et détail d'un module	66
Figure 21 : Chromatogrammes obtenus par µGC-TCD.....	67
Figure 22 : Acquisition des données de l'analyseur via PC	70
Figure 23 : Diagramme triangulaire de la composition des OM d'Abomey-Calavi (Tezanou 2003; Salou 2005)	74
Figure 24 : Schéma de la Thermobalance	82
Figure 25 : Données en entrée et en sortie de la thermobalance (en caractères droits : valeurs imposées ; en caractères italiques : valeurs mesurées).....	82
Figure 26 : TG et DTG des divers combustibles à 10°C.min ⁻¹	86

Figure 27 : DTG des combustibles à différents taux de chauffe	87
Figure 28 : Température de pic T_p du PE et du Carton à diverses vitesses de chauffe	87
Figure 29 : Courbes de l'effet de synergie en fonction de la température	88
Figure 30 : Mécanisme de la décomposition thermique et de perte de masse du PE.....	91
Figure 31 : Allures des droites $\ln K$ en cinétique isotherme d'ordre 1 du PE	92
Figure 32: Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du PE à diverses températures de consigne.....	93
Figure 33 : Régression linéaire $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique de la pyrolyse du carton.....	93
Figure 34: Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Carton à diverses températures. 94	
Figure 35 : Régression linéaire $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique du Bois.....	94
Figure 36 : Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Bois à diverses températures ..	95
Figure 37: Régressions linéaires $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique du Déchet modèle	96
Figure 38 : Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Déchet modèle à 300 et 450°C	96
Figure 39 : Schéma du dispositif expérimental	98
Figure 40 : Données en entrée et en sortie du réacteur (en caractères droits : valeurs imposées ; en caractères italiques : valeurs mesurées).....	101
Figure 41 : Températures des échantillons de bois et du DM lors de la pyrolyse rapide à 600 et 700°C.....	103
Figure 42 : Bilan Matière du PE.....	104
Figure 43 : Bilan Matière du Bois et du Déchet Modèle	105
Figure 44 : Analyse du mélange gazeux lors de la pyrolyse du PE	106
Figure 45 : Analyse du mélange gazeux lors de la pyrolyse du bois et du déchet modèle	107
Figure 46 : Volume de gaz produits par kg de combustible sec en fonction de la température	109
Figure 47 : Evolution des constituants condensables issus de la pyrolyse du carton (mg.g^{-1} de combustible) en fonction de la température	111
Figure 48 : Evolution des constituants condensables issus de la pyrolyse du bois (en mg.g^{-1} de combustible) en fonction de la température	111
Figure 49 : GC-MS des condensables issus de la pyrolyse du PE à 600°C	112
Figure 50 : Concentration des goudrons identifiés lors de la pyrolyse du PE et du DM	112
Figure 51 : Répartition quantitatives des Hydrocarbures issus du PE	113

Figure 52 : GC-MS des condensables issus de la pyrolyse du mélange combustible à 800°C	113
Figure 53 : Composés de bois et carton identifiés par analyse GC-MS du mélange combustible	114
Figure 54 : Energies disponibles et taux de conversion énergétiques	115
Figure 55 : Energies nécessaires à l'alimentation du système et rendements énergétique	116
Figure 56 : schéma du banc d'essai pour la gazéification en lit fluidisé.....	118
Figure 57 : ligne de prélèvement et d'analyse des gaz.....	122
Figure 58 : Evolution du flux des gaz mesurés pour chacun des combustibles	126
Figure 59 : Bilan massique du bois et du DM.....	127
Figure 60 : Composition des mélanges gazeux obtenus (%massique) lors de la réaction de gazéification	128
Figure 61 : Variation de la composition des gaz en fonction de la durée de la réaction.....	128
Figure 62 : composition du flux moyen de gaz produit à 800°C pour 1kg de combustible sec sans cendres.....	130
Figure 63 : Energies récupérables pour 1kg de combustible sec sans cendre.....	131
Figure 64 : Production de goudrons pour un kg de déchets sec sans cendres.....	133
Figure 65 : chromatogramme obtenu pendant l'analyse des goudrons du DM en gazéification	134
Figure 66 : Energies supplémentaires apportées au réacteur par la gazéification des combustibles.....	135
Figure 67 : schéma réactionnel relatif à la pyrolyse du combustible	136
Figure 68 : schéma réactionnel relatif à la combustion du combustible	137
Figure 69 : schéma réactionnel de la vapo-gazéification	138
Figure 70 : TG expérimentaux et calculés du Bois et du DM lors de la réaction de pyrolyse	142
Figure 71 : TG expérimentaux et calculés du Bois et du DM lors de la réaction de combustion	143
Figure 72 : Evolution des masses calculées des matières solides en fonction de la durée de la réaction	144
Figure 73 : masse et teneur en condensables produites en fonction du temps	145
Figure 74 : débits des gaz produits mesurés et calculés en fonction de la durée (min)	146
Figure 75 : Bilan énergétique théorique du processus	147
Figure 76 : Evolution des produits solides jusqu'à stabilisation de système	148
Figure 77 : TG (a) et DTG (b) des différents types de matériaux en combustion	151

Figure 78 : Effet de synergie entre les matières cellulosiques et plastiques	152
Figure 79 : schéma général de l'installation de 200 kW	153
Figure 80 : Evolution de la température du foyer lors de la mise en température	154
Figure 81 : Emissions et O ₂ résiduelle dans les fumées lors de la mise en température	154
Figure 82 : Evolution de la température du foyer et des émissions de gaz lors de la combustion des plaquettes de bois	155
Figure 83 : Effet de l'humidité sur l'évolution de la température du foyer et sur les émissions	156
Figure 84 : Evolution de la température du foyer et des émissions lors de la combustion du DM	157
Figure 85 : Schéma de gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi.....	171
Figure 86 : Schéma de financement de la filière proposée	174
Figure 87 : systèmes à combustion partielle : fosse (a), meule (b)	202
Figure 88 : systèmes par chauffage externe : cornue-tunnel (a), cornue verticale (b)	202
Figure 89 : système par contact de gaz chauds : four Lambiotte	203
Figure 90 : Dispositif expérimental pour la réalisation du bilan matière.....	213
Figure 91 : Dispositif expérimental pour la caractérisation des condensables	213
Figure 92 : Dispositif expérimental pour le suivi en temps réel de la composition de gaz....	214
Figure 93 : illustration de la fluidisation	215
Figure 94 : pertes de charge générées par le lit en fonction de la vitesse du fluide.....	216
Figure 95 : classification de Geldart(Antonini and rard 2008)	218
Figure 96 : régimes de fluidisation des particules selon leur appartenance aux différents groupes de la classification de Geldart(Antonini and rard 2008).....	218
Figure 97 : Pistonnage et Renardage.....	219
Figure 98 : système d'alimentation en biomasse	224
Figure 99 : position des capteurs dans le réacteur.....	225
Figure 100 : exemple de variation des pertes de charge du lit pendant un essai.....	226
Figure 101 : équipement du réacteur.....	227
Figure 102 : Olivine blanche utilisée comme caloporteur dans les essais en gazéification...	228
Figure 103 : Schéma de fonctionnement d'une UVED (Florimonde LEBEL 2008)	229
Figure 104 : Points de mesures du dispositif expérimental.....	233
Figure 105 : Pression de vapeur saturante de l'eau dans l'air d'après la température(Velis, Longhurst et al. 2009; Tchoryck 2011)	236
Figure 106 : Taux de croissance de différents organismes (Madigan 2006).....	237

Figure 107 : Schéma d'une grande unité Stabilat Technology de Herhof.....	237
Photo 1 : Ensemble du système de détermination du PCI par bombe calorimétrique	60
Photo 2 : Spectromètre Infra Rouge à Transformée de Fourier (Equinox 55 ; BRUKER).....	62
Photo 3 : Vue d'ensemble du système d'analyse chromatographique GC – TCD (CP-3800 ; VARIAN).....	64
Photo 4 : Système de prélèvement pour analyse GC en pyrolyse / Gazéification	66
Photo 5 : système GC-FID GC-2010 Plus SHIMADZU	68
Photo 6 : Vue d'ensemble du thermodésorbeur (TurboMatrix ATD ; PERKIN ELMER) et du système d'analyse chromatographique GC – MS (Clarus 500 ; PERKIN ELMER).....	68
Photo 7 : PEbD découpé (a), carton découpé (b), sciures de bois (c)	78
Photo 8 : broyeur (a) et presse à granulés (b).....	79
Photo 9 : granulés de fabrication industrielle (a), granulés de taille adaptée au réacteur (b) et granulés DM (c)	79
Photo 10 : granulés de PEhD (a), broyats de carton (b), plaquettes de bois (c).....	80
Photo 11 : Thermobalance NETZSCH STA 449 F3 Jupiter	81
Photo 12 : Four de dégradation (a), Système d'amenage (b).....	98
Photo 13 : installation de gazéification du laboratoire	119
Photo 14 : système de traitement des gaz.....	121
Photo 15 : Centres de collecte, ville de Ouagadougou.....	164
Photo 16 : Retournement et Compost produit au CTVD de Ouagadougou	168
Photo 17 : Bassins de lixiviats du CTVD de Ouagadougou au Burkina Faso	169
Photo 18 : Four de pyrolyse SPIRAJOULE	203
Photo 19 : Four tournant.....	204

NOMMENCLATURE

ACDI	Agence Canadienne de Développement International
ADEME	Agence De l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie
AFD	Agence Française pour le Développement
AFNOR	Association Française de Normalisation
AGETUR	Agence d'Exécution des Travaux Urbains
ATG	Analyse ThermoGravimétrique
AVP	Alpha Ville Propre
CA	Conseil d'Administration
CET	Centres d'Enfouissement Techniques
COGEDA	Coordination des ONG de Gestion des DMS et de l'Assainissement
COSGAC	Collectif des Structures non Gouvernementales intervenant dans la gestion des déchets de la Commune d'Abomey-Calavi
CREPA	Centre Africain pour l'Eau Potable et l'Assainissement
CSD	Centres de Stockage des Déchets
CSDU	Cendre de Stockage des Déchets Ultimes
CTOM	Centre de Traitement des Ordures Ménagères
DCAM	Département Communautaire et Assainissement du Milieu
DSM	Déchets Solides Ménagers
DUS	Déchets Urbains Solides
EMSE	Ecole des Mines de Saint Etienne
ETM	Eléments Traces Métalliques
HAP	Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques
INSAE	Institut National de la Statistique Appliquée et de l'Economie
IRTF	Infra Rouge à Transformé de Fourier
MEHU	Ministère de l'Environnement de l'Habitat et de l'Urbanisme
MIOM	Mâchefers d'Incinération des Ordures Ménagères
MODECOM	Mode de Caractérisation des Ordures Ménagères
MSP	Ministère de la Santé Publique
MSV	Matières Solides Volatiles
NYMBY	Not in My Back Yard
OFEFP	Office Fédérale de l'Environnement, des Forêts et du Paysage
OM	Ordures Ménagères
OMS	Organisation Mondiale de la Santé

ONG	Organisation Non Gouvernementale
ONU	Organisation des Nations Unis
PAACO	Programme d'Appui à l'Agglomération de Cotonou
PAGIDF	Programme d'Appui à la Gestion Intégrée des Déchets par Filière
PDC	Plan de Développement Communal
PED	Pays En voie de Développement
PGDSM	Plan de Gestion des Déchets Solides Ménagers
PGUD	Projet de Gestion Urbaine Décentralisée
PI	Pays Industrialisés
PME	Petites et Moyennes Entreprises
PUGEMU	Projet d'Urgence de Gestion Environnementale en Milieu Urbain
REFIOM	Résidus d'Épuration des Fumés d'Incinération des Ordures Ménagères
RGPH	Recensement Général de la Population et de l'Habitat
UE	Union Européenne
UVED	Unité de Valorisation Énergétique des Déchets

INTRODUCTION GENERALE

Le sommet de la terre, à Rio en 1992, a marqué la prise de conscience internationale des risques liés aux changements climatiques. Le dernier rapport du groupe d'experts intergouvernemental sur l'évolution du climat – GIEC – conclut que « l'essentiel de l'accroissement constaté de la température moyenne de la planète depuis le milieu du XX^e siècle est « très vraisemblablement » dû à l'augmentation observée des émissions d'activités humaines de gaz à effet de serre » et précise que « la température moyenne à la surface de la terre devrait, en l'absence de nouvelles mesures, augmenter de 1,4 à 5,8°C entre 1990 et 2100, et le niveau des mers devrait s'élever de 9 à 88 centimètres pendant la même période. Si rien n'est fait pour limiter ces changements, ils auront des répercussions significatives sur l'écosystème et sur les économies ».

Aux vues des prévisions catastrophiques annoncées, quelles solutions doit-on adopter pour assurer la pérennité des ressources et la préservation de l'environnement tout en répondant à l'explosion de la demande énergétique? Outre la rationalisation de la consommation qui s'avère indispensable, de nombreuses solutions techniques sont à l'étude actuellement.

C'est dans ce contexte que l'on observe un intérêt grandissant pour les énergies renouvelables qui présentent de nombreux avantages par rapport aux ressources fossiles, de par leur disponibilité à long terme et leur neutralité vis-à-vis de la production de « gaz à effet de serre ». Ainsi, une attention particulière doit être accordée aux déchets urbains. En effet, ces déchets contiennent une part importante de matières organiques assimilées à la biomasse.

Dans l'ensemble de l'Afrique de l'ouest, la gestion des déchets est un problème prioritaire principalement pour les villes qui accueillent une population toujours plus nombreuse. La collecte, l'évacuation et la gestion des déchets demeurent dans ces villes un problème de santé publique qui conduit à une pollution forte de l'ensemble des ressources vitales (air et eau notamment) et à des difficultés de sécurité alimentaire.

Si le bon sens et la récupération sont des voies bien développées, elles ne suffisent pas à régler l'ensemble des problèmes. Notons par exemple le devenir des déchets type sacs plastiques qui envahissent les villes et leurs banlieues conduisant non seulement à une pollution visuelle et environnementale, mais aussi à la mort de nombreux animaux qui ingèrent ce type de sacs abandonnés.

Le Bénin, pays de l'Afrique de l'Ouest avec une population d'environ 11 millions d'habitants en 2015, n'échappe pas à ces réalités. La ville d'Abomey-Calavi, deuxième ville la plus peuplée du Bénin, a subi une forte croissance démographique et spatiale. Cette dynamique urbaine n'a pas été accompagnée par la mise en place d'infrastructures, des services de base et d'une politique adéquate de gestion des déchets. De plus, la ville d'Abomey-Calavi, du fait de

sa proximité avec les différents cours d'eau et de l'inexistence des décharges intermédiaires et finales est confrontée à un véritable défi de GDSM.

Par ailleurs, les processus de décentralisation en cours dans les pays africains offrent une nouvelle occasion de confirmer l'importance particulière que revêt la gestion des déchets. Ainsi, la GDSM est considérée comme l'un des principaux services municipaux dans le sens d'orientation stratégique et de l'autorité administrative. Aujourd'hui, sous l'impulsion des pouvoirs publics, de différents acteurs de la société et de la législation nationale disponible, la ville d'Abomey-Calavi bénéficie d'un réel cadre politique affiché par les autorités locales compétentes. Mais la dimension scientifique et technique qui devrait servir de support pour l'application de ces textes et être la boussole pour la prise des décisions appropriées par les responsables en charge du secteur est insuffisante, voire inexistante. De plus, les données scientifiques, quand elles existent, sont souvent peu appropriées en raison d'une absence de suivi régulier.

Pour permettre une gestion optimisée de ces déchets, une politique globale doit être mise en œuvre, mais elle ne peut reposer que sur des éléments tangibles et démontrés. Il est ainsi primordial de mettre en place un plan d'action via des spécialistes pour analyser le problème et ses caractéristiques, déterminer des voies de valorisation, tester différentes solutions envisagées, puis optimiser les systèmes les plus viables.

Différents travaux ont montré que l'incinération ou l'enfouissement contrôlé sont certainement les deux voies les plus viables pour ces produits. Il est néanmoins indispensable d'étudier de façon plus précise toutes les solutions techniques possibles afin d'aboutir à des recommandations à la fois dans le choix, mais aussi sur les méthodes à mettre en œuvre.

L'objectif final de cette thèse est de fournir des pistes de solutions pour le traitement des déchets de la ville d'Abomey-Calavi. Il s'agit ainsi d'étudier de façon globale la problématique, depuis la caractérisation des déchets jusqu'à la proposition de solutions appropriées qui pourront être mises en œuvre au niveau local. Les objectifs spécifiques de cette étude sont :

- Caractérisation physico-chimique des déchets solides ménagers de la ville d'Abomey-Calavi;
- Détermination de solutions adaptées pour le traitement des déchets;
- Proposition d'une filière de gestion des déchets solides ménagers de la ville d'Abomey-Calavi.

La méthodologie choisie se veut avant tout pragmatique, en revenant aux bases de travaux possibles pour la gestion des déchets, il a donc été proposé de s'appuyer sur le cas de savoir-

faire et l'expérience du Burkina Faso dans le but d'utiliser ceux de Ouagadougou. Ainsi, une collaboration entre quatre parties a été initiée et mise en place pour la gestion du projet de recherche : La Mairie de la commune d'Abomey-Calavi, l'Université d'Abomey-Calavi, l'Université de Lorraine en France et l'Université de Ouagadougou au Burkina Faso. Le partenariat a permis d'avancer de façon plus rapide et efficace vers la recherche de solutions viables. La méthodologie adoptée pour ce travail de recherche s'articule alors autour de trois axes principaux :

✓ Cadrage de l'étude et recherche bibliographique

Le point de départ de ce projet a été la mise en place du cadrage, de l'orientation du sujet de recherche à travers des échanges entre toutes les parties. Ensuite une collecte de données bibliographiques a été effectuée d'une part dans la commune d'Abomey-Calavi, et d'autre part dans la ville de Ouagadougou. En effet, la ville de Ouagadougou, connaît une certaine avancée dans le domaine de la gestion des déchets ménagers par rapport au reste des pays de la sous-région Ouest Africaine. Depuis 2005, il a été mis en application un schéma élaboré sur la gestion organisée des déchets de la ville de Ouagadougou. Une analyse bibliographique aussi complète que possible est proposée dans la première partie de cette thèse.

✓ Travaux d'expérimentations sur les techniques de valorisation possibles des déchets de la ville d'Abomey-Calavi

A partir de la caractérisation typologique des déchets solides ménagers effectuée dans la ville d'Abomey-Calavi, il a été fait une caractérisation physico-chimique afin de déterminer des solutions techniques possibles envisageables pour le traitement des déchets. En effet, les solutions techniques approfondies dans cette thèse sont uniquement thermochimiques, l'approche biologique ayant déjà été abordée dans une thèse précédente. Ainsi, un mélange étalon a été constitué à partir de la composition de la part valorisable des déchets. Par suite, une première série d'essais a été effectuée au Laboratoire de Physique et de Chimie de l'Environnement (LPCE) de l'Université de Ouagadougou pour une prise en main du matériel et une meilleure compréhension du processus de combustion. Les travaux d'expérimentation sur les voies de valorisation (pyrolyse, gazéification et combustion) ont été effectués au Laboratoire d'Étude et de Recherche sur le MATériau Bois (LERMAB) de l'Université de Lorraine en France. Ces différentes approches expérimentales sont abordées dans la seconde partie de ce travail.

✓ Traitement des résultats obtenus

Cette dernière phase qui est regroupé dans la troisième partie de ce travail, est un exercice d'analyse, d'interprétation et de discussions des résultats obtenus expérimentalement dans

l'atteinte des objectifs fixés. En effet, les travaux d'expérimentation ont permis de proposer des solutions techniques en complément de ce qui a déjà été proposé pour aboutir à une filière de gestion beaucoup plus complète des déchets solides ménagers de la ville d'Abomey-Calavi.

CHAPITRE 1 : SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE

1 Gestion des déchets ménagers

La première partie de cette analyse bibliographique décrit les divers systèmes de gestion des déchets ménagers mis en place dans le monde et en particulier dans la ville d'Abomey-Calavi et les compositions caractéristiques des OM.

1.1 Généralités sur la gestion des déchets ménagers

Le cycle de vie des déchets urbains est souvent schématisé par la succession de cinq phases réparties dans le temps et dans l'espace : la production de déchets, le tri et la collecte, la valorisation par le recyclage, le traitement de la fraction non valorisable et l'élimination finale dans un site aménagé d'un résidu éco-compatible. C'est le cas dans les pays industrialisés qui ont mis en place depuis une vingtaine d'années les structures d'organisation, les équipements, la gestion financière et la réglementation nécessaire (Matejka, Bouvet et al. 2005).

1.1.1 Gestion des déchets dans les pays du Nord

La mise en place d'outils réglementaires et juridiques dans certains pays, et particulièrement dans les pays du Nord, a joué un rôle essentiel dans la gestion rationnelle et saine des déchets. Ainsi, un arsenal de textes régulant la gestion des déchets a vu le jour depuis les années 1990 dans l'UE, en France en s'appuyant respectivement sur les directives européenne et la législation française et notamment les lois françaises (Anonyme-1 2000- 2003; Houot and Rose 2002; François 2004; Garcia, Esteban et al. 2005). En général, la gestion des déchets dans ces pays est du ressort des collectivités locales.

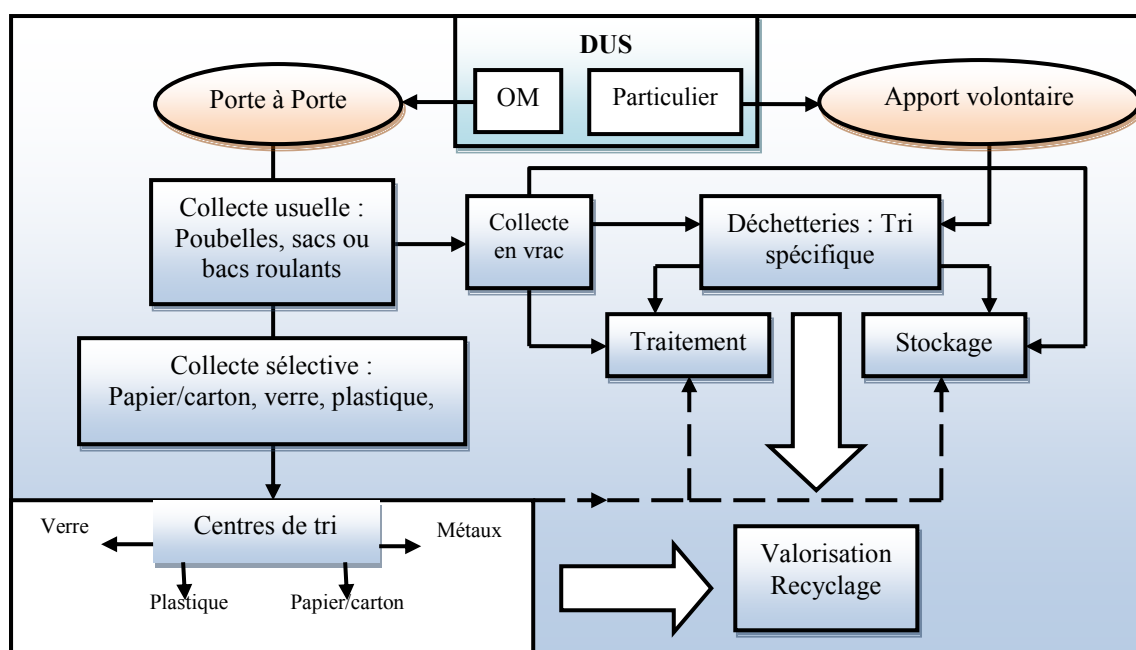


Figure 1 : Schéma type de la gestion des déchets dans les pays du Nord (Alouemine 2006).

En France, comme le prévoit la loi, les communes doivent organiser l'élimination des déchets municipaux (ADEME 2000-b). Dans plusieurs pays l'intervention d'entreprises privées agréées par les services publics s'est avérée d'une utilité capitale dans la gestion de certaines composantes des déchets.

Selon l'ADEME, aujourd'hui presque toute la population bénéficie d'un service de collecte des OM (poubelles traditionnelles, sacs ou bacs roulants). Une grande partie de la population participe à la collecte sélective multi-matériaux. Les fractions de déchets concernées par cette collecte sont les emballages en papier- carton, verre, plastiques, métaux en plus des journaux et des revues. Ces déchets collectés sélectivement sont acheminés vers les installations industrielles spécialisées ou centres de tri. Les différents matériaux y sont séparés et amenés à un niveau de qualité compatible avec les activités de recyclage. Les centres de tri peuvent générer des déchets. Les refus ne pouvant être valorisés sont envoyés pour le traitement ou le stockage (Figure 1).

Les déchetteries sont des espaces aménagés, gardiennés et clôturés. Elles sont destinées à recevoir les déchets encombrants des particuliers (commerçants, artisans et autres) ou tout autre déchet par apport volontaire. Les déchets apportés doivent être répartis dans des conteneurs spécifiques en vue de la gestion (valorisation), du traitement ou du stockage éventuellement des matériaux qui les composent.

1.1.2 Gestion des déchets dans les PED

Dans les PED, l'élimination des déchets se limite souvent à la collecte primaire assurée par des associations, des ONG ou des PME (Figure 2). La collecte secondaire, souvent sous la responsabilité des services techniques des communes, est mal assurée par manque de matériels roulants adaptés opérationnels. Le site de regroupement à la périphérie de quartiers est alors l'exutoire final qui, compte tenu de l'extension de la ville, se retrouve au milieu de nouvelles zones d'habitation.

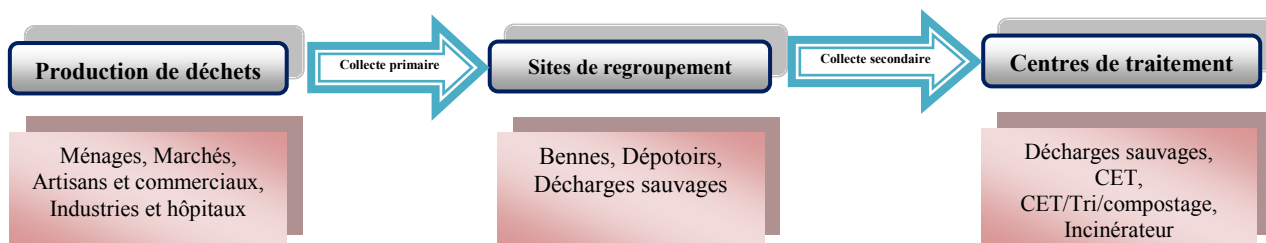


Figure 2 : Schéma de gestion des déchets commun aux PED (Matejka, Bouvet et al. 2005)

Certaines capitales d'Afrique de l'Ouest ont malgré tout pu bénéficier de l'aide internationale pour installer des centres de traitement final des déchets combinant tri, compostage de la fraction fermentescible et enfouissement technique.

1.1.3 Impacts de la gestion des Déchets Solides Ménagers (DSM)

1.1.3.1 Impacts sociologiques des DSM

D'origine nord-américaine, le phénomène NIMBY littéralement signifie "Not In My Back Yard", en français " Pas dans mon arrière cours " recouvre au départ le refus des riverains de voir s'implanter une infrastructure gênante dans leur environnement proche, sans pour autant remettre en question l'utilité de cette infrastructure, pourvu qu'elle s'installe ailleurs. Les riverains craignent, par exemple, que leur cadre de vie ne se dégrade. Ce phénomène, qui s'applique également aux déchets, désigne l'opposition de populations riveraines à l'implantation ou à l'extension d'une nouvelle infrastructure liée au traitement, à la valorisation et/ou au stockage des déchets. Ces prises de positions témoignent des difficultés de la société occidentale à concilier un mode de vie produisant des quantités croissantes de déchets, avec la nécessité de leur gestion. Les conséquences esthétiques sont celles dont les riverains et le grand public auront, en premier, conscience (Oyelola and Babatunde 2008). Cette problématique sociologique est un réel défi pour les pouvoirs publics.

1.1.3.2 Pollution chimique

La gestion inefficace des déchets engendre des risques de pollutions chimiques pour l'environnement et la santé des populations vivant ou non à proximité (MBT 2003). Cette pollution chimique est d'origine diverse : organique, minérale et métallique.

La matière organique biodégradable est apportée en grande partie par les fractions fermentescibles mais aussi, à une faible proportion, par le papier et le carton. Les apports importants de matière organique biodégradable engendrent une consommation de l'oxygène dissout lors de la décomposition de la matière organique et crée par exemple l'eutrophisation du lac Nokoué du Bénin lors de l'apport de déchets (Chouti, D et al. 2011). Selon les travaux de Mama (Mama 2010), l'eutrophisation ou la désoxygénation des eaux se manifeste en profondeur, où le phytoplancton sédimente et où la lumière est insuffisante pour que la production primaire contribue à la réoxygénation des eaux. Une augmentation importante de la mortalité de la faune la plus sensible est alors observée (Mama, Matchi et al. 2006). C'est cette désoxygénation des eaux qui est à l'origine de la mortalité des poissons souvent signalée par les riverains de la lagune de Porto-Novo (Bénin) par exemple (Chouti, D et al. 2011). Plusieurs études menées sur les échantillons d'eau des lagunes ont montré une pollution de plus en plus importante de ces plans d'eau et les dangers auxquels sont exposés les organismes qui y vivent car ces eaux sont de plus en plus des réceptacles des DSM et des

chutes d'hydrocarbures (d'essence, gas-oil) (Saizonou, Yehouenou et al. 2010; Chouti, D et al. 2011).

En Italie, la lagune d'Orbetello reçoit les déchets, les eaux traitées et non traitées des villes limitrophes (Lenzi, Palmieri et al. 2003). Ces entrées sont sources d'une croissance algale rapide. Ces apports anthropiques assurent un développement intense des algues et perturbent le cycle saisonnier de l'évolution algale (Lenzi, Palmieri et al. 2003).

De même, le plus grand écosystème côtier en Afrique occidentale, la lagune Ebrié de Côte d'Ivoire, reçoit les déchets ménagers et industriels d'Abidjan, mais aussi les rejets agricoles de son bassin versant. Ceci induirait une eutrophisation du système complet avec comme conséquence une augmentation de la mortalité des poissons et le développement de micro-organismes pathogènes néfastes pour l'homme (Dorandeu 2008). Les eaux du fleuve Sénégal au niveau de la ville de Rosso (Mauritanie) sont également contaminées par les DSM riches en polluants d'origine organique et métallique (Bawa, Djaneye-boundjou et al. 2006).

Ibtissam et al., (Ibtissam, Alami et al. 2007), indiquent par exemple qu'en dix ans, une augmentation de 13,2 mg.L⁻¹ de nitrates dans la nappe phréatique dans la zone côtière du Gharb (M'nasra) au Maroc est observée, en raison de la pollution engendrée par la présence des déchets d'origine agricole. La nappe profonde, qui approvisionne les forages du Niamey (Niger), est également polluée chimiquement. L'origine de ces pollutions est attribuée d'une part aux pesticides et engrais chimiques utilisées pour l'agriculture dans le delta du Niger, d'autre part à la qualité du sol très riche en alumine et enfin, à un défaut d'assainissement et de mauvaise gestion des DSM (Chippaux, Houssier et al. 2002; Parrot, Sotamenou et al. 2009).

La pollution des eaux souterraines par les éléments traces métalliques au voisinage des décharges a souvent été signalée dans la littérature (Chofqi, Younsi et al. 2004; Aluko and Sridhar 2005; Adjia, Fezeu et al. 2008; Adefemi and E. E. Awokunmi 2009; Awokunmi, Asaolu et al. 2010). A titre d'illustration, les concentrations élevées de plomb et de cadmium dans la lagune de Porto-Novo résultent également de la mauvaise gestion des déchets liquides et solides dans la ville de Porto- Novo (Chouti, D et al. 2011).

1.1.3.3 Impacts sanitaires

(Thonart and D. 2005) ont rapporté que les deux tiers environ des habitants des pays en développement sont exposés à des risques importants pour la santé, notamment à cause du manque de systèmes d'évacuation des eaux usées et de gestion des DSM. L'absence de stratégie adaptée de gestion des déchets et le déficit d'infrastructures (centre de transfert, de

tri, des points de regroupement, décharges finales) de gestion des déchets provoquent une anarchie dans toute la filière de gestion des déchets (collecte, transfert et traitement). Il résulte de cette situation la présence de dépôts sauvages un peu partout dans les villes africaines (Parrot, Sotamenou et al. 2009). C'est le cas des villes de Conakry (Guinée), de Casablanca (Maroc), de Lomé (Togo), de Calavi, et de Cotonou (Bénin).

Ces dépôts sauvages représentent, selon (Thonart and D. 2005) et (Ahoussi, Soro et al. 2008), des milieux favorables à la prolifération d'une part, de germes responsables des maladies et infections de tout genre, et d'autre part, des arthropodes (mouches, moustiques) et des rongeurs qui peuvent être porteurs de typhus, leptospirose, salmonellose, trichinose, histoplasmosse et tularémie. Bien évidemment, la population la plus exposée est celle qui, économiquement est la plus vulnérable et la plus défavorisée. Ces endroits insalubres sont également les lieux d'habitations de ces populations faute d'avoir trouvé d'autres solutions. Les études réalisées par l'Organisation Mondiale de la Santé (OMS) montrent que les deux tiers environ des habitants des pays en développement sont exposés à des risques importants pour la santé, notamment à cause du manque de systèmes d'évacuation des excréta humains et des ordures ménagères. Une étude d'impact sur la santé dû aux déchets solides dans les domaines domestiques et publics montre que la prévalence d'Ascarides, par exemple chez les enfants des foyers qui ne disposent pas de collecte est de 65%, contre 43% chez les enfants des foyers avec collecte irrégulière et 41% chez ceux des foyers avec de la collecte régulière (Moraes 1997). D'autres études se sont intéressées à l'impact sanitaire des déchets sur les personnes en contact direct avec ces rejets. Même si le niveau de vie de certains récupérateurs s'est amélioré à Katmandu au Népal, la prévalence de certaines maladies liées principalement à l'hygiène reste alarmante (Cointreau-Levine 1997). Ainsi, l'enquête, menée auprès de ces récupérateurs, a révélé une augmentation de certaines maladies par rapport à leur état avant la pratique de ce travail, comme le montre la Figure 3.

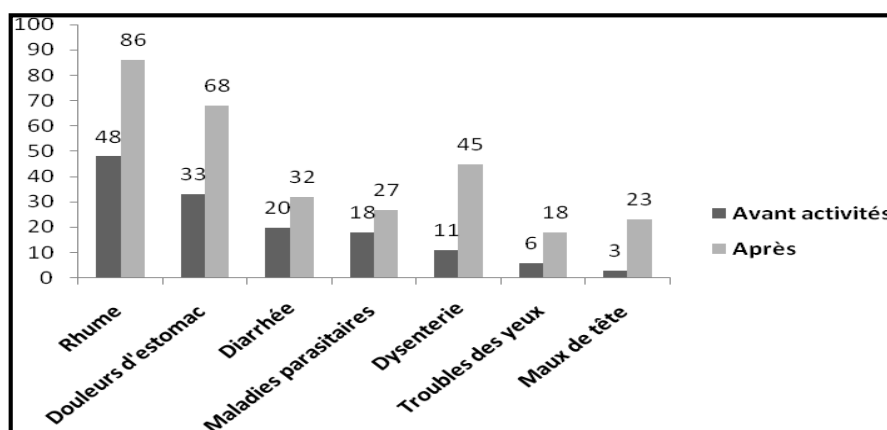


Figure 3 : Evolution des maladies chez les récupérateurs à Katmandu (Cointreau-Levine 1997)

Il en ressort une augmentation nette pour toutes les maladies. La recrudescence de certaines d'entre elles a fait que le taux d'infection s'est vu multiplier par 4. Les maux de tête chez ces populations ont été multipliés par 7.

1.2 Gestion des déchets au Bénin

Les grandes villes africaines et les capitales africaines en particulier, ont dans la plupart des cas, connu une croissance rapide de leur population durant les quatre dernières décennies. Cette croissance, souvent exponentielle, pose aux autorités publiques et aux décideurs, de grands défis dans la gestion des villes notamment dans le domaine de l'assainissement, de la collecte et du traitement des OM. C'est ainsi que le Bénin est en cours de construction de sa politique de gestion des OM.

1.2.1 Présentation du Bénin

La République du Bénin est un pays de la sous-région ouest-africaine, limité au Sud par l'Océan Atlantique, à l'Est par le Nigéria, au Nord par le Burkina Faso et le Niger et à l'Ouest par le Togo (Figure 4). Il a une superficie de 114 763 km² et deux (02) zones climatiques dont un climat équatorial au sud avec une forte humidité et un climat tropical au nord. La capitale administrative du Bénin est Porto-Novo dans le sud-est et sa capitale économique est Cotonou dans le sud.

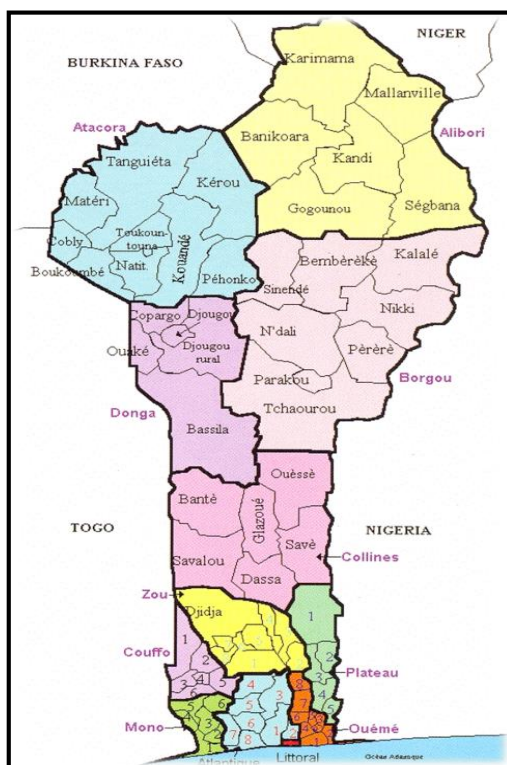


Figure 4 : Carte géographique du Bénin

Le Bénin a une population de 10 millions d'habitants (RGPH, 2013) et un taux de croissance démographique de 3,5% par an, ce qui donne une projection de 11 millions habitants pour l'année 2015 (INSAE 2013). Les principaux groupes ethniques au Bénin sont les Fon (66%), les Bariba (10%), les Yoruba (9%), ... La langue officielle de travail et langue la plus utilisée par les Béninois est le Français. Il est suivi du Fon, du Yoruba, du Bariba, Les religions pratiquées par les béninois dans leur grande majorité sont l'animisme, le christianisme et l'islam. Le nombre de femmes représente une proportion de 51,2%. Il compte 12 départements. Les départements sont divisés en 77 communes qui sont subdivisées en 546 arrondissements. L'ensemble des arrondissements compte 3 747 villages et quartiers de villes (INSAE 2008). Le contexte géomorphologique, climatique et hydrographique influence le profil épidémiologique du pays qui est caractérisé par une variété de pathologies tropicales avec une prédominance des affections endémo épidémiques notamment le paludisme, les diarrhées, le choléra et la méningite cérébro-spinale (MSP 2004).

1.2.2 Caractéristiques des déchets

La composition et la quantité des déchets varient d'un centre urbain à un autre. Selon la stratégie nationale de gestion des déchets réalisée et validée en 2007, la quantité de déchets produits par l'ensemble des centres urbains du Bénin et par catégorie de villes se présente comme le montre le Tableau 1. L'ensemble des centres urbains du Bénin produit 1317 tonnes de déchets par jour, soit 480 589 tonnes par an. Les villes de plus de 100.000 habitants produisent 220 638 tonnes, soit 45,90%, les villes de 50.000 à 100.000 habitants, 48 120 tonnes, soit 9,87% et les petites villes 202 849 tonnes, soit 42,6%.

Tableau 1 : Quantité de déchets produits dans les centres urbains du Bénin(PAGIDF 2011)

Catégorie de villes	Population	Quantité produite/ht/jr(en kg)	Quantité produite par jour(en T)	Quantité produite par an (en T)
Villes de plus de 100.000 hts	1 200 968	0,5	604	220 638
Villes de 50.000 à 100.000 hts	282 415	0,46	130	47 417
Villes de 10.000 à 50.000 hts	1 464 411	0,38	556	204 895
Ensemble des centres urbains du Bénin	2 947 794	0,45	1 317	480 589

Ces résultats montrent que la production moyenne de déchets par habitant serait fonction du niveau de vie, et, dans une certaine mesure, du taux d'urbanisation. Aussi, est-il utile de préciser que c'est dans les centres urbains que se pose fondamentalement le problème de la gestion des déchets au Bénin. Les zones rurales, où les agglomérations sont de modeste taille et où se déroulent encore des activités agricoles à proximité des maisons et/ou

agglomérations, les déchets ménagers, à composition majoritairement organique, sont directement déversés dans les champs pour l'amendement des sols.

(CREPA 2011) donne la composition typologique des déchets solides ménagers dans certaines villes du Bénin. En effet, les déchets des villes du sud (Cotonou, Porto-Novo, Abomey-Calavi, Bohicon) sont composés essentiellement de végétaux/putrescibles et de matières fines, tandis que celles du nord (Parakou, Djougou) présentent une prédominance de graviers dans leurs déchets. Il faut noter la présence assez impressionnante de plastiques dans les déchets produits à Porto Novo (14,59%). La composition moyenne, en pourcentage du poids, des déchets dans la plupart des villes se présente comme le montre la Figure 5.

En général, la composition de ces déchets, tel que cela ressort du diagramme et des analyses montre que les matières fines et les graviers représentent 49,01% du poids total des substances, les matières végétales, 37,05%, les plastiques, 5,43%, les papiers et cartons, 3,32%. Le pourcentage élevé des matières fines s'explique par la nature du sol. Cette proportion élevée constitue une contrainte pour le type de valorisation des déchets.

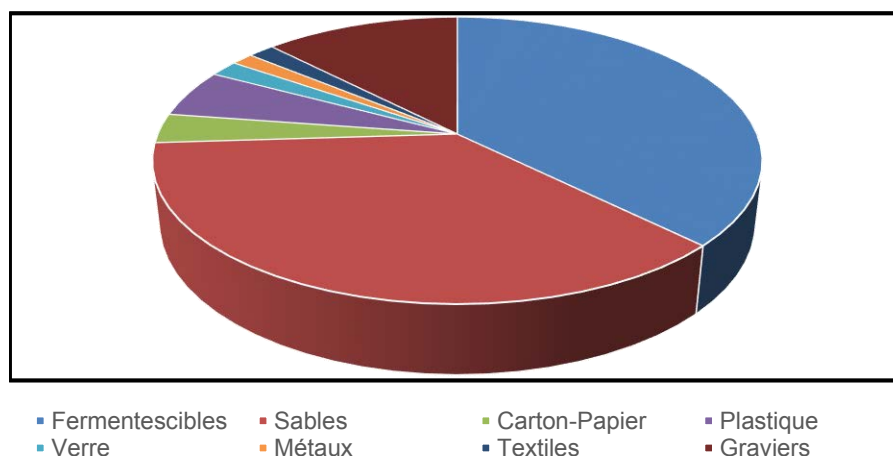


Figure 5 : Composition moyenne des déchets des centres urbains du Bénin (PAGIDF 2011)

1.2.3 Fonctionnement de la précollecte

1.2.3.1 Comportements des ménages et des citoyens

En général au Bénin, on note plusieurs comportements prohibés qui affectent l'efficacité du système de la précollecte. Cependant, certains comportements positifs qui sont recherchés prennent corps timidement ou parfois sont carrément absents.

- Récupération et tri à la source

Les opérations de tri concernent uniquement les bouteilles, certains plastiques et des boîtes commerciales. Elles permettent une légère réduction à la source de la quantité de déchets. Cependant, elles ne répondent qu'à la demande formulée par les récupérateurs qui vivent de la vente des produits des tris.

- Apport volontaire

C'est le transport des déchets par les populations elles-mêmes vers un lieu officiellement convenu. Dans certaines villes, comme Bembéréké où existe ce mode de précollecte, cet apport est effectué par des enfants, des domestiques et des femmes. Malheureusement, on note souvent le déversement par terre de ces déchets en dépit de la présence de bacs de collecte (PAGIDF 2011).

A côté de ces deux points favorables à la précollecte, les pratiques ci-après méritent d'être corrigées.

- Brûlage à l'air libre des déchets

C'est un comportement assez fréquent dans les villes et villages du Bénin disposant d'espaces libres et où les populations refusent tout abonnement aux structures de précollecte. Il s'observe souvent, en violation des textes et sans mesure répressive ni corrective, dans certaines des grandes villes dans les quartiers populaires insalubres.

- Remblaiement et enfouissement des déchets

Les habitants des villes procèdent le plus souvent à l'utilisation de leurs déchets pour remblayer les bas-fonds, les rigoles creusées par les eaux de ruissellement et les maisons situées dans des bas-fonds. A cet effet, il n'est pas rare d'entendre que Cotonou est construit sur ses propres déchets, et l'évidence est qu'il continue d'en être ainsi à ce jour où l'extension de la ville se poursuit dans les bas-fonds avec pour conséquences des inondations fréquentes.

- Poubelles inadaptées

A ce sujet on note un manque de sérieux notoire, avec n'importe quels contenants dans n'importe quels états qui servent de poubelles pour les ménages, aussi bien dans les grandes villes que dans les villes secondaires. Il s'ensuit généralement une insalubrité physique des abords des voies et rues au passage des précollecteurs. On note également une prolifération de rongeurs dans les quartiers, des odeurs nauséabondes qui gênent la respiration des ménages. De même, lors des manifestations publiques, même officielles des participants ont cette sale habitude de jeter en désordre les déchets de tout genre sur la place publique, alors qu'aucune disposition ne se prend pour décourager ces comportements et promouvoir des habitudes civiques par une éducation environnementale conséquente (PAGIDF 2011).

1.2.3.2 La précollecte des ONG

Les acteurs de la précollecte sont essentiellement des structures non gouvernementales qui sont chargées de l'acheminement des ordures des habitations vers les lieux de dépôts primaires dénommés points de regroupement. Selon les modèles observés, le ramassage porte

à porte s'effectue par des équipes de deux éboueurs. Munis d'une charrette, ils collectent les ordures ménagères des concessions selon une périodicité définie. En 2010, un recensement a permis d'identifier environ trois cents (300) ONG dans les vingt-quatre (24) centres urbains où interviennent les ONG au Bénin. Les villes à statut particulier abritent cent trente-deux (132) ONG, soit 44%, les villes moyennes quatre-vingt-treize (93) ONG, soit 31%, et les petites villes comptent soixante-quinze (75) ONG soit 25%. Ce même recensement a montré un faible taux d'abonnement des ménages auprès des structures régulières de ramassage des ordures ménagères dans la plupart des villes moyennes du Bénin. Le taux d'abonnement varie d'une catégorie de villes à une autre. L'organisation spatiale de la collecte est caractérisée par l'insuffisance de plans de zonage et de points de regroupement. En effet, les structures de collecte devraient intervenir dans des secteurs bien délimités sous-tendus par un plan de zonage. Mais dans les vingt-quatre centres urbains où interviennent les ONG, il n'y a que treize qui disposent d'un plan de zonage élaboré conjointement par les services techniques communaux et les responsables des collectifs des ONG. La plupart des ONG opèrent dans les quartiers où elles peuvent trouver des abonnés. Des zones entières sont alors abandonnées. On assiste donc à des chevauchements de zones d'intervention des ONG. C'est le cas particulier de la ville de Porto-Novo (PAGIDF 2011).

Par ailleurs, dans les 24 centres urbains où opèrent les ONG, il n'y a que quatre qui possèdent quelques points de regroupement aménagés avec en tête la ville de Cotonou qui en sort avec douze (12). Ainsi, comme on peut le constater, avec cette insuffisance notoire de points de regroupement, et ayant la densité de population la plus élevée, la ville de Cotonou vient aussi en tête des villes où les bas-fonds et berges lagunaires sont les lieux de prédilection de déversement des ordures par les ONG de précollecte. Dans les autres villes, les déchets de la précollecte alimentent les dépotoirs sauvages (PAGIDF 2011).

Le matériel de précollecte des ONG est essentiellement constitué de charrettes, d'une capacité de 0,8 à 1,5 m³, tractées par deux éboueurs ou par des ânes, comme à Tanguéta et à Malanville. Des tracteurs agricoles, d'une capacité de 4 à 8 m³, sont parfois utilisés dans les villes ou zones où les abonnés sont concentrés et où la voirie le permet. Ces tracteurs sont souvent des dons faits à ces structures de précollecte (PAGIDF 2011).

1.2.3.3 Rôle des services municipaux

Dans certaines villes du Bénin, les Mairies contribuent à l'enlèvement des ordures. A cet effet, elles disposent parfois de camions à bennes tasseuses et des mini-tracteurs pour collecter les déchets des espaces publics. Parfois aussi, les services des Mairies ramassent les

déchets le long des artères principales des villes ou procèdent à des destructions de dépotoirs sauvages.

1.2.3.4 Les précollecteurs informels

Ce sont des précollecteurs non autorisés qui livrent une concurrence déloyale à ceux qui sont officiellement reconnus. Ils exploitent les non abonnés et les abonnés en situation de rupture de contrat. Ils sont aussi appelés des clandestins. Les déchets ramassés par ceux-ci sont souvent déversés sur les berges des lagunes, le long des voies, les dépotoirs sauvages. Cette forme de précollecte se développe aussi dans les marchés et quartiers y attenants. Aussi, la présence de caniveaux à ciel ouvert, dans certaines villes, incite les populations à déverser les déchets directement dans ces ouvrages.

1.2.4 Fonctionnement de la collecte et du transport

1.2.4.1 Gestion des points de regroupement

Ce sont des points où les ONG et les usagers des lieux publics, après la précollecte, vont déverser les ordures ménagères. Ils constituent un maillon important dans la chaîne de l'élimination des déchets solides dans les villes où ils sont construits. Suivant des études menées par les mairies, pour des raisons d'efficacité, les points de regroupement doivent être le plus près possible des concessions. Ainsi, il est envisagé un point de regroupement par quartier. Mais, les autorités locales rencontrent de sérieuses difficultés pour rendre disponibles des terrains pour déposer les bacs à ordures, pour l'aménagement des points de regroupement et même des décharges contrôlées. Les villes dans lesquelles les centres de regroupement sont aménagés sont confrontées à leur tour aux problèmes d'équipements et de gestion de ces centres, car le flux de déchets entrant dépasse souvent la fréquence de la collecte.

1.2.4.2 La collecte et le transport par les entreprises

Cette activité qui paraît plus organisée dans les centres disposant de centres de regroupement, se fait par des entreprises de prestation de services qui disposent des camions bennes avec des ouvriers qui font le chargement. Quelques fois, les services des mairies qui ont les moyens le font également. Mais, en dehors de Cotonou, qui dispose d'une décharge contrôlée et de Porto- Novo dont la décharge est en construction, ce sont encore les dépotoirs sauvages plus ou moins éloignés qui sont les réceptacles privilégiés de ces ordures (PAGIDF 2011).

1.2.5 Traitement des déchets

L'élimination des déchets, telle qu'exigent les textes en vigueur, ne peut se faire que dans des sites aménagés.

1.2.5.1 Enfouissement

Il est à noter qu'entre Septembre 2006 et Octobre 2007, seulement 8% environ des déchets produits au Bénin sont éliminés dans une décharge. La décharge de Ouèssè dans la commune de Ouidah reçoit les déchets de Cotonou et de Ouidah, et celle de Takon en construction est destinée à Porto-Novo et environs. Dans le cas de la décharge de Ouèssè, on note que tous les déchets parvenus à ce centre sont systématiquement enfouis (PAGIDF 2011).

1.2.5.2 Le compostage

Les centres de traitement des déchets pour le compostage sont le centre de traitement des ordures ménagères de Tohouè à Porto-Novo géré par l'ONG Emaüs-Bénin, et DCAM-Bethesda à Hêvié. Jusqu'à nos jours, ce mode de valorisation de la partie biodégradable des déchets est resté l'unique au Bénin du fait de la richesse en matières putrescibles des ordures ménagères et aussi du fait des maigres moyens dont dispose le pays. Le problème le plus crucial observé est le niveau des productions agricoles et l'état artisanal des procédés de cultures qui ne sollicitent presque pas de compost. Les ONG Emaüs-Bénin et DCAM ont été confronté au problème de mévente de compost. Cette situation a entraîné l'arrêt de la production et l'abandon des sites. (Koulétio 2001; PAGIDF 2011).

1.2.5.3 Gestion des plastiques

Au Bénin, il existe deux grandes structures reconnues pour leurs actions en matière de valorisation des déchets plastiques. Il s'agit de AGRIPLAS de l'ONG DCAM Bethesda et de l'ONG « Qui Dit Mieux » En dehors de ces deux grandes structures reconnues pour leur succès, il y a l'Ecole Polytechnique d'Abomey-Calavi (EPAC) qui mène des recherches sur les techniques de valorisation des déchets plastiques. Il faut aussi signaler l'implication des artistes plasticiens dans cette activité au Bénin (CREPA 2011).

- Expérience de l'ONG DCAM-BETHESDA au Bénin

Le centre de recyclage des plastiques dénommé AGRIPLAS crée en 1999 et mis en service en mars 2000 par l'ONG DCAM Bethesda a pour activités la récupération des déchets plastiques, le recyclage proprement dit et la commercialisation des produits obtenus. De façon générale, au centre AGRIPLAS, les plastiques récupérés sont les films et des plastiques rigides en PE, PVC ou PP. Les équipements de valorisation de cette ONG installés à Cotonou et à Pahou fabriquent des granulés et des broyats. Ces produits de valorisation servent de matières premières pour les industries nigérianes et ghanéennes. Une seconde unité de valorisation s'occupe de la transformation des granulés et broyats en gaines électriques et pellettes. Les résidus ou déchets issus du recyclage des déchets plastiques : poudre, fils, petits

grains, etc. sont valorisés en pavés qui sont utilisés dans les aménagements du territoire notamment, pour le pavage de route (CREPA 2011; PAGIDF 2011). Cette solution n'est pas forcément intéressante parce que l'érosion de ces pavés inévitable avec le temps, entraînera des morceaux de très petites tailles de plastique dans la chaîne alimentaire.

- Expérience de l'ONG « Qui dit mieux »

L'ONG « qui dit mieux », fondée en 1980 et basée à Porto-Novo, a démarré ses activités de valorisation des sachets plastiques au Bénin, depuis 1997. Cette valorisation se traduit par la fabrication de divers objets tels que robes, sacs, poupées et autres objets. Le processus de traitement et de valorisation est assez simple et comprend les principales étapes suivantes : la récupération des sachets (ainsi que des déchets plastiques souples) par divers récupérateurs, le lavage des déchets récupérés, le séchage des déchets lavés, le tri par tailles et par couleur et enfin, le découpage puis le crochetage (CREPA 2011).

- Travaux de recherche de l'Ecole Polytechnique d'Abomey-Calavi (EPAC)

Les travaux de recherche au sein de cette unité sont conduits par des enseignants-chercheurs. Dans le cadre de la valorisation des déchets solides, l'école a noué un partenariat avec l'ONG DCAM et encadre des étudiants en fin de formation d'ingénieur ou de DEA sur des thèmes y afférents. Comme autre apport de cette école à la gestion des déchets solides, il a été mené des études sur le recyclage des plastiques comme adjuvant dans les composites sable-plastique fondus, et d'autres études sur la valorisation des déchets plastiques en BTP. Au nombre des résultats atteints par cette équipe de recherche en matière de valorisation, nous pouvons citer la fabrication des pavés et des objets domestiques (essuie pied, tapis pour support de machine, etc.) (CREPA 2011).

1.2.5.4 Gestion des verres

La valorisation couramment rencontrée au niveau des verres est leur réutilisation sur place, sur les marchés locaux. Les tessons de bouteilles se retrouvent, la plupart du temps dans les ordures. Cette « moisson » est en grande partie le fruit du travail des femmes récupératrices dites « Gohoto » désormais encadrées par le PGDSM. Des femmes organisées en groupements sont dotées par le PGDSM, de tabliers et de bassines pour laver les objets récupérés (PGDSM 2008). Par ailleurs, il existe un axe de recherche sur la valorisation des verres à l'EPAC.

1.2.6 Synthèse des expériences de trois grandes villes du Bénin en gestion des déchets

La synthèse de la gestion des déchets dans trois (03) municipalités : Cotonou, Porto-Novo et Ouidah est consignée dans le Tableau 2.

De ce tableau, il ressort que :

- La précollecte opérée par les ONG est financée par les ménages avec des redevances;
- La mairie contracte la collecte et la mise en décharge avec des entreprises privées qui sont rémunérées sur le budget communal;
- L'aménagement des points de regroupement et des décharges municipales permet une gestion séquentielle complémentaire pour une prise en charge de toute la filière;
- Les filières de valorisation sont imparfaitement organisées à l'exception de celles des déchets métalliques.

Tableau 2 : Expériences de la gestion des déchets dans certaines villes du Bénin (TPE-CAI 2012)

Communes	Cotonou	Ouidah	Porto-Novo
Document de référence	Plan de gestion des déchets solides ménagers (PGDSM) Oxfam Québec	Plan de gestion des déchets solides ménagers (PGDSM) Oxfam Québec	
Option opérationnelle	-Gestion participative et partagée -Charte de collaboration avec COGEDA -Circulaire municipale d'obligation d'abonnement des ménages aux ONG -Ligne verte de suivi des satisfactions de la clientèle	-Gestion participative et partagée -Charte de participation avec USIRTO	Gestion participative et partagée en cours de structuration
Option technique	-Précollecte confiée aux ONG de précollecte -Aménagement des points de regroupement -Récupération très partielle des plastiques et verres -Récupération presque systématique des déchets métalliques -Transport/collecte effectué par les entreprises sous contrat avec la Commune -Décharge municipale aménagée avec l'appui des PFT (ACDI) -Mise en décharge par un opérateur privé (AGETUR) sous contrat avec la Commune	-Précollecte confiée à 3 ONG de précollecte -Aménagement des points de regroupement -Tri et valorisation aux points de regroupement -Récupération presque systématique des déchets métalliques -Transport du résidu à la décharge confié à la coordination des ONG (USIRTO) -Décharge municipale partagée avec la Municipalité de Cotonou -Mise en décharge par un opérateur privé (AGETUR) sous contrat avec la Commune	-Précollecte faite par les ONG de précollecte -Aménagement des points de regroupement -Récupération très partielle des plastiques et verres -Récupération presque systématique des déchets métalliques -Transport des déchets assuré par 02 entreprises sous contrat avec la Mairie -Décharge municipale aménagée (non encore opérationnelle) avec l'appui du MEHU -Mise en décharge sauvage provisoirement
Option de financement	-Précollecte financée par les ménages avec les redevances payées aux ONG -Collecte financée par le budget municipal -Mise en décharge financée par la Municipalité	-Précollecte financée par les ménages avec les redevances payées aux ONG -Collecte financée par le budget municipal -Mise en décharge financée par la Municipalité	-Précollecte financée par les ménages avec les redevances payées aux ONG -Collecte financée par le budget municipal -Mise en décharge financée par la Municipalité

1.3 Gestion des déchets dans la ville d'Abomey-Calavi

La commune d'Abomey-Calavi est située dans la partie méridionale du Bénin et dans le département de l'Atlantique. Elle est limitée au Nord par la commune de Zè, au sud par l'Océan Atlantique, à l'Est par les communes de Sô-Ava et de Cotonou, et à l'Ouest par les communes de Tori-Bossito et de Ouidah. Avec ses 539 km², elle est la plus vaste du département de l'Atlantique et représente 0,48% de la superficie nationale. La commune compte soixante-dix (70) villages et quartiers de ville dirigés par des chefs de villages ou de quartiers de ville et répartis sur neuf (09) arrondissements que sont : Abomey-Calavi, Godomey, Akassato, Zinvié, Ouèdo, Togba, Hèvié, Kpanroun et Glo-Djigbé. Chacun des arrondissements est dirigé par un chef d'arrondissement (CA) élu.

1.3.1 Organisation de la gestion des déchets

A Abomey-Calavi, le système de gestion des déchets solides ménagers (DSM) se réduit à la précollecte qui constitue le seul maillon fonctionnant, aucune action de collecte ou d'élimination n'étant opérationnelle. La gestion des déchets dans la commune ne répond à aucune planification. Elle est l'œuvre spontanée des acteurs qui agissent chacun en fonction de ses intérêts immédiats. C'est donc une gestion hasardeuse et dichotomique qui s'observe. Les ménages abonnés à la précollecte doivent cohabiter avec celles qui imperturbables, font usage des dépotoirs sauvages. Ces dépotoirs sauvages sont également utilisés ou créés par les structures de précollecte qui ne disposent d'aucune décharge officielle.

Les différents acteurs jouant ou devant jouer un rôle pour le bon fonctionnement du système sont de trois (03) ordres, il s'agit des ménages, des structures de gestion des déchets et la Mairie d'Abomey-Calavi.

1.3.1.1 Les ménages

Cette catégorie d'acteurs est au cœur de tout dispositif organisationnel de la filière. La population de la commune est estimée à 800 000 habitants en 2015 (Tableau 3)

Tableau 3: Population de la Commune d'Abomey-Calavi en 2015 (TPE-CAI 2012, INSAE 2013)

Localités	Population 2012	Population 2015
Abomey-Calavi	80 840	250 000
Commune d'Abomey-Calavi	404 849	800 000
Atlantique	1 054 641	1 600 000
Bénin	8 906 047	11 000 000

Les ménages sont appelés à prendre en main l'assainissement de leur cadre de vie à travers l'abonnement à la précollecte pour l'enlèvement de leurs déchets et le nettoyage des maisons et de leurs abords. Avec un nombre d'abonnements déclarés de 10 897 en 2012, le taux de concessions ayant souscrit un abonnement avec les structures de précollecte est de 21%. Ils

doivent également développer des habitudes éco-citoyennes pour la surveillance et le maintien des endroits nettoyés dans un état de propreté constant. Malgré une prise de conscience notée au sein des ménages, et l'abonnement d'un nombre non négligeable à la précollecte, les ménages de la commune d'Abomey-Calavi n'ont pas encore réussi à bien gérer leurs déchets par manque d'infrastructures et d'organisations adéquates.

1.3.1.2 Les ONG de précollecte

La gestion des déchets solides ménagers repose en premier lieu sur les structures associatives qui se sont spécialisées progressivement dans la fourniture de services d'enlèvement des déchets des ménages contre paiement d'une redevance mensuelle. Les structures de précollecte utilisent des charrettes à traction humaine qui passent de maison en maison à des fréquences hebdomadaires allant de deux à trois fois pour enlever les déchets produits vers les décharges sauvages.

1.3.1.3 La Mairie d'Abomey-Calavi

Selon les lois et règlements sectoriels, les autorités locales ont la grande responsabilité d'assurer la continuité et l'universalité du service sur leur territoire, autrement dit, elles doivent fournir ce service public à l'ensemble de la population. Le constat est que les préoccupations environnementales sont mentionnées dans tous les documents de planification élaborés et les déclarations et discours y font souvent référence. Il est donc clair qu'il y a une volonté politique. Seulement, l'engagement et les actions pour concrétiser cette volonté ne sont pas à la mesure des enjeux. Par ailleurs, la mairie serait en négociation pour faire construire une usine de production d'énergie à partir des déchets sur sa future décharge de Zinvié.

1.3.1.4 L'Etat béninois à travers le Ministère de l'environnement et autres acteurs

En dehors de sa mission régaliennne d'élaborer et de faire appliquer les cadres, institutionnel réglementaire et sectoriel, l'Etat doit accompagner et appuyer les collectivités locales notamment dans la construction des décharges municipales. Il existe aussi des partenaires qui viennent en appui aux principaux acteurs identifiés. Les plus actives sont : l'Agence française de Développement (AFD), l'ONU-Habitat, DCAM-Bethesda.

1.3.2 Gisement des déchets solides ménagers (DSM)

1.3.2.1 Le Ratio journalier

Une étude de caractérisation physique de l'ONG DCAM en 2000 auprès de 100 ménages a permis de déterminer les composantes des déchets solides ménagers produits dans les

quartiers urbains de la commune d'Abomey-Calavi. La production spécifique estimée par l'ONG DCAM en 2000 est de $0,46 \text{ kg.jr}^{-1}.\text{hbt}^{-1}$ (TPE-CAI 2012).

Nikita Topanou (Topanou, Domeizel et al. 2011; Topanou 2012) a étudié la caractérisation des déchets solides ménagers dans la ville d'Abomey-Calavi. La campagne de caractérisation des DSM s'est focalisée sur l'étude des déchets en fonction des haut (Résidences Arconville), moyen (Quartier Agori) et bas (Quartier Gbodjo) standings. En plus de la caractérisation par standing, l'étude s'est intéressée à une caractérisation générale des DSM en fonction de la saison. Vingt (20) ménages de chaque standing ont constitué les échantillons étudiés, couvrant ainsi une population totale de 415 en saison sèche et 427 habitants en saison pluvieuse, pour les mêmes ménages. Cette différence de population, selon l'auteur, s'explique, soit par le changement de domicile de quelques membres des familles, soit par le décès ou la naissance dans certaines familles. Les ratios journaliers sont sensiblement les mêmes aussi bien en saison humide qu'en saison sèche (Tableau 4), ce qui montre que le ratio journalier des DSM ne dépend pas des conditions climatiques même si on observe toutefois de légères fluctuations.

Par ailleurs, les résultats de cette étude sont proches de ceux observés par (Koledzi, Kpabou et al. 2011), à Lomé (Togo) ($0,91 \text{ kg.hbt}^{-1}.\text{jr}^{-1}$), ville de niveau socio-économique semblable à celui d'Abomey-Calavi. En revanche, les travaux de (Aloueimine, Matejka et al. 2006 a; Aloueimine, Matejka et al. 2006 b), en Mauritanie et de (Féniel and Culot 2009), en Haïti ont indiqué des ratios plus faibles. Le captage à la source de certains types de déchets dans ces pays, pourrait expliquer cette différence au niveau des ratios (Topanou 2012).

Tableau 4 : Ratio moyen et par standing de vie à Abomey-Calavi selon la saison (Topanou 2012).

	Standing			Moyenne
	Haut	Moyen	Bas	Calavi Centre
Saison sèche				
Nombre Total d'habitants	105	128	182	415
Population moyenne par ménage	5,2	6,4	9,1	6,9
Ratio ($\text{kg.hbt}^{-1}.\text{jr}^{-1}$)	0,92	0,85	0,80	0,86
Saison humide				
Nombre Total d'habitants	108	135	178	427
Population moyenne par ménage	5,4	6,7	8,9	7
Ratio ($\text{kg.hbt}^{-1}.\text{jr}^{-1}$)	0,95	1,01	0,85	0,94
Valeurs annuelles				
Ratio ($\text{kg.hbt}^{-1}.\text{jr}^{-1}$)	0,94	0,92	0,82	0,89

Le ratio journalier de DSM produits par habitant à Abomey-Calavi semble élevé en comparaison des valeurs d'autres PED. L'option de la caractérisation à la source, minimisant les « pertes » dues aux filières parallèles de récupération des déchets, pourrait expliquer cet écart entre les différents ratios. De même, la comparaison doit être nuancée en raison de la

date des études, car on sait qu'au cours du temps, la production de déchets ne cesse de croître. En effet (Hernández-Berriel, Márquez-Benavides et al. 2008), indiquent, que le ratio évolue dans le temps, en citant l'exemple du Mexique où le ratio journalier est passé de 0,86 kg.Jr⁻¹hbt⁻¹ en 2000 à 0,96 kg.J⁻¹hbt⁻¹ en 2005. De même, l'ADEME (2009) a montré que la production d'ordures ménagères aurait ainsi doublé, en France, en 40 ans. En faisant une comparaison entre la production spécifique de DCAM (DCAM Bethesda 2010) en 2000 (0,46 kg.Jr⁻¹hbt⁻¹) et celle déterminée par N. Topanou (Topanou, Domeizel et al. 2011; Topanou 2012) (0,86 kg.Jr⁻¹hbt⁻¹) en 2011, cette affirmation de Hernandez-Berriel, et *al.*, (2008) est bien confirmée pour la ville d'Abomey-Calavi.

1.3.2.2 Caractéristiques typologiques des déchets

L'étude de caractérisation physique de l'ONG DCAM en 2000 auprès de 100 ménages a permis de déterminer les composantes des déchets solides ménagers produits dans les quartiers urbains de la commune d'Abomey-Calavi (Figure 6).

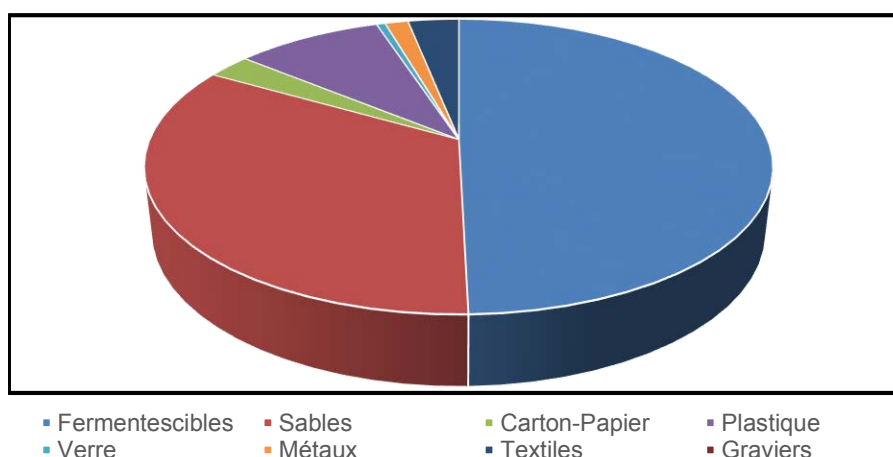


Figure 6: Composition des déchets solides ménagers dans la commune d'Abomey-Calavi

Une analyse de ces résultats montre que le sable et les éléments fins constituent 33,66% du poids total des déchets. Cette proportion importante de sable et d'éléments fins dans les déchets s'explique par la nature du sol dans la commune et la technique de balayage. On note aussi une plus grande proportion de la matière organique qui constitue en 49,6% des déchets produits par les ménages.

Les études de Nikita Topanou en 2011 sur la caractérisation des déchets solides de la ville d'Abomey-Calavi ont donné les résultats du Tableau 5. Les déchets produits par standing de vie et selon la saison ont été triés et classés en huit catégories en accord avec les préconisations de Ayeni (Ayeni 2006).

Tableau 5 : Caractéristiques typologiques des déchets par standing d'Abomey-Calavi (Topanou 2012)

Type de déchet	Haut Standing		Moyen Standing		Bas Standing	
	Saison sèche	Saison pluvieuse	Saison sèche	Saison pluvieuse	Saison sèche	Saison pluvieuse
Fermentescibles	46,5	50,02	50,45	60,23	48,96	50,26
Sable	32,4	10,5	31,42	10,56	39,67	37,85
Carton Papier	0,3	0,7	1,51	3,07	1,6	1,5
Matière plastique	2,21	3,15	3,97	3,65	1,89	1,45
verre	2,56	2,80	0,13	0,25	1,8	1,30
Métal	0,13	0,41	1,7	2,1	1,28	1,80
textiles	0,27	0,41	5,5	5,94	1,07	2,03
Autres	15,63	32,01	5,32	14,2	3,73	3,81

La matière fermentescible est la proportion la plus importante quels que soient le standing et la saison. Elle représente près de la moitié de la quantité totale des déchets avec une valeur limite inférieure de 46,5 % au niveau du haut standing en saison sèche et une valeur élevée de 60,23 % en saison humide chez les moyens standings. Cette proportion de putrescibles est sensiblement égale à celle trouvée par les travaux de DCAM (DCAM Bethesda 2010) en 2000. Cette proportion n'a donc pas varié en fonction du temps. Les plus importantes proportions sont obtenues en saison humide pour les standings haut et moyen alors que pour le standing bas, on ne note pas de différence significative. La proportion de fractions fermentescibles dans la ville d'Abomey-Calavi varie en fonction de l'évolution du standing de vie. Ces résultats proches de ceux de (Alouemine 2006) et (Féniel and Culot 2009), sont très différents de ceux de Kpabou rapportés par (Koledzi 2011), qui ont indiqué que la proportion de fractions fermentescibles des DSM de la ville de Lomé (Togo) n'est pas corrélée au standing de vie de cette ville. Les études de caractérisation des DSM dans la ville de Calavi ont révélé des proportions de matières fermentescibles plus importantes que celles des villes de Lomé (25 %) et de Ouagadougou (39 %), mais moins importantes que celles de Gaborone (68 %) et de Douala (84%) (Tezanou, Koulidiati et al. 2001; Ngnikam 2002; Bolaane and Ali 2004; Koledzi, Kpabou et al. 2011). Ces différentes études ont proposé une valorisation des déchets par compostage. La forte proportion (50,3 %) de fractions fermentescibles contenues dans les déchets de la ville d'Abomey-Calavi suggère non seulement une valorisation de la matière organique par compostage mais aussi par méthanisation.

Le taux moyen de sable produit dans la ville d'Abomey-Calavi est de 25,32 % légèrement en dessous du taux trouvé par DCAM Bethesda (33,66%) en 2000. Cette forte proportion de sable est inférieure à celle des villes d'Ouagadougou (74 %) et de Lomé (40 %) (Koledzi, Kpabou et al. 2011). Le sable est, quel que soit le standing, non déterminé dans les villes de Cape Haitian et de Nairobi, alors que la ville de Nouakchott a une importante proportion de

sable, qui se justifie par son sol sableux. Quelle que soit la saison, dans les bas standings, le taux de sable reste significativement identique alors que l'on observe des taux différents entre saison sèche et saison humide pour les haut et moyen standing: il semble que lors de la saison sèche, on retrouve jusqu'à 3 fois plus de sable dans les DSM qu'en saison humide (Tableau 5). Le type d'habitat pourrait expliquer la présence du sable retrouvé dans les DSM. En effet, au niveau du bas standing, le sol est généralement non revêtu, ce qui explique que l'on n'observe pas de différence significative entre les deux (2) saisons. Le sable est beaucoup plus présent dans ces habitations contrairement à celles des autres standings dont les résidences sont fermées et donc protégées de l'érosion avec une cour généralement bien aménagée. Cependant, lors de la saison sèche, malgré un habitat mieux protégé du milieu extérieur, on retrouve du sable dans les DSM produits par les ménages haut et moyen standing. La part de sable présent dans les DSM est grande et reste un problème pour les PED, en ce qui concerne le transport et le traitement des DSM. Cette forte proportion de sable pourrait fausser les prévisions pour évaluer les matériels nécessaires aussi bien pour le transport que pour le traitement des DSM.

Quels que soient le standing et la saison, les papiers et cartons, les matières plastiques, les verres, les métaux, sont chacun à une proportion inférieure à 5% (Tableau 5). Les papiers et cartons se retrouvent dans des proportions analogues à celles de Nouakchott mais très inférieures à celles de Nairobi et de Cape Haitian. Dans ces villes, la proportion de papier-carton croît, quand le standing de vie évolue, contrairement à la ville d'Abomey-Calavi où le phénomène inverse s'observe. Ainsi, le haut standing dans la ville d'Abomey-Calavi se caractérise par une proportion particulièrement faible (0,3 à 0,7 %) en papiers-carton quelle que soit la saison. En revanche, il est intéressant d'observer que la population du moyen standing en saison sèche produit la même quantité de papiers-cartons que le bas standing toutes saisons confondues pour ce dernier, alors qu'en saison pluvieuse pour le bas standing, on remarque le taux le plus important, deux (2) fois plus élevé qu'au cours de la saison humide et pouvant aller jusqu'à un facteur six (6) fois plus important en comparaison avec la production du haut standing en saison sèche.

Des résultats analogues sont obtenus pour les métaux avec la proportion la plus importante ($2,10 \pm 0,80$) en saison pluvieuse au niveau du moyen standing contre une proportion de $0,13 \pm 0,08$ déterminée pour le haut standing en saison sèche. La saison pluvieuse se caractérise par des proportions plus élevées de métal, que celles de la saison sèche quel que soit le standing. Le haut standing présente la plus faible proportion de métal par rapport au bas et moyen standing de vie (Tableau 5). Les proportions de métal et de verre de la ville

d'Abomey - Calavi sont très inférieures à celles des villes de Nouakchott et de Cape Haitian indépendamment du standing de vie. L'essor, ces dernières années, de la filière de récupération des déchets métalliques (*Gangblégle en langue fon ou ferraille usée*), pourrait expliquer ce résultat. En effet, dans la ville d'Abomey-Calavi, les ramasseurs d'objets métalliques vont les recueillir, soit en faisant du porte à porte pour solliciter la cession à faible coût ou l'enlèvement gratuit d'objets métalliques, soit en les collectant à partir de différentes décharges (Gbedo 2010). Parallèlement, les femmes « Gohoto » sont également célèbres dans les grandes villes du Bénin. Elles s'investissent au quotidien dans la récupération, le lavage et la vente des bouteilles en verre dans les villes de Cotonou, Porto-Novo, Ouidah et Calavi. Ce qui voudrait donc signifier que les ménages n'auraient pas laissé des bouteilles dans les poubelles utilisées pour la caractérisation de tous les déchets produits.

Toutes saisons confondues, le taux de matières plastiques produites à Abomey-Calavi va de 1,45 % pour le bas standing à 3,15 % pour le haut ou 3,97 % pour le moyen standing. Il est important de noter que pour cette catégorie de déchets, les taux sont significativement différents d'un standing à l'autre et d'une saison à l'autre. Les matières plastiques sont constituées essentiellement de sachets plastiques fabriqués au Nigéria, pays frontalier, et déversés sur le marché local. Tous les standings en font un usage quotidien, à la différence que, si le bas standing en raison des moyens financiers souvent limités, les conserve plus longtemps, les moyens et haut standings semblent en faire un usage unique. Les sachets plastiques sont en effet très utilisés dans la ville d'Abomey-Calavi à cause de leur prix d'achat très bas et de leur usage pratique. Cette proportion de matières plastiques est cependant inférieure à celle déterminée par les travaux de (Féniel and Culot 2009), Rotich et al., (2006), et Aloueimine (Aloueimine, Matejka et al. 2006 b), respectivement en Haïti, Nairobi et en Mauritanie. Les matières plastiques sont présentes dans tous les standings et quel que soit le pays. Particulièrement en Afrique de l'ouest où l'usage des plastiques est excessif par rapport aux usages pratiqués dans les PED. L'absence d'une politique nationale de réglementation de l'utilisation des sachets plastiques, au Bénin, ne favorise pas la gestion des déchets plastiques à travers une réduction sensible à la source du flux de matières produites.

La catégorie « autres », contenant essentiellement les débris de matériaux de construction représentent moins de 5 % dans le bas standing alors qu'ils sont en quantité importante au niveau du haut standing où la proportion atteint 32% en saison sèche, période au cours de laquelle les travaux d'aménagement sont fréquents. La proportion de la fraction «autres», augmente quand le standing de vie évolue, ce résultat est similaire à ceux de (Aloueimine, Matejka et al. 2006 b) même si ces valeurs sont plus élevées. Par contre, les proportions de la

fraction « autres », à Cape Haitian et à Nairobi sont beaucoup plus faibles que celles d'Abomey-Calavi.

1.3.3 Propriétés physico-chimiques

Les valeurs de pH ne sont pas significativement différentes quel que soit le standing (Tableau 6). Quant à la valeur de matières solides volatiles (la fraction qui devient volatile en brûlant à 550°C le déchet) observées dans les DSM du bas standing, elle est plus faible que celle du moyen et du haut standing. Dans le moyen et le haut standing, on trouve dans les poubelles des feuilles vertes de jardin et des aliments dont les composantes principales sont des fruits, légumes et des restes de nourriture. Le bas standing est caractérisé par une absence de fruits et des légumes ainsi que les restes des aliments, en raison peut être du niveau socio-économique, contre une forte présence de charbon de bois, de graviers et de feuilles vertes servant d'emballages aux nourritures.

Le taux de matières solides volatiles ainsi que l'humidité sont des indicateurs importants dans le choix de la filière de traitement (incinération, compostage ou méthanisation) des déchets car une valeur faible de matières solides volatiles ne présente pas d'intérêt pour l'incinération si l'on souhaite valoriser les déchets sous forme énergétique. En revanche, une faible valeur d'humidité laisse suggérer un traitement par incinération. En effet, lors d'une valorisation énergétique des déchets par incinération, le rendement énergétique est d'autant plus élevé que le taux d'humidité est faible et les MSV élevées.

Le standing de vie influe sur le taux d'humidité des DSM ; ainsi plus le standing de vie s'élève plus le taux d'humidité diminue (Tableau 6). La valeur moyenne du taux d'humidité observée pour la ville d'Abomey-Calavi de 68,85 % et se situe dans l'intervalle caractéristique des PED qui est comprise entre 40-80 %. Le haut standing a, tout comme au niveau des fractions fermentescibles, le taux d'humidité le plus faible.

Tableau 6 : caractéristiques physico-chimiques des DSM de la ville d'Abomey-Calavi (Topanou 2012)

	Haut Standing	Moyen Standing	Bas Standing	Moyenne
pH	7,85	7,96	7,70	7,80
Taux d'humidité (en %)	57,41	70,16	73,4	68,85
Matières solides volatiles (%)	63,33	66,66	52,73	59,05
Carbone Organique (mg de carbone/g de matière sèche)	15,26	12,37	17,52	15,02
Azote Kjeldahl (mg/g)	1,42	0,73	0,55	0,95
Rapport C/N	10,72	16,83	31,97	15,81

Les résultats des analyses effectuées sur les DSM ont montré que les valeurs des matières solides volatiles représentent en moyenne 59,05 %. Ce taux est comparable à la moyenne observée par François (François 2004) en France (59%), par Alouemine (Alouemine 2006) en

Mauritanie (52%). Il reste, néanmoins, relativement faible comparé à d'autres déchets dans les PED tels que l'île Maurice avec 85 %, Haïti 79% et la Tanzanie avec 80 % (Mohee 2002; Mbulugwe, Kassenga et al. 2004; Féniel and Culot 2009).

Le rapport C/N varie suivant le standing et confirme que la qualité des déchets n'est pas identique pour tous les standings. La différence est essentiellement due à la teneur en azote Kjeldahl significativement différente selon le standing (Tableau 6). Le rapport C/N du bas standing est élevé alors que ceux du moyen et du haut standing sont assez proches avec toutefois une valeur plus élevée pour le moyen standing. Tout porte à supposer que la différence dans ces valeurs s'explique par une différence dans l'alimentation, le haut standing étant caractérisé par une alimentation carnée, riche en azote, plus importante.

1.3.4 Analyse et choix de procédés de traitement des DSM de la ville d'Abomey-Calavi

Les résultats des campagnes de caractérisation de Topanou (Humidité, pH, rapport C/N, teneur en MO, teneur en fermentescibles) ont montré que les DSM de la ville d'Abomey-Calavi sont plus favorables au traitement biologique (Compostage, biométhanisation). Topanou a proposé dans sa filière de gestion des DSM un procédé de traitement des déchets par compostage avec des mélanges de fraction végétale (*azadirata indica et chromolena odorata*), des matières fermentescibles obtenues après le tri des déchets solides ménagers recueillis exclusivement pour fabriquer le compost, des bouses de vaches recueillies sur la ferme de la faculté des sciences agronomiques (FSA), des fientes de volailles obtenues sur un site d'élevage de poules situé à Akassato. En prenant en compte l'expérience des centres de traitement de Hêvié et de Tohoué à Porto-Novo, il est clair que la production de compost reste uniquement possible avec la conception de systèmes intégrés. Outre une valorisation biologique des DSM de la ville d'Abomey-Calavi, il serait très important de mener des essais de procédés thermochimiques (combustion, pyrolyse, gazéification) afin d'évaluer les conditions de leur utilisation et de leur adaptation pour la ville.

1.3.5 Conclusion

Le diagnostic de la gestion des déchets au Bénin a permis de faire ressortir qu'un minimum de dispositif institutionnel et juridique existe pour mieux organiser et promouvoir une gestion écologiquement rationnelle des déchets et prévenir de manière acceptable les risques socio-sanitaires liés à une mauvaise gestion du secteur.

Au plan matériel, technique et organisationnel, on note des dysfonctionnements aussi bien au niveau des producteurs que des autres acteurs clés du système.

Au niveau des populations, la conscience environnementale en matière de responsabilité individuelle et collective de préservation de l'environnement n'est pas encore ancrée dans les habitudes. La méconnaissance des textes et leur violation quotidienne sont d'une évidence notoire et sont renforcées par la quasi inexistence ou la non application des mesures répressives. Aussi, le tri à la source, à la limite, la séparation primaire des déchets biodégradables et non biodégradables devrait-il déjà connaître tout au moins un début de mise en œuvre, étant donné qu'il s'agit d'une exigence instituée par les textes. Des mesures éducatives et des programmes de communication pour un changement de comportements sont restés infructueux.

Au niveau des précollecteurs formels que sont les ONG, on note que pour la plupart, il s'agit de structures ayant profité du vide créé par l'absence des services publics pour s'installer. Les principaux animateurs sont à la quête d'emplois rémunérateurs. Ainsi, le but principal visé n'est plus forcément la préservation et l'assainissement du cadre de vie, mais tout simplement la recherche d'un minimum de gain pour assurer la survie. Il s'en suit le plus souvent l'absence presque totale de la technicité et de la recherche du perfectionnement et de la professionnalisation. Ces ONG pour la plupart ne disposent pas, dans leur gestion, d'outils comptables, ni d'instruments de suivi et de plans d'amélioration des pratiques en la matière.

Au niveau des autorités communales, on se rend aisément compte que ces dernières sont à la quête permanente de financements soit extérieurs soit de l'Etat central béninois pour reproduire les mêmes expériences des grandes villes, notamment construire les décharges, les points de regroupement aménagés, acheter des charrettes et autres matériels à mettre à la disposition des ONG de précollecte.

Sur le plan du traitement des déchets, le Bénin ne possède qu'une seule décharge finale opérationnelle, celle de Ouèssè qui accueille les déchets de la commune de Cotonou et de Ouidah. Le système de gestion de toutes les autres villes du Bénin comme celle d'Abomey-Calavi se limite à la précollecte où les déchets sont brûlés à l'air libre, déversés dans les bas-fonds, les décharges sauvages ou enfouis anarchiquement dans des endroits non autorisés.

L'élaboration d'une stratégie de gestion des déchets pour la ville d'Abomey-Calavi pourrait se baser sur les points forts de celles des grandes villes comme Cotonou, Porto-Novo et Ouidah. En effet, Topanou N a proposé lors de ses travaux, une filière de gestion des déchets solides ménagers de la ville d'Abomey-Calavi. Ce schéma inclue en plus de la récupération et du recyclage des matières non biodégradables, une valorisation des matières putrescibles par compostage. L'expérience générale montre que la production de compost reste possible avec la conception de systèmes intégrés, cependant, la consommation en compost sera négligeable

face à la forte production des déchets. Il est donc évident que la solution du traitement par compostage seule n'est pas actuellement une solution d'élimination durable des déchets pour le Bénin et plus particulièrement pour la ville d'Abomey-Calavi. Il est donc question d'envisager d'autres modes de valorisation des déchets.

2 Etude des voies de valorisation thermochimique des déchets

Le sujet de ce présent travail étant l'étude de la valorisation énergétique des déchets ménagers de la ville d'Abomey-Calavi, un mélange combustible modèle a été élaboré pour les études au laboratoire comme il a été déjà fait dans plusieurs cas en France et à Ouagadougou (Rogaume T 2001; Tezanou, Koulidiati et al. 2001; Tezanou 2003; Barhe 2004; Nzhiou 2005; Nzhiou, Rogaume et al. 2008; Nzhiou 2013; Salou 2005). Cette partie de l'étude bibliographique est consacrée à la description des différents matériaux qui composent ce mélange combustible. Seront ensuite présentées, les diverses voies de valorisation étudiées avant de définir plus précisément les pistes choisies pour une valorisation optimale en fonction de l'ensemble de ces données bibliographiques.

2.1 Composition du mélange modèle des déchets solides

Le combustible modèle pour les études thermochimiques est généralement constitué de certains combustibles que sont le bois, le carton et le plastique.

2.1.1 Le bois

Le bois est essentiellement constitué de trois polymères : la cellulose, l'hémicellulose et la lignine, ainsi que des matières organiques et inorganiques, celles-ci étant présentes en quantité limitée (Dumon and Gelus 1982; Robert 1985) :

- La cellulose représente 40 à 45 % de la composition du bois, c'est un polymère linéaire composé majoritairement de d-glucose ($C_6H_{10}O_5$), c'est la substance naturelle la plus abondante produite par tous les organismes vivants et constituant la structure de base des cellules végétales (environ 40% du carbone organique se retrouve dans la cellulose (Haluk 1994);
- L'hémicellulose (30 à 50 %) complète cette composition, elle se compose de polymères branchés avec du d-xylose ($C_5H_{10}O_5$) et du d-mannose ($C_6H_{12}O_6$);
- La lignine à hauteur de 24 à 30 % parachève la composition du bois, elle est formée de polymères phénylpropane.

La répartition de ces différents constituants varie en fonction des essences des bois, (BEAUMONT 1985.)

Tableau 7 : Composition chimique de différents types de bois

Espèces de bois	Cellulose (%)	Hémicellulose (%)	Lignine (%)	Extractibles (%)	Cendres (%)
Feuillus américains	43-47	25-35	16-24	2-8	
Feuillus français	40-46	21-29	20-26	1-5	
Bois tropicaux	42-50	14-18	28-32	1-8	
Résineux américains	40-42	25-29	25-31	1-5	
Pins Sylvestre	40,8	25,9	29,5	3,4	0,4

Le Tableau 7 reprend les résultats de plusieurs recherches menées par (ROESYADI 1987; ALEN, OESCH ET AL. 1995). L'analyse élémentaire du bois montre qu'il est composé à plus de 95 % de molécules contenant exclusivement des atomes de carbone, d'oxygène et d'hydrogène. Il contient néanmoins d'autres composés comme le soufre, l'azote (provenant des protéines, éléments de nutrition du bois) et des minéraux comme l'indique le Tableau 8.

Tableau 8 : Composition pondérale du bois en fonction de sa nature (Dumon and Gelus 1982; Beaumont 1985.).

Composants	<i>Bois tendres</i>		<i>Bois durs</i>	
	Cèdre	Sapin	Hêtre	Chêne blanc
Carbone (C)	48,8	52,3	51,64	50,44
Hydrogène(H)	6,37	6,3	6,26	6,59
Soufre (S)	--	--	--	--
Oxygène (O)	44,46	40,5	41,45	42,73
Azote (N)	--	0,1	--	--
Cendres	0,37	0,8	0,65	0,24

Les cendres du bois sont majoritairement constituées de sels minéraux. Le bois se distingue par son hétérogénéité et sa complexité. Il a également la particularité d'avoir une haute teneur en matières volatiles, de l'ordre de 73 à 87 % et contient de 13 à 26 % de carbone fixe, (Leppa and Saarni 1982). (Zhou 1994), en ce qui concerne le pin, propose la répartition suivante : 81 % de matière volatile, 18 % de carbone fixe et 1 % de cendres.

2.1.2 Le carton

Le carton est largement utilisé aujourd'hui pour le conditionnement de la nourriture et de divers équipements. Ce matériau représente plus de 30% des déchets municipaux (David, Salvador et al. 2003). Le carton représente 7% en masse de la part combustible des déchets de la ville d'Abomey-Calavi (Topanou, Domeizel et al. 2011). Le recyclage n'est pas toujours possible, soit c'est difficile lors du tri, soit c'est le matériau qui est trop sale.

Le carton est fabriqué à partir du bois et il est essentiellement formé de cellulose et d'air, ce qui lui permet d'avoir une masse volumique comprise entre 1,1 et 1,3 g.cm⁻³. Les caractéristiques fondamentales du carton varient en fonction de l'origine des fibres de cellulose, du mode d'élaboration de la pâte et des traitements qu'il subit. Son analyse thermogravimétrique donne les compositions récapitulées dans le Tableau 9.

Tableau 9 : Analyse immédiate du Carton

	Matière Volatile (%)	Carbone Fixe(%)	Taux de Cendre (%)	Humidité (%)
Présente étude	81,93	7,45	10,62	6,7
Zhou and Al(Zhou, Yang et al. 2013)	83,1	7,3	9,6	5,4

La composition élémentaire du carton (Tableau 10), montre la présence d'une infime quantité d'azote bien que ce composé ne figure pas dans la formule de la cellulose. L'azote provient alors de l'ajout d'adjuvants ou du procédé de fabrication.

Tableau 10 : Composition élémentaire du carton

Eléments	C	H	S	O	N	Cendres
Bourchenin (Bourchenin 1999)	43,7	5,7	0,2	44,9	0,09	5,3
Zhou et al (Zhou, Yang et al. 2013)	43	5,4	0,094	41,7	0,16	9,6
Leysens (Leysens, Trouvé et al. 2014)	45,8	4,7	<0,1	39,9	<0,1	7,7

Le Pouvoir Calorifique Inférieur (P.C.I.) du carton est de l'ordre de 15 500 kJ.kg⁻¹ soit environ 40% de celui du fuel.

2.1.3 Le Polyéthylène

L'élaboration du polyéthylène, appartenant aux polyoléfines, se fait par polymérisation des monomères éthylène (Lebourg, Maupin et al. 1993-1994). On distingue deux types de PE : le Polyéthylène haute Densité (PEHD) et le Polyéthylène basse Densité (PEBD). Leur masse volumique varie entre 915 et 950 kg.m⁻³. Cette masse volumique diminue avec la longueur de la chaîne hydrocarbonée, donc avec l'augmentation de la masse molaire, (Dossogne; Fuzessery). Une étude sur le PE, montre que son pouvoir calorifique (autour de 43 000 kJ.kg⁻¹) est 3 fois plus élevé que celui du bois (16 200 kJ.kg⁻¹), (OFEFP Juillet 2001). Le PE est souvent utilisé dans la fabrication des films, des sacs et des sachets plastiques. Il est composé de 85% de carbone et de 15% d'hydrogène (Levendis and Ponagiotou 1991). En pourcentage massique, il est composé de 99% de matières volatiles et de 1% de carbone fixe, (Mark and Martin 1995). Le polyéthylène a la particularité d'avoir un taux d'humidité très faible, de l'ordre de 2 à 3% (Lebourg, Maupin et al. 1993-1994).

2.2 Valorisation par la réaction de pyrolyse

Le sens du terme pyrolyse peut être déduit de son étymologie : de pyro (feu) et de lyse (coupure), pyrolyse signifie décomposition thermique. Cette réaction, qui a lieu sous atmosphère inerte, conduit à la production d'un solide riche en carbone (charbon), de gaz condensables (eau + goudrons) et de gaz non condensables (CO₂, CO, H₂, CH₄, ...) dont les proportions relatives dépendent des transferts de chaleur et de masse au sein du composé organique. Ces transferts sont eux-mêmes dépendants des conditions opératoires (température de réaction, vitesse de montée température du composé) et les caractéristiques du combustible (composition élémentaire, humidité, granulométrie, taux de matières volatiles).

Si ce composé organique (déchets ménagers par exemple) est chauffé lentement et/ou à basse température, la production de coke sera favorisée. A l'inverse, si on chauffe rapidement et/ou

à haute température la production de gaz sera favorisée. Cela tient au fait qu'un chauffage rapide, à haute température, diminue la probabilité de réactions secondaires de recombinaison des hydrocarbures légers en hydrocarbures plus lourds (Antonini and Hazi 2004). Ainsi, en pyrolyse lente (dizaine de minutes) à basse température (400-500°C), le produit de la réaction de décomposition sera majoritairement solide (coke) et on pourra rebrûler les gaz de pyrolyse (goudrons et gaz) pour fournir l'énergie calorifique nécessaire à la décomposition du déchet. (Antonini and Hazi 2004). Le coke produit peut être considéré comme un combustible secondaire cendreuse si celui-ci n'est pas trop chargé en éléments polluants. En effet, les polluants du déchet restent majoritairement dans le coke du fait des basses températures de traitement. Le coke produit permet, dans ce cas, après les opérations de lavage/décendrage, une gestion globale de la destruction thermique d'un déchet avec stockage/transport intermédiaire du coke avant sa combustion ultérieure. Le coke produit peut également être gazéifié dans un dispositif séparé, après épuration. Au contraire, en pyrolyse rapide (quelques secondes) à haute température (600-900°C) le produit majoritaire formé est un gaz combustible. Le coke produit pourra alors être brûlé pour fournir l'apport endothermique nécessaire à la pyrolyse. On parle alors de pyro-gazéification. Dans les deux cas le mélange gazeux produit peut être craqué thermiquement pour produire un gaz exempt de fraction condensable (goudrons) directement utilisable, après épuration, en moteur à gaz et/ou en turbine à gaz (Antonini and Hazi 2004).

2.2.1 Technologies de pyrolyse

Il existe plusieurs types de systèmes de production industrielle de charbon (détails : annexes 1).

- Les systèmes de pyrolyse à combustion partielle : On distingue quatre catégories de systèmes de production de charbon à combustion partielle que sont les fosses, les meules, les fours maçonnés et les fours métalliques.
- Les systèmes par chauffage externe : les deux grands types de fours qui se partagent cette catégorie sont les fours cornues-tunnel et les fours cornues-verticales.
- Les systèmes par contact de gaz chauds.
- La technologie ETIA-SPIRAJOLE est un procédé à vis sans fin unique et exclusif de traitement thermique.
- Les fours tournants sont des réacteurs polyvalents et sont utilisés dans de nombreux procédés impliquant la transformation d'une charge solide par traitement thermique.

2.2.2 Pyrolyse de la biomasse

2.2.2.1 Description des produits de pyrolyse

- **Les gaz non condensables** sont composés, suivant les conditions de température, des constituants suivants : CO₂, CO, H₂, CH₄, C₂H₂, C₂H₄ et C₂H₆ en quantités relativement importantes. On peut trouver des traces de formaldéhyde et d'acétaldéhyde (Déglise 1982).

- **Les gaz condensables** sont constitués de l'eau et des composés organiques dont la masse moléculaire est supérieure à celle des gaz cités précédemment. Le nombre de ces composés est impressionnant (plus de 300) et aucune étude n'a abouti à un inventaire complet. Comme décrit précédemment, les conditions opératoires ont une influence importante sur la répartition des différents composés.

Ainsi, à basse température (inférieures à 400°C), on observe la production de goudrons dits « primaires » qui sont directement issus de la dégradation des constituants du bois. (Branca, P. Giudicianni et al. 2003), dans une étude sur les huiles générées au cours de la pyrolyse basse température du bois (entre 325°C et 600°C), a identifié par GC-MS une partie de ces composés dont la liste est donnée dans le Tableau 11. Pour des températures de réaction supérieures, ces différents composés peuvent réagir entre eux ou avec l'atmosphère réactionnelle pour générer de nouveaux composés nommés goudrons secondaires et tertiaires que différents auteurs ont identifiés (Brage, Q. Yu et al. 1996; Milne, Behie et al. 1999; Morf, P. Hasler et al. 2002; Dufour, P. Girods et al. 2007) (Voir listes plus complètes en annexe 2).

Tableau 11 : Liste des goudrons primaires de pyrolyse basse température du bois (Branca, P. Giudicianni et al. 2003)

major carbohydrates	minor carbohydrates	furans
hydroxyacetaldehyde	3-ethyl-2-hydroxy-2-cyclopentenone	2-acetylfuran
hydroxypropanone	acetoxyacetone	5-methyl-2-furaldehyde
acetic acid	propionic acid	2-furaldehyde
levoglucosan	3-methyl-2-cyclopentenone	furanetrahydro-2,5-dimethoxy <i>cis</i>
	2-methyl-2-cyclopentenone	furanetrahydro-2,5-dimethoxy <i>trans</i>
	1-hydroxy-2-butanone	furfuryl alcohol
	formic acid	2(5 <i>H</i>)-furanone
phenols	guaiacols	syringols
phenol	guaiacol	syringol
<i>o</i> -cresol	4-acetoneguaiacol	syringaldehyde
<i>p</i> -cresol	4-ethylguaiacol	acetosyringone
<i>m</i> -cresol	4-methylguaiacol	4-methylsyringol
2-methyl-4-propylphenol	isoeugenol <i>cis</i>	
3,4-dimethylphenol	isoeugenol <i>trans</i>	
2,5+2,4-dimethylphenol	eugenol	
2-ethylphenol	vanillin	
hydroquinone		

- **Le résidu solide** issu de la pyrolyse est appelé généralement charbon. Sa teneur en carbone est très élevée et dépend des conditions de la pyrolyse. Plus la température de pyrolyse est haute, plus le taux de carbone est élevé (ce taux peut atteindre plus de 95 %). Ce charbon contient encore une faible quantité d'hydrogène et d'oxygène. Selon la teneur en

cenres du combustible initial, le charbon peut contenir une grande quantité de matière minérale, qui peut même dépasser 10 %. Les produits de pyrolyse peuvent être valorisés à différents niveaux comme l'illustre la Figure 7.

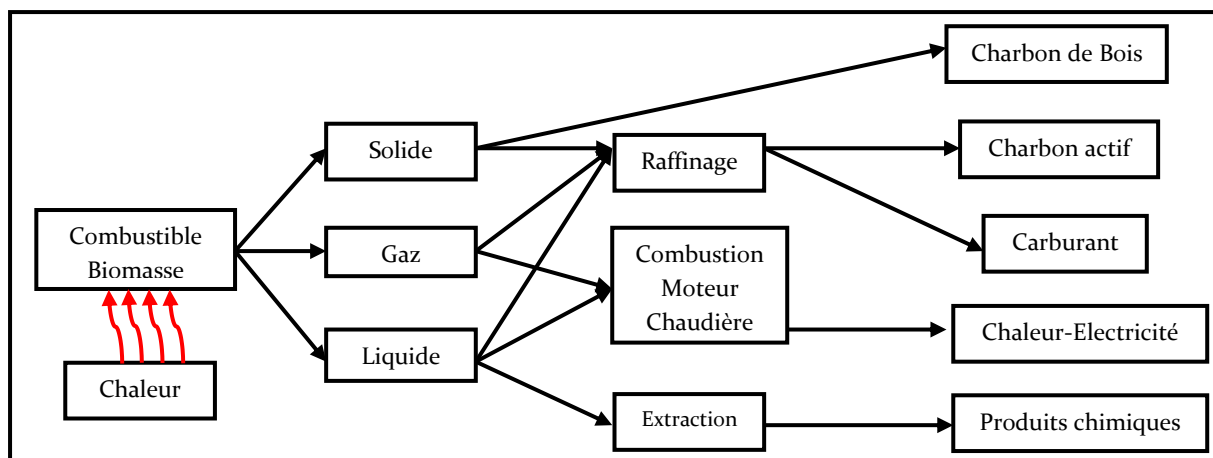


Figure 7 : Produits issus de la pyrolyse de la biomasse et leurs utilisations

2.2.2.2 Influence des conditions opératoires sur la répartition et la composition des produits de pyrolyse

Les deux paramètres les plus importants sont la température finale de la réaction ainsi que la vitesse de montée en température des particules contrôlée elle-même par le flux de chaleur apporté à la particule. Les ruptures de liaisons complexes (réactions primaires de pyrolyse) et les processus de réarrangement dans les polymères constituant le bois (réactions secondaires de pyrolyse) conduisent à une très grande variété de produits dont les proportions relatives sont très sensibles à cette vitesse de chauffage. Ainsi, dans des conditions de transferts thermiques lents (flux de chaleur $< 10^3 \text{W.m}^{-2}$), la composition moyenne des produits de pyrolyse est donnée par la Figure 8.

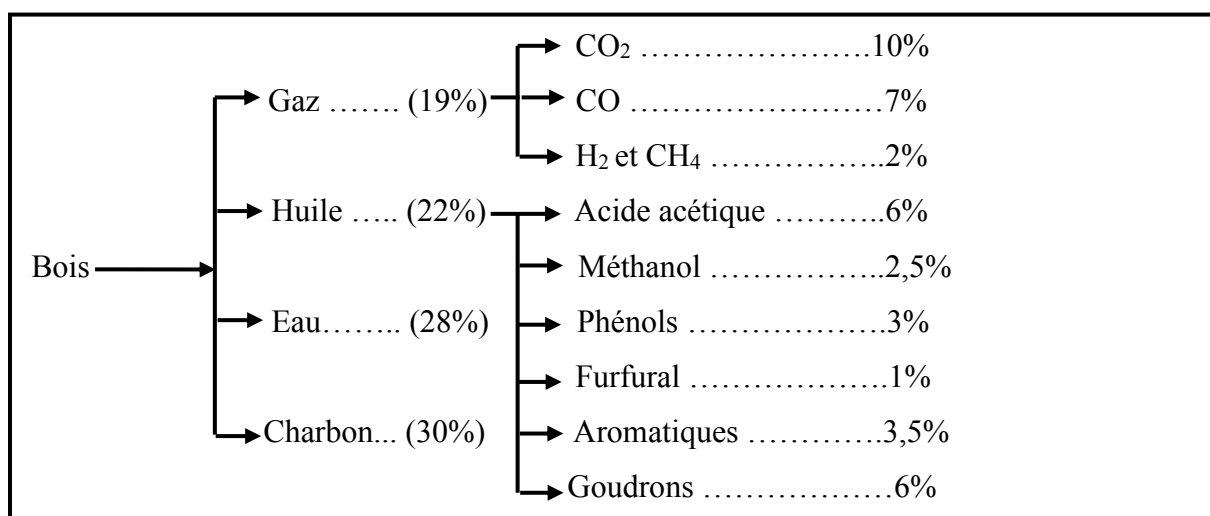


Figure 8 : Composition moyenne des produits de la pyrolyse lente (400°C à 600°C)(Déglise 1982)

En général, cette pyrolyse lente est effectuée à des températures ne dépassant 400°C à 600°C car une température plus élevée n'améliorerait pas le rendement en charbon qui est le produit principal recherché dans ce procédé.

Dans des conditions de pyrolyse rapide (flux de chaleur $> 10^5 \text{W.m}^{-2}$), l'objectif n'est plus de produire du charbon, mais du gaz ou des huiles dont les applications sont décrites schématiquement sur la Figure 7. La plupart des études ont été effectuées à haute température (800°C à 1400°C) et aboutissent à la formation préférentielle de gaz. Un exemple de répartition des produits obtenus au cours d'une pyrolyse à 900°C de bois (humidité 25 %) dont la granulométrie était comprise entre 0,2 et 1 mm est donnée sur la Figure 9. Néanmoins, à basse température, un chauffage rapide (flux de chaleur assez élevé) et un piégeage immédiat des produits (réactions secondaires de pyrolyse très limitée) permet d'obtenir préférentiellement un taux élevé d'huiles par rapport au gaz et au charbon ce qui est le cas des procédés « Occidental Flash Pyrolysis » et « Garret » où l'on obtient vers 500°C une composition moyenne de 44 % d'huiles, 11 % de gaz, 33 % de charbon et 12 % d'eau (Déglise 1982). Les travaux de (Lede, F. Broust et al. 2007) montrent que le rendement en huiles peut atteindre environ 75 % dans un réacteur de type cyclone (température de paroi d'environ 650 °C et taille des particules comprise entre 250 et 500 μm), les rendements en charbon et en gaz étant respectivement de 10 et 16 %.

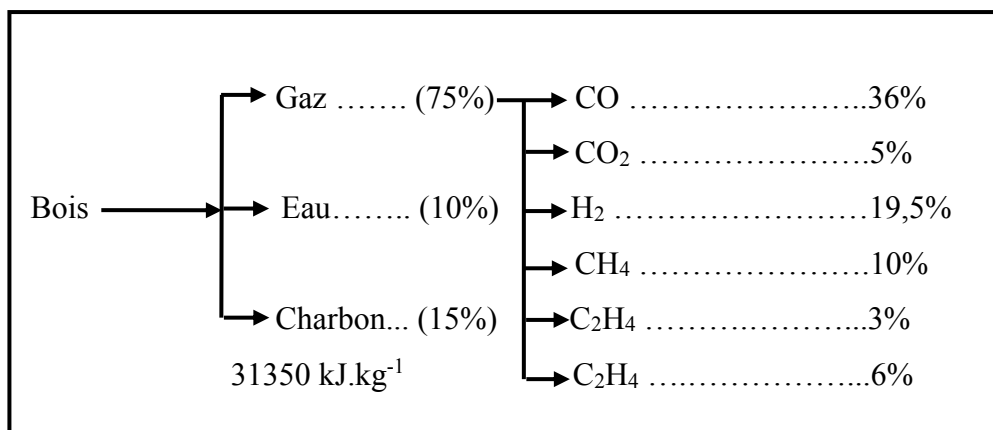


Figure 9 : Exemple de composition des produits issus d'une pyrolyse rapide (900°C)(Déglise 1982)

2.2.3 Pyrolyse du Polyéthylène

La pyrolyse du PE produit essentiellement des hydrocarbures, des oxydes de carbone et de l'eau. La nature des produits sont fonction de la température et du temps de séjour des gaz dans la zone de chauffage (Levent 2001; Mastral, Esperanza et al. 2002). C'est ainsi par exemple qu'à 900°C et pour des temps séjour compris entre 0,35s et 2,5s, la concentration en alcane et en alcène obtenue après pyrolyse du PE est supérieure à celle obtenue à 800°C, (Sodero, Berruti et al. 1996). Cependant, au-delà d'un temps de séjour de 0,8s, il y a

diminution des teneurs en hydrocarbures aliphatiques, favorisée par la cyclisation, conduisant à la formation des hydrocarbures aromatiques. Les travaux réalisés par (Levendis and Ponagioutou 1991) sur la pyrolyse du PE ont montré que ce composé a une température de fusion voisine de 170°C et est porté à ébullition à des températures de l'ordre de 420°C. Ces résultats sont assez différents de ceux de (Kawaguchi, Ohtani et al. 1997) qui trouvent une température de fusion de 111°C et des températures de dégradation thermique situées entre 337°C et 447°C. Cette différence est due à la nature du PE utilisé.

Les principaux gaz dégagés lors de la pyrolyse du PE sont les hydrocarbures de C₁ à C₄, (Kawaguchi, Ohtani et al. 1997; Kirian, Ekinci et al. 2000). (Mingjun, Shaogang et al. 1999) précisent que les principales espèces volatiles provenant de la dégradation thermique du PE sont les hydrocarbures saturés, les « alcènes et diènes », avec des chaînes à moins de six (6) carbones. L'analyse réalisée par (Milne, Behie et al. 1999) sur les produits de la pyrolyse du PE entre 780°C et 860°C, dans un réacteur à lit fluidisé, montre que le temps de séjour n'a pas d'influence sur la teneur de certains gaz tels que l'éthane. Par contre, on remarque un effet important du temps de séjour sur la quantité de butadiène. A ces mêmes températures, le volume des gaz produit pendant la pyrolyse ne représente que 35 à 40% de la matière volatile contenue dans le combustible, traduisant une dévolatilisation incomplète, le reste est contenu dans les résidus solides. La vitesse de dégradation du PE a un impact sur la production des radicaux libres. La vitesse à laquelle les radicaux libres sont formés augmente avec leur stabilité, par conséquent la vitesse de conversion est grande si les radicaux qui sont responsables de la dévolatilisation thermique sont plus stables.

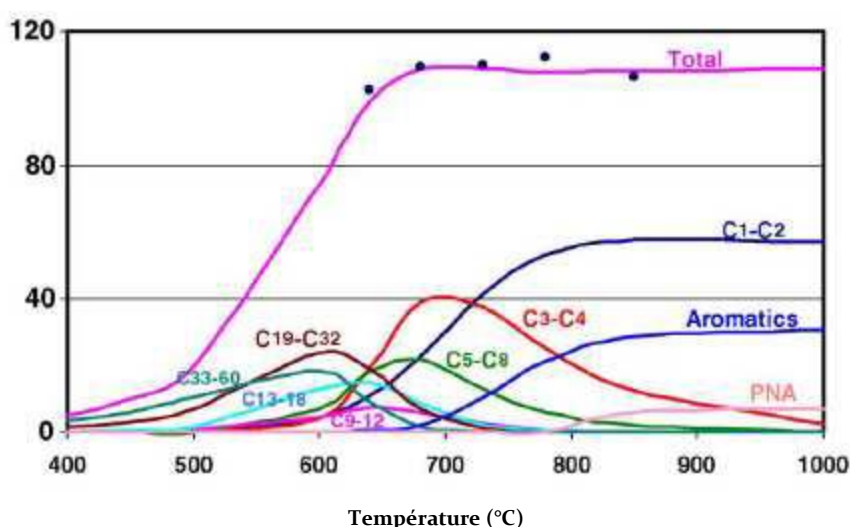


Figure 10 : taux de gaz produits (%) lors de la pyrolyse du PE (Green and Sadrameli 2004)

La plupart des hydrocarbures émis lors de la pyrolyse du polyéthylène ne sont que peu influencées par la température entre 800 et 1000°C, pour des temps de séjour allant de 0,6 à

2,6 secondes, (Green and Sadrameli 2004), comme nous le confirme la Figure 10 ci-dessous. Toutefois, (Ouiminga 2004) montre que les émissions de CO croissent en fonction de la température entre 800 et 1000°C, pour des temps de séjour de 1 à 1,6 secondes.

Concernant l'influence du temps de séjour des gaz dans la zone chaude, (Ouiminga 2004), lors de la pyrolyse du polyéthylène montre que les émissions de NO décroissent pour des temps de séjour de gaz allant de 0,3 à 1,6 secondes, entre 800 et 1000°C. Pour les mêmes conditions, il montre également que le monoxyde de carbone (CO) est une fonction croissante du temps de séjour au-delà de 1 seconde. (Green and Sadrameli 2004) montrent que les hydrocarbures CH₄ et C₂H₄, sont des fonctions croissantes du temps de séjour (entre 0,6 et 2,6 secondes) et pour des températures de 800 et de 850°C.

2.2.4 Etude cinétique de la pyrolyse des combustibles solides

Les cinétiques de dégradation des solides sont étudiées essentiellement par l'intermédiaire de mesures thermogravimétriques. Ces études permettent, selon les conditions opératoires, d'obtenir plusieurs informations.

Dans un premier temps, la mesure de la perte de masse d'un échantillon soumis à une élévation de température régulière permet de déterminer le domaine de température lié à la dégradation de cet échantillon. Dans ces conditions, il vaut mieux privilégier une rampe de montée en température plutôt faible (de l'ordre de 1 à 10°C.min⁻¹) de façon à limiter l'effet des transferts de chaleur au sein de l'échantillon et la superposition de plusieurs réactions. Les travaux de (Shafizadeh and P.P.S. Chin 1977; Quirino 2000; Grioui, K. Halouani et al. 2006) révèlent que le domaine de dégradation du bois s'étend de 200°C à 500°C. La Figure 11 représentant les courbes TG (thermogramme) et DTG (obtenue par dérivation de la courbe précédente) illustrent la dégradation thermique de différents bois soumis à une montée en température de 10 °C.min⁻¹.

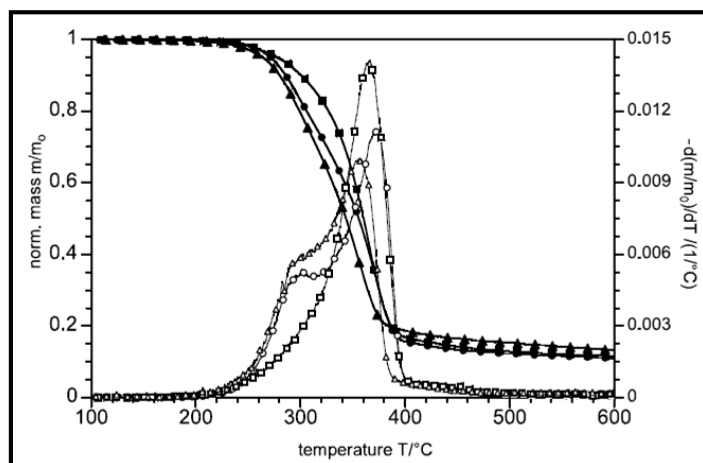


Figure 11 : Courbes TG et DTG de différents bois (10°C.min⁻¹) (Müller-Hagedorn, H. Bockhorn et al. 2003)

L'observation des courbes DTG révèle la présence de deux régimes de dégradation. Le pic à plus haute température est principalement lié à la dégradation de la cellulose alors que l'épaule à plus basse température est plutôt attribué à celle des hémicelluloses. La dégradation de la lignine se déroule parallèlement à ces deux réactions (Williams and S. Besler 1996).

Il est aussi remarquable que, même si l'allure des thermogrammes est très proche quels que soient les auteurs, il existe un décalage de température entre leurs résultats. Cette différence provient de divers paramètres dont les plus importants sont les conditions de montée en température, la granulométrie de l'échantillon ainsi que sa nature (essence de bois utilisée). Dans une moindre mesure, le débit de gaz vecteur, sa nature (hélium, argon ou azote), la masse de l'échantillon ainsi que le type d'appareil utilisé peuvent être à l'origine de problèmes de reproductibilité des résultats. D'un point de vue général, tout paramètre pouvant avoir une incidence sur la température de l'échantillon aura une influence sur l'allure et la position du thermogramme. Il est ainsi difficile de donner précisément les températures de début et de fin de réaction ainsi que celles des pics correspondant aux vitesses de dégradation les plus rapides. En résumé, il est admis que le domaine de dégradation du bois s'étend de 200°C à 500°C, la vitesse maximum de dégradation étant atteinte entre 350°C et 400°C.

Dans un deuxième temps, les études cinétiques, en conditions isothermes ou dynamiques, conduisent à l'élaboration de modèles numériques permettant de décrire au mieux la vitesse de dégradation (perte de masse) des échantillons de combustible dans un domaine de température bien déterminé. De plus, ces modèles plus ou moins complets et complexes tentent de décrire de la façon la plus juste possible les mécanismes de dégradation de la biomasse. De nombreuses études ont été menées, surtout en ce qui concerne la pyrolyse basse température (carbonisation), et ont conduit à l'établissement d'un nombre important de modèles. Pour déterminer les paramètres de ces différents modèles, une méthode simple a été mise en place (Équation 1). Celle-ci, déjà utilisée par (Antal 1983; Antal 1985; Bilbao, Mastral et al. 1997), est la référence dans l'étude cinétique de la dégradation du solide.

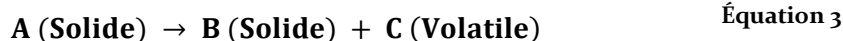
$$\frac{dm_t}{dt} = -k(m_t - m_\infty)^n \quad \text{Équation 1}$$

$$k = K_0 e^{\left(-\frac{E_a}{RT}\right)} \quad \text{Équation 2}$$

m_t est la masse résiduelle de l'échantillon au temps t de la réaction, m_0 et m_∞ les masses initiale et finales de l'échantillon, k est la constante de vitesse (constante d'Arrhenius en min^{-1}), K_0 le facteur pré-exponentiel (min^{-1}), E_a l'Énergie d'Activation de la réaction ($\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$), R la constante des gaz ($\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$), et T la température absolue (K).

2.2.4.1 Cinétique d'ordre 1

L'approche mathématique adoptée par plusieurs chercheurs en cinétique de la pyrolyse des solides en ATG est de supposer une réaction de dévolatilisation de premier ordre (Kayagan and Dogan 2008; Alvarenga, Xavier et al. 2012; Kumar and Singh 2014).



En régime dynamique, le degré de conversion est défini par :

$$x = \frac{m_0 - m_t}{m_0 - m_\infty} \quad \text{Équation 4}$$

Avec :

m_0 la masse initiale (mg), m_t la masse du combustible à l'instant t (min) et m_∞ la masse du combustible à la fin de la réaction de pyrolyse.

L'équation de la réaction de dévolatilisation est donnée par :

$$\frac{dx}{dt} = k(T)f(x) \quad \text{Équation 5}$$

$$f(x) = (1 - x)^n \quad \text{Équation 6}$$

Avec : f la fonction de la conversion, n l'ordre de la réaction, k (min^{-1}) la constante de réaction (coefficient d'Arrhenius), T (K) la température, t (min) le temps, R la constante universelle des gaz, $8,314$ ($\text{J.K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$), K_0 le facteur pré-exponentiel (min^{-1}), E_a l'énergie d'activation en kJ.mol^{-1} .

L'arrangement de ces équations (Équation 5 et Équation 6), avec a ($^{\circ}\text{C.min}^{-1}$) la vitesse de montée en température (taux de chauffe) donne :

$$\frac{dx}{f(x)} = \frac{k_0}{a} e^{\frac{-E_a}{RT}} dT \quad \text{Équation 7}$$

$$a = \frac{dT}{dt} \quad \text{Équation 8}$$

L'intégration de l'Équation 7 donne :

$$g(x) = \int_{x_0}^x \frac{dx}{f(x)} = \frac{k_0}{a} \int_{T_0}^T e^{\frac{-E_a}{RT}} dT \quad \text{Équation 9}$$

Pour une réaction de pyrolyse de premier ordre comme le décrit l'expression de l'Équation 3, $n=1$:

$$f(x) = (1 - x) \quad \text{Équation 10}$$

La détermination de $g(x)$ a donné plusieurs modèles mathématiques mis en place par de nombreux chercheurs. Quelques-uns de ces modèles sont cités ci-après.

2.2.4.1.1 Modèle de Friedman

$$\ln(-\ln(1 - x)) = \ln \left[\left(\frac{k_0 RT^2}{a E_a} \right) \left(1 - \frac{2RT}{E_a} \right) \right] - \frac{E_a}{RT} \quad \text{Équation 11}$$

Il est démontré que pour les plages de valeurs de E_a et des températures de la réaction de pyrolyse, l'expression $\ln \left[\left(\frac{k_0 R T^2}{a E_a} \right) \left(1 - \frac{2RT}{E_a} \right) \right]$ de l'équation précédente est essentiellement constante. La courbe $\ln(-\ln(1-x)) = f\left(\frac{1}{T}\right)$ donne une droite affine de la forme de $y = ax + b$ (Friedman 1965).

2.2.4.1.2 Modèle de Kissinger

La méthode de résolution proposée par Kissinger utilise la technique d'intégration par parties. Cette méthode est basée sur le déplacement de la température T_{max} (température où le pic de la DTG est maximale) avec la variation du taux de chauffage. Ainsi, la valeur de l'énergie d'activation est obtenue par simple régression linéaire de $\ln\left(\frac{a}{T_{max}^2}\right)$ en fonction de $1/T_{max}$. (Kissinger 1956; Zong, wang et al. 2005; Alvarenga, Xavier et al. 2012)

$$\ln\left(\frac{a}{T_{max}^2}\right) = [\ln[k_0 R/T] - \ln g(x)] - \frac{E_a}{RT_{max}} \quad \text{Équation 12}$$

2.2.4.1.3 Modèle de Kissinger-Akahira-Sunose (K-A-S)(Akahira and Sunose 1971)

$$\ln\left(\frac{a}{T_x^2}\right) = \ln\left[\frac{k_0 R}{E_a g(x)}\right] - \frac{E_a}{RT_x} \quad \text{Équation 13}$$

2.2.4.1.4 Modèle de Starink (Starink 1996)

$$\ln\left(\frac{a}{T_x^{1,8}}\right) = -A \left[\frac{E_a}{RT_x} \right] + C_2 \text{ avec } A = 1,007 - 1,2 \cdot 10^{-5} E_a \quad \text{Équation 14}$$

Le calcul de l'énergie d'activation dans chacun de ces modèles mathématiques est basé sur une régression linéaire.

2.2.4.2 Modèle double étape de réaction

La réaction de dégradation du combustible dans une approche mathématique se compose des étapes suivantes :



$$\mathbf{k}_1 : \mathbf{S} \rightarrow \alpha \mathbf{I} + (1 - \alpha) \mathbf{G}_1 \quad \text{Équation 15}$$

$$\mathbf{k}_2 : \mathbf{I} \rightarrow \beta \mathbf{C} + (1 - \beta) \mathbf{G}_2$$

α et β étant des coefficients réels. Le modèle double étape utilisé en pyrolyse par (Girods 2008) lors de sa thèse de doctorat sur le bois et les panneaux de particules se décompose suivant l'Équation 16. Ce modèle a été aussi utilisé par (David, Salvador et al. 2003; Loulou, Salvador et al. 2003) lors de leurs études sur la cinétique de la pyrolyse du carton.

$$\begin{aligned} \frac{dm_s}{dt} &= -k_1 m_s \\ \frac{dm_I}{dt} &= -\alpha \frac{dm_s}{dt} - k_2 m_I = \alpha k_1 m_s - k_2 m_I \\ \frac{dm_C}{dt} &= \beta k_2 m_I \\ k_1 &= k_{01} e^{\left(\frac{-E_{a1}}{RT}\right)} \text{ et } k_2 = k_{02} e^{\left(\frac{-E_{a2}}{RT}\right)} \end{aligned} \quad \text{Équation 16}$$

2.2.5 Conclusion

Cette étape de pyrolyse est à la base de tous les procédés de conversion thermo-chimique (combustion, gazéification). En effet quel que soit le type de valorisation, la pyrolyse a lieu et produit des gaz et un solide. Ce sont ces produits qui vont ensuite réagir avec les gaz réactifs : l'oxygène dans le cas de la combustion et la vapeur d'eau et / ou le dioxyde de carbone pour la gazéification. Ces deux types de valorisation énergétique sont décrits dans les paragraphes suivants.

2.3 La valorisation par gazéification

2.3.1 Définition et principes

La gazéification est un procédé complexe qui regroupe plusieurs processus de transformation. D'après sa signification de base, le terme gazéification signifie transformer la biomasse en gaz. En ce sens, la combustion ou la pyrolyse sont des gazéifications plus ou moins complètes. Habituellement, on considère que la gazéification doit mener à la production maximale de gaz « combustibles ». Ainsi, le plus souvent, la gazéification consiste à produire des gaz à partir du résidu carboné issu de la pyrolyse (Figure 12).

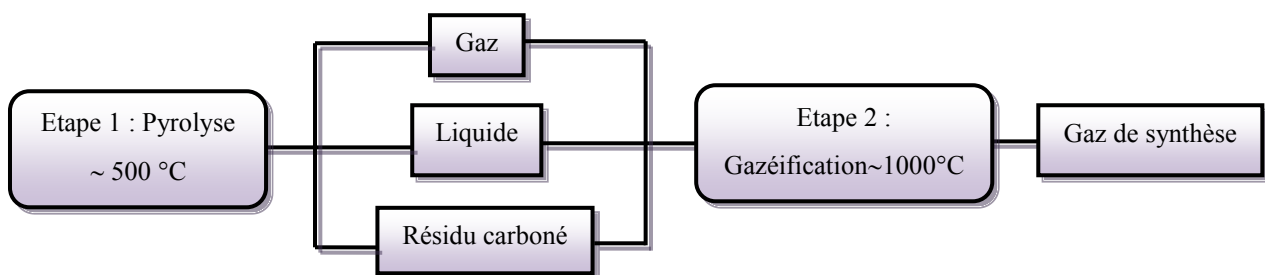
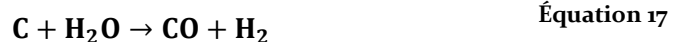


Figure 12 : Les étapes de la gazéification (Antonini and Hazi 2004)

Les hydrocarbures et le carbone fixe sont convertis en gaz de synthèse dans la deuxième étape. Les réactions principales impliquées dans cette étape sont décrites ci-dessous (Antonini and Hazi 2004) :

- 1) Réaction de gazéification par la vapeur d'eau



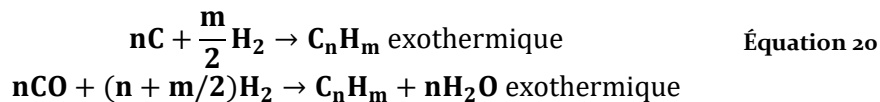
2) Réaction de Boudouard



3) Réaction de gazéification par l'Oxygène



4) Réaction de formation d'hydrocarbures



5) Réaction Shift



6) Réaction de formation du méthane



2.3.2 Les différentes technologies de gazéification

Différents types de réacteurs de gazéification ont été développés : four tournant, four à lit fixe, four à lit fluidisé, lit entraîné. La différence est basée sur les moyens supportant le combustible solide dans le réacteur, le sens de l'écoulement de la charge et de l'oxydant, et la source de la chaleur fournie au réacteur.

Deux grandes familles de technologies peuvent être distinguées :

- Celles associées à des phénomènes lents caractérisées par des conditions de chauffage modérées et par des temps de séjour du solide au sein du réacteur de plusieurs heures.
- Celles associées à des phénomènes rapides caractérisées par des conditions de chauffage sévères et par des temps de séjour du solide au sein du réacteur de l'ordre de quelques secondes.

2.3.2.1 Procédés de gazéification associés à des phénomènes lents (procédés à lits fixes)

2.3.2.1.1 Contre-courant (Updraft)

Dans les procédés à lit fixe à contre-courant, le combustible solide est généralement introduit par la partie supérieure alors que l'agent oxydant nécessaire à la gazéification est introduit par le bas (Figure 13). Le combustible solide, après avoir été séché, subit une pyrolyse qui produit des gaz riches en goudrons. Le résidu carboné issu de la pyrolyse traverse ensuite la zone de gazéification où l'eau et le dioxyde de carbone produits dans l'étage de combustion servent d'agent gazéifiant. Le charbon résiduel entre alors dans le dernier étage où il est complètement oxydé de façon à apporter l'énergie nécessaire aux réactions décrites précédemment.

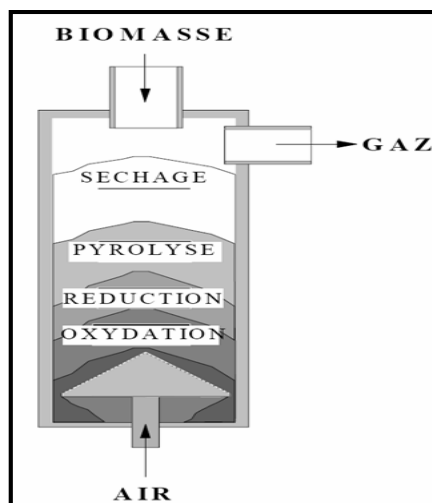


Figure 13: Schéma descriptif d'un lit fixe à contre-courant (ADEME 2001)

De par cette disposition, le gaz généré durant la gazéification est évacué du réacteur près de la zone de pyrolyse et présente de ce fait une teneur en goudrons importante.

Les procédés à contre-courant peuvent être utilisés pour des combustibles solides humides et sont relativement peu sensibles à la taille de la matière première.

Les principaux avantages des lits fixes à contre-courant sont leur simplicité de construction et leur efficacité thermique élevée : la chaleur sensible des gaz produits est en effet récupérée directement par la biomasse qui est alors séchée, préchauffée et pyrolysée avant d'entrer dans la zone de gazéification.

2.3.2.1.2 Co-courant (Downdraft)

Dans les procédés à co-courant, le solide et l'agent oxydant se déplacent dans le même sens, comme le montre la Figure 14, de sorte que le gaz produit durant la gazéification est évacué du réacteur près de la zone la plus chaude. Il en résulte une concentration en goudrons beaucoup plus faible que pour le procédé décrit précédemment. L'efficacité du procédé exprimée par la conversion du carbone issu du solide en carbone gazeux non condensable est plus élevée pour les procédés à co-courant.

De façon générale, les gazogènes co-courant doivent seulement être utilisés avec des combustibles relativement secs (typiquement 15 % d'humidité), à la granulométrie bien précise (quelques cm^3) et exempt de poussières.

Du fait de la teneur faible en goudrons, cette configuration est généralement plus favorable pour la production d'électricité de faible puissance avec un moteur thermique. Pour des raisons de fabrication et de fonctionnement, la limite maximale de puissance théorique pour ces systèmes se situe à environ $500 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ soit près de 500 kWe (Bridgwater 1995). Il est probable que dans la pratique elle soit plus basse (350 kWe). Il s'agit en effet d'un compromis

taille de particules / diamètre de la réduction du réacteur (cône) et qualité des échanges pour que n'apparaisse aucun point froid dans cette zone.

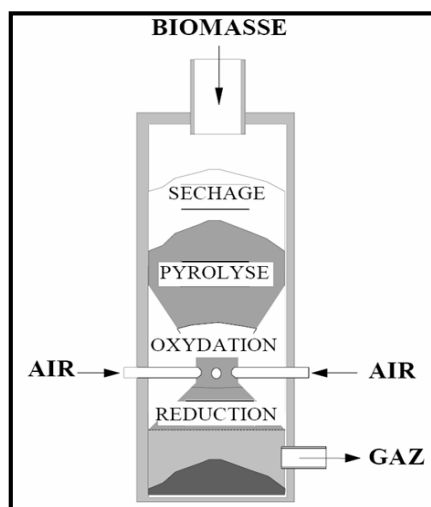


Figure 14 : Schéma descriptif d'un lit fixe co-courant (ADEME 2001)

2.3.2.1.3 Lits étagés

Cette technologie plus complexe nécessite deux réacteurs différents dans lesquels les réactions sont séparées. Le premier réacteur est un réacteur de pyrolyse. Les gaz issus de cette pyrolyse sont acheminés vers une chambre de combustion annexe. Les gaz chauds produits par cette combustion (1000°C à 1100°C) sont injectés dans le second réacteur où le charbon issu du premier réacteur est gazéifié par la vapeur d'eau et le CO₂ contenus dans ces gaz. Ces réactions, très endothermiques, utilisent ainsi la chaleur sensible produite par la combustion des vapeurs de pyrolyse. Ce principe présente l'avantage de générer un gaz propre (vis-à-vis des goudrons) moyennant une bonne maîtrise du taux de matières volatiles des charbons et de la température de gazéification. L'inconvénient de ce type de réacteur concerne les problèmes d'écoulement des solides notamment au niveau de la zone de gazéification des charbons. En effet, le temps de séjour et les températures à atteindre pour obtenir une conversion complète du carbone sont incompatibles avec les biomasses cendreuses (fusion et agglomération des cendres). En revanche, ils constituent une excellente solution à la gazéification du bois et de ses dérivés.

2.3.2.2 Procédés de gazéification associés à des phénomènes rapides (procédés à lits fluidisés)

Les procédés à lits fluidisés nécessitent un broyage assez fin du combustible pour l'amener à une granulométrie comprise entre 2 et 5 mm. La fluidisation améliorant très sensiblement les échanges thermiques, le combustible introduit est rapidement chauffé jusqu'à la température du lit, permettant le dégagement des matières volatiles qui sont craquées et oxydées avant de

quitter le gazéifieur. Le gaz contient donc généralement des hydrocarbures légers, mais également des composés organiques ou aromatiques plus lourds, en faible quantité. La température du lit doit impérativement rester inférieure au point de ramollissement des cendres pour éviter leur agglomération. La température de fonctionnement est donc de l'ordre de 850°C à 1000°C. Les cendres extraites du lit en continu ou périodiquement, contiennent un peu de carbone imbrûlé. Elles doivent donc subir une combustion pour pouvoir éventuellement être valorisées. Les cendres volantes sont majoritairement récupérées dans une batterie de cyclones, et peuvent être réintroduites dans le lit fluidisé pour améliorer le rendement global.

2.3.2.2.1 Lits fluidisés denses (LFD)

Les lits fluidisés denses se caractérisent par une vitesse de fluidisation relativement faible (1 m.s⁻¹) qui permet la séparation nette des phases solide (lit) et gazeuse, sans entraînement des particules inertes. Dans ces conditions, les particules sont simplement mises en mouvement et brassées au sein même du lit pour assurer de bons transferts thermiques et massiques.

Les réalisations de ce type souffrent cependant d'un certain nombre de contraintes d'exploitation inhérentes à ce mode de fluidisation : problèmes de maintien du niveau du lit lors des variations de charge, d'alimentation et de distribution de combustible, de flexibilité vis-à-vis des variations des caractéristiques du combustible, etc.... (voir détails en annexe 4)

Ce type d'installation permet de produire un gaz dont la teneur en goudrons est comprise entre celles des gaz produits par les lits fixes co-courant et à contre-courant (Hos and Groeneveld 1987).

2.3.2.2.2 Lits fluidisés circulants (LFC)

C'est en partie pour répondre aux problèmes précédents que furent développés les lits fluidisés circulants. La vitesse de fluidisation est ici plus élevée (4 à 6 m.s⁻¹). Il y a alors expansion rapide du lit et entraînement de certaines particules dans le flux gazeux jusqu'à l'extérieur du réacteur. Par une séparation solide / gaz au moyen d'un cyclone, on fait recirculer les particules de solide dans le lit afin d'améliorer le taux de conversion de carbone qui peut atteindre 100 % (Bridgwater 1995). Ainsi, on obtient une masse solide continuellement en mouvement dans le réacteur. Une telle configuration montrée par la Figure 15 permet de limiter les problèmes liés aux variations de charges.

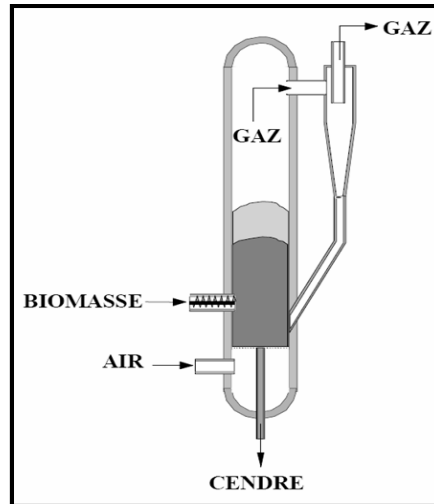


Figure 15 : Schéma descriptif d'un lit fluidisé circulant (ADEME 2001)

2.3.2.2.3 Lits entraînés

Ils correspondent au cas extrême en termes de vitesse de fluidisation. La vitesse de particules est voisine de celle des gaz et nettement supérieure à 6 m.s^{-1} . On obtient alors un transport qui peut être considéré comme pneumatique.

Bien que cette disposition permette de réduire de façon significative la perte de charge induite par la présence du lit, elle présente l'inconvénient majeur de réduire le temps de séjour nécessaire à la gazéification et de travailler à des vitesses élevées de gaz.

Le combustible est introduit sous forme pulvérulente avec des jets de comburants. Le combustible pulvérisé mis en présence d'oxygène développe une flamme très vive. Les débits d'oxygène et de vapeur sont ajustés pour obtenir une réduction du carbone par les gaz de combustion.

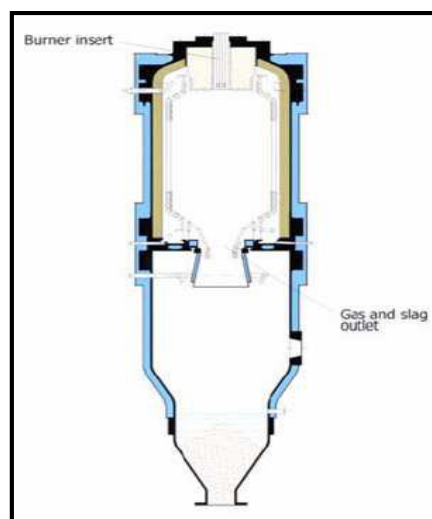


Figure 16 : Schéma descriptif d'un lit entraîné (ADEME 2001)

La température peut atteindre 1700°C dans le cas d'un gazéifieur pressurisé comme dans le cas du procédé Noell présenté sur la Figure 16. Le niveau de température a plusieurs conséquences importantes : le gaz de synthèse ne comprend pas de composés condensables ou de goudrons car les matières volatiles du charbon sont libérées dans une zone où la température est élevée ce qui permet leur dégradation. Les rendements de conversion du carbone sont donc généralement supérieurs à 99 %. Les cendres sont éliminées sous forme liquide.

2.4 La valorisation par combustion

L'incinération est un mode de traitement et d'élimination des ordures ménagères (OM) très répandu qui permet la réduction d'environ 90 % du volume et 75 % de la masse des déchets et la destruction complète des bactéries (Anonyme-3; Allsopp M, Costner P et al. 2001; Li M, Xiang J et al. 2004; Youcai Z, Stucki S et al. 2004). Elle conduit à la formation de scories, appelés mâchefers d'incinération des OM (MIOM) qui ont l'avantage de pouvoir être valorisées, sous certaines conditions, en travaux publics (remblai et autres). Elle consiste à brûler les ordures dans un four spécialement adapté à une température d'environ 850 °C en libérant de la chaleur et de la vapeur, des effluents gazeux (fumées), des mâchefers (30 %) et des cendres volantes (3 - 4 %) (FoE 2002; Kaibouchi 2004).

2.4.1 Principes usuels de la combustion

Pour réaliser une combustion saine, il est recommandé de contrôler trois facteurs : la température de combustion, le temps de séjour et la turbulence. Ceci est nommé la règle des « **3 T** ».

2.4.1.1 Température de combustion

Le Pouvoir Calorifique Inférieur (PCI) d'un combustible ne dépend que de sa composition chimique. La plupart des équilibres thermodynamiques de la combustion sont régies par la température. La seule limitation à la température de combustion réside dans la tenue de matériaux de la chambre de combustion. Cette température avoisine 1000°C, mais elle peut varier entre 500°C et 600°C pour les gaz dits « faciles » et 1400°C pour les « composés difficiles », (Maes 1994)

2.4.1.2 Temps de séjour

Le temps de séjour est l'intervalle de temps pendant lequel les molécules sont exposées aux hautes températures. Il doit ainsi être suffisamment long pour que les différentes réactions soient totales. Il est d'autant plus court quand les températures sont élevées. Pour les solides,

le temps de séjour est en moyenne de 60 minutes, mais peut varier entre une demi-heure et trois heures (en fonction de la nature et de la quantité introduite dans le four). Ainsi, pour l'incinération des déchets solides, on choisit toujours un incinérateur multi-chambre : une chambre de combustion où les solides sont gazéifiés et une de postcombustion où les gaz sont brûlés. Pour les liquides et les gaz ce temps est réduit à quelques secondes, voir des fractions de secondes, (Maes 1994)

2.4.1.3 Turbulence

La turbulence est l'agitation qui permet un mélange intime du combustible et l'air comburant. Elle peut être réalisée (Maes 1994):

- soit par injection directe d'effluents (dont la viscosité favorise une meilleure atomisation et un mélange rapide avec l'air comburant, soufflé à vitesse élevée) dans les brûleurs;
- soit dans le four par des aménagements divers (modification de vitesse par restrictions ou nids d'abeilles accumulateurs de chaleur, inversion de parcours des fumées, dispositions adéquates d'injection d'air et de produits).

2.4.2 Les différents types d'incinérateurs

Il existe quatre grands types d'incinérateurs pour les déchets solides (Rogaume T 2001):

- **Les fours rotatifs** : ce sont des fours cylindriques. La rotation permet l'avancement, le brassage des matières solides et le mélange avec le comburant, afin d'assurer une bonne combustion. Ces fours permettent l'incinération de déchets solides, liquides et de boues.
- **Les fours à grilles** : les grilles permettent l'avancement et le brassage des déchets ainsi que l'alimentation en comburant. Il existe différents types de grilles plus ou moins inclinées, fixes ou animées de divers mouvements (translation, vis sans fin, à basculement, à barreaux).
- **Les fours à soles ou à gradins** : constitués d'une sole tournante ou d'une série de gradins. Le chargement est manuel pour les petites unités et automatique pour les plus importantes.
- **Les fours à lit fluidisé** : Ils sont constitués d'une enceinte verticale fermée, contenant un lit inerte très chaud maintenu en suspension par un courant d'air ascendant. Les déchets sont dans le lit lui-même ou introduits dans la partie supérieure du four. Suivant le cas, le lit est dense ou circulant.

2.4.2.1 Déchets de l'incinération

Pour 100 tonnes de déchets entrants, on obtient : 70 tonnes d'effluents gazeux, 30 tonnes de résidus solides, mâchefers et cendres et de l'énergie utilisée sous forme de chaleur, d'électricité ou les deux dans le cas de la cogénération. S'y ajoutent des résidus liquides lors du refroidissement des cendres et s'il y a un traitement des fumées par voie humide (Rogaume T 2001).

2.4.2.1.1 Les résidus solides

Dans la plupart des incinérateurs, il existe trois types de résidus solides : les cendres volantes, les mâchefers et les résidus d'épuration des fumées des incinérateurs d'ordures ménagères (REFIOM). Les mâchefers et les cendres représentent environ 30% de la masse des déchets incinérés.

2.4.2.1.2 Les résidus liquides

Dans une usine d'incinération d'ordures ménagères, l'eau est utilisée pour l'extinction et le refroidissement des mâchefers et peut également intervenir dans le dispositif de traitement des fumées (Rogaume T 2001).

2.4.2.1.3 Les effluents gazeux

Outre les cendres volantes, les fumées produites par l'incinération contiennent un grand nombre d'espèces gazeuses. Classiquement, les produits d'une réaction complète de combustion de produits hydrocarbonés sont le dioxyde de carbone et l'eau. Cependant, ces conditions idéales sont difficiles à atteindre lors de l'incinération des déchets, entraînant la formation de produits de combustion incomplète, de type monoxyde de carbone (CO). La présence d'azote dans le comburant et le combustible engendre la formation d'oxydes d'azote (NO_x). De plus, la composition du combustible peut engendrer la formation de dérivés halogénés de type chlorure d'hydrogène (HCl) ou soufrés comme le dioxyde de soufre (SO₂), ainsi que d'autres gaz toxiques (Rogaume T 2001).

2.4.2.2 Intérêt de ce mode de traitement

L'incinération des ordures ménagères est à la fois un moyen de traitement pour réduire les volumes des déchets et un mode de valorisation énergétique très efficace, et ce de manière contrôlée vis-à-vis de l'environnement. La combustion des déchets génère de l'énergie; l'énergie contenue dans les ordures ménagères avoisine 2300 kWh par tonne (Florimonde Lebel 2008). Ainsi, le déchet devient une ressource énergétique qu'il est intéressant de valoriser : actuellement 94 % des tonnages incinérés font l'objet d'une valorisation énergétique. Les calories contenues dans les fumées de combustion des déchets ménagers sont

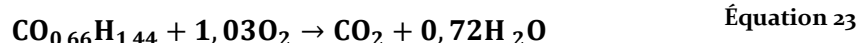
récupérées au niveau de la chaudière sous forme de vapeur. La vapeur ainsi produite peut être valorisée pour alimenter un réseau de chauffage urbain, fournir de la vapeur ou être transformée en électricité à l'aide d'un turboalternateur. Une valorisation mixte chaleur/électricité peut également être mise en œuvre : c'est la cogénération. Ainsi, en 2004, l'incinération de 12 millions de tonnes de déchets a permis de produire 3800 GWh Electricité et 10085 GWh Thermique (ADEME¹) (Voir fonctionnement d'une unité de valorisation énergétique des déchets en annexe 7).

Les mâchefers peuvent être valorisés en technique routière comme substitut de granulats naturels. Lorsqu'ils ne sont pas valorisés, les mâchefers sont stockés dans des centres de stockage (CSD) prévus à cet effet (CSD de classe 2). L'essentiel des ferrailles et autres métaux issus des déchets sont récupérés et recyclés.

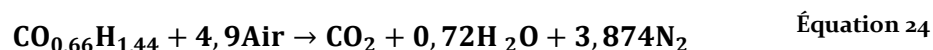
L'incinération des ordures ménagères permet ainsi de réduire sensiblement le recours aux matières premières, et notamment aux combustibles fossiles. Face à la raréfaction et au renchérissement du pétrole, son intérêt économique s'accroît (Florimonde Lebel 2008).

2.4.3 Combustion de bois et biomasse

Le bois étant un constituant composé exclusivement de carbone, d'hydrogène et d'oxygène (en négligeant la très faible quantité d'azote < 0,1%), les produits de combustion sont alors majoritairement le CO₂ et l'eau suivant l'équation stœchiométrique suivante qui décrit la réaction de combustion du bois sec en présence d'oxygène :



Il est cependant plus courant d'utiliser de l'air pour alimenter la réaction en oxygène, l'équation bilan devient alors :



Dans la pratique et pour favoriser la qualité de la combustion, l'air est injecté avec un excès d'environ 50 %, on retrouve alors de l'oxygène dans les fumées.

Plusieurs étapes successives et parallèles peuvent être distinguées pour décrire la combustion du bois ou de la biomasse (Déglise and Donnot 2004) : l'étape primaire de la combustion du bois est la pyrolyse qui produit, à partir de 250°C, des gaz combustibles, des goudrons et du charbon tel qu'il est décrit précédemment. Le front de pyrolyse (interface charbon/ bois sain) avance vers le cœur de la particule. Les produits de pyrolyse qui migrent vers la surface de la particule au travers du charbon rentrent en contact avec l'oxygène de l'air et sont oxydés amorçant ainsi la réaction de combustion. Cette réaction se déroulant à haute température

¹[www.ademe.fr/Domaines d'intervention/Déchets/Chiffres clés](http://www.ademe.fr/Domaines_d'intervention/Déchets/Chiffres clés)

(entre 1500°C et 2000°C), le produit primaire est probablement du CO selon la réaction en phase hétérogène :



Le CO produit est alors oxydé selon la réaction en phase homogène :



Ces différentes étapes se déroulent simultanément au sein d'un appareil et sont donc difficilement observables. Dans le dispositif de combustion, l'oxydation du combustible est rarement complète et l'analyse des gaz issus de la combustion révèle souvent la présence de gaz imbrûlés tels que le CO (0,1 à 2 %) et des hydrocarbures légers (C_xH_y) mais aussi de particules imbrûlées (poussières et suies). Il est aussi classique de trouver des traces de NO_x qui sont issues, d'une part de l'azote contenu dans le bois et d'autre part de l'oxydation de l'azote atmosphérique induit par les températures élevées atteintes dans la flamme.

Le Tableau 12 donne les teneurs moyennes en CO, en NO et en poussières pour 18 chaudières industrielles en France (Bernard, M.L. Rabot-Querci et al. 2006).

Tableau 12 : Production de CO, NO et Poussières sur 18 Chaudières industrielles suivies (Bernard, M.L. Rabot-Querci et al. 2006)

Puis.	Foyer	Régulation			Combustible		Mesures		en mg.Nm ⁻³ à 10% d'O ₂		
		mesure O ₂	pression foyer	action	humidité sur brut	PCI en kJ.kg ⁻¹	T° fumées	O ₂	CO	NO	Poussière
70	volcan	N	N	M / A	6%	16 400	189	12,4%	66	94	
20	brûleur	N	N	M / A	6%	16 400	248	14,4%	149	116	
600	volcan	N	N	M / A	10%	14 700	227	9,7%	170		89
320	grille fixe	O	O	prop.	41%	8 500	181	11,3%	170	722	
350	volcan	O	N	prop.	8%	15 100	211	10,7%	173	475	110
700	grille fixe	O	O	prop.	50%	6 900	270	2,9%	244	139	
55	grille fixe	N	N	M / A	30%	10 800	230	12,6%	278	114	
4000	grille fixe	N	O	M / A	6%	15 800	189	8,6%	374		189
250	grille fixe	O	N	prop.	39%	8 900	289	9,2%	442	155	40
1000	grille mobile	O	O	prop.	60%	5 400	238	6,5%	628	169	204
300	grille fixe	N	N	M / A	30%	11 100	230	5,2%	732	105	
20	grille fixe	N	N	M / A	30%	10 800	230	16,0%	1 100	88	
55	brûleur	N	N	M / A	6%	16 400	170	10,5%	1 310	70	
30	brûleur	N	N	M / A	6%	16 400	329	12,5%	1 725	103	
40	grille fixe	N	N	M / A	30%	10 800	439	8,9%	2 045	168	
400	volcan	N	N	prop.	6%	16 400	201	12,6%	2 700	72	
350	volcan	N	N	prop.	26%	11 300	297	9,8%	3 086	138	
290	grille humide	N	N	M / A	8%	15 300	230	6,2%	9 127		
2500	grille mobile	O	N	prop.	55%	6 800	179	10,7%	33 580		

2.4.4 Combustion du PE

La combustion complète du PE dégage du dioxyde de carbone et de l'eau. Dans les conditions de combustion incomplète, il se dégage du monoxyde de carbone, des hydrocarbures aliphatiques ou aromatiques, des oxydes d'azote et différents produits oxygénés et azotés,

(Dossogne). On note une corrélation entre la quantité d'hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAPs) et la quantité de CO, la teneur en CO formé est proportionnelle à la teneur en HAPs (Chun, Zhuang et al. 2001).

Il y a également la présence d'hydrocarbures aromatiques polycycliques substitués pendant la combustion du PE, ce qui n'est pas visible durant la pyrolyse dans une atmosphère inerte (Panagiotou, Levendis et al. 1996). Une augmentation de la concentration en oxygène favorise la cyclisation progressive des fragments de PE, mais aucun produit contenant de l'oxygène n'est détecté. (Panagiotou and Levendis 1994) constatent une baisse de la température de décomposition des polymères lors du traitement des mélanges PS, PE, PVC et PC, lorsque les vapeurs de combustible brûlent dans la flamme. Ils montrent aussi que le diamètre des particules de combustible augmente le temps de chauffage et la température des gaz.

La combustion de gouttelettes de PE de faibles dimensions montre une évolution de la vitesse de perte de masse, avec une accélération de celle-ci au fur et à mesure de l'avancée de la combustion et de l'augmentation de la température, (Levendis and Ponagiotou 1991). Lors de leurs travaux, (Wey and Chang 1995) retrouvent ces résultats avec cependant une influence moindre de la température de combustion sur la vitesse de perte de masse.

(Bhandare, Lee et al. 1997) constatent que la combustion du PE, entre 350°C et 1000°C engendre la formation d'acides carboxyliques et d'aldéhydes. Dans un premier temps, il y a production de CO et de CO₂ à partir de ces hydrocarbures ainsi que de la vapeur d'eau. La concentration en CO₂ augmente tandis que celle des hydrocarbures diminue lorsque la quantité d'oxygène est en excès. Les températures moyennes de flamme rencontrées lors de la combustion du PE sont de l'ordre de 1900°C, soit des températures de gaz d'environ 1050°C.

CHAPITRE 2 : DISPOSITIFS ET TECHNIQUES D'ANALYSE

Les voies de valorisation étudiées dans ce présent travail sont thermochimiques. Ces voies sont : la pyrolyse, la gazéification et la combustion.

Quel que soit le procédé étudié, divers dispositifs d'analyse ont été utilisés pour réaliser la caractérisation des entrants et sortants solides, gazeux et liquides.

Les solides ont été caractérisés suivant différents critères décrits, d'une part, dans la littérature comme facteurs influents sur les procédés de valorisation et permettant d'autre part, de réaliser des bilans matière, thermique et de mieux comprendre les mécanismes réactionnels mis en jeu lors de ces procédés. L'humidité, la composition élémentaire, les taux de matières volatiles, de carbone fixe et de cendres, le pouvoir calorifique ont ainsi été mesurés sur différents appareils décrits dans ce chapitre.

La composition des gaz a quant à elle a été obtenue via l'utilisation de spectromètres infrarouge à transformée de Fourier (IRTF), de chromatographes en phase gazeuse équipés d'un catharomètre (GC-TCD, μ GC-TCD) et d'un appareil dédié à la mesure de la composition des gaz de combustion de la marque TESTO.

Finalement, la composition des condensats liquides collectés a été mesurée via des chromatographes en phase gazeuse équipés de différents détecteurs (détecteur à ionisation de flamme (FID), spectromètre de masse (MS)) et d'un titrateur Karl-Fischer permettant d'évaluer la teneur en eau.

1 Les dispositifs d'analyse pour la caractérisation des solides

Afin d'atteindre les objectifs fixés dans la présente étude, les constituants solides produits au cours des diverses étapes du procédé ont été caractérisés. Ainsi, l'humidité, la composition élémentaire, l'analyse immédiate et le PCI, de chaque type de combustible ont été déterminés.

1.1 Mesure d'humidité des combustibles

Une masse m_{hi} de chaque composant du mélange combustible est pesée et portée à l'étuve pendant 48 heures au minimum afin que la masse ne varie plus (selon la norme NF EN 14774). La masse sèche m_{si} est pesée. L'humidité H_i de chaque composant et l'humidité globale H_g du mélange combustible sont déterminées par les expressions suivantes :

$$H_i(\%) = 100 \frac{m_{hi} - m_{si}}{m_{hi}} \quad \text{Équation 27}$$

$$H_g = \sum P_i H_i \quad \text{Équation 28}$$

P_i étant la proportion du composant i dans le mélange combustible.

1.2 Analyse élémentaire des combustibles

Les analyses élémentaires permettent de déterminer la composition chimique élémentaire d'un produit. Ces analyses ont été réalisées par un laboratoire extérieur : SOCOR puisque le LERMAB n'est pas équipé pour ce type d'analyse. Ces résultats permettent de caractériser les différents produits : matières brutes, charbons relatifs à chaque type de combustible (PE, carton, bois et déchet modèle) et d'évaluer la quantité de chaque élément (C, H, O, N) éliminé au cours des différentes étapes du procédé étudié dans le présent travail. Ces analyses ont été effectuées selon la norme NF EN 15 407.

1.3 Analyse immédiate des combustibles

L'analyse immédiate réalisée en ATG permet de déterminer le taux de matières volatiles (MV), le taux de carbone fixe (CF) et le taux de cendres (TC) des combustibles utilisés selon les normes NF EN 14 775 et NF EN 15 148.

Le programme de montée en température sur la thermobalance pour la détermination de ces paramètres est le suivant :

- Isotherme à 25°C pendant 15 min;
- Montée en température de 25 à 850°C (3°C.min⁻¹);
- Isotherme à 850°C pendant 30 min;
- Combustion à 850°C pendant 120 min.

Les courbes résultantes de cette programmation en température donnent le graphique de la Figure 17.

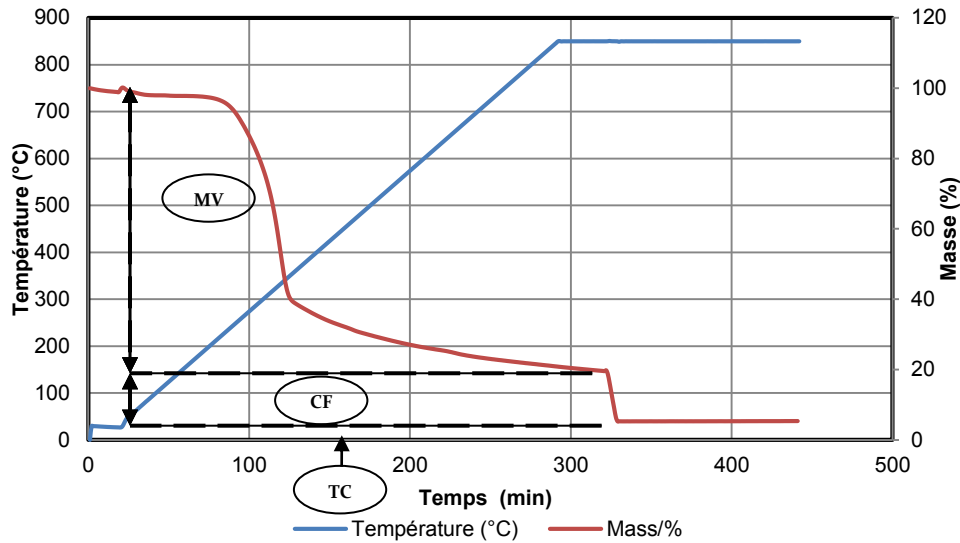


Figure 17 : Caractérisation des combustibles

La mesure de TC par cette méthode est peu précise pour les combustibles à faible teneur en cendres (comme le bois par exemple) ainsi une méthode différente a aussi été mise en œuvre pour améliorer la précision des résultats.

1.4 Taux de cendres des combustibles

La teneur en résidus s'effectue en utilisant un creuset en platine, pour obtenir la calcination totale d'un échantillon. L'échantillon étant brûlé à l'aide d'un four à moufle (à une température de 550°C ou 815 °C) environ seize heures selon la norme NF EN 14 775. La masse du résidu incombustible est calculée par différence avec la pesée initiale (creusé vide) à 0,1mg près. Le taux de cendres TC (en %) est donné par l'expression de l'Équation 29

$$TC = \frac{m}{M} \times 100 \quad \text{Équation 29}$$

M est la masse de l'échantillon soumis à l'essai et m la masse de résidus obtenus.

1.5 Masse volumique des échantillons

La masse volumique apparente (vrac) est mesurée selon la norme NF EN 15103 via pesée d'un récipient jaugé de 2L dans lequel les échantillons sont disposés sans tassement. Seule la masse volumique humide a été caractérisée. La masse volumique unitaire se fait par mesure et pesée d'échantillons.

1.6 Mesure du pouvoir calorifique en bombe calorimétrique

1.6.1 Principe et mode opératoire

Les mesures en bombe calorimétrique (Photo 1) ont permis de déterminer expérimentalement le PCS des produits initiaux et de leurs résidus après pyrolyse selon la norme NF EN 14 918.



Photo 1 : Ensemble du système de détermination du PCI par bombe calorimétrique

Un échantillon anhydre de masse $m_0(\text{g})$ connue est disposé dans un creuset lui-même mis en place dans la bombe. Un fil de platine, de longueur connue et que l'on garde constante au cours des essais, est relié à deux électrodes de façon à être en contact avec le combustible. La bombe calorimétrique est fermée hermétiquement puis remplie d'oxygène pur à une pression de 20 bars afin de s'assurer que la combustion soit complète et rapide. La bombe calorimétrique est disposée dans un récipient adiabatique et est connectée au générateur de tension. Le bac calorifugé est finalement rempli d'une masse $m_e(\text{g})$ d'eau qui vient recouvrir la bombe. Le couvercle équipé d'un thermomètre et d'un mélangeur est disposé sur l'ensemble pour fermer le système. Après un temps de stabilisation, la température de l'eau est relevée et est notée T_0 (°C). Par simple pression sur un déclencheur, un courant électrique est envoyé au travers du fil de platine qui s'échauffe et déclenche la réaction de combustion. L'énergie produite par la réaction exothermique de combustion se diffuse dans le système conduisant à l'élévation de la température de l'ensemble « bombe + eau ». La température s'élève jusqu'à atteindre un maximum que l'on note T (°C). La température moyenne de l'eau

au cours de l'essai doit être la plus proche possible de la température ambiante afin de limiter les échanges avec l'extérieur.

1.6.2 Protocole d'essai

A partir des résidus issus des différents types de traitements, des pastilles d'environ 500 mg sont constituées et conservées à l'étuve pendant au moins 48 heures à 103°C. Deux ou trois essais sont réalisés pour chaque type de résidu. La masse d'eau $m_e(g)$ est fixée à 2000 g. La bombe calorimétrique donne par lecture directe la valeur du PCS du combustible en kJ.kg^{-1} .

1.6.3 Méthode de calcul du PCI à partir du PCS

Le PCI (kJ.kg^{-1} de combustible humide) est calculé à partir du PCS (kJ.kg^{-1} de combustible sec), du pourcentage massique d'hydrogène (donné par les analyses élémentaires) et de la teneur en eau dans le combustible par la relation :

$$PCI_{humide} = (PCS - 226 \times \%H) \left(\frac{100 - h_{brut}}{100} \right) - 25h_{brut} \quad \text{Équation 30}$$

Avec h_{brut} , humidité sur brut de l'échantillon (%) (masse d'eau / masse de bois humide) % (H), pourcentage massique d'hydrogène dans le combustible sec.

Les échantillons étant maintenus anhydres, $h_{brut} = 0$, l'Équation 30 devient :

$$PCI_{sec} = PCS - 226 \times \%H \quad \text{Équation 31}$$

1.7 Détermination théorique du PCI du Déchet ménager brut

Plusieurs méthodes sont utilisées pour déterminer le PCI. Il peut être calculé à partir du pouvoir calorifique supérieur (PCS) mesuré à l'aide d'une bombe calorimétrique (Diop 1988). D'autres méthodes le déterminent à partir de la composition élémentaire des déchets calculée sur sec (Cooper, Kim et al. 1999; Abu-Qudais and Abu-Qdais 2000; Kathirvale, Muhud Yunus et al. 2003) ou utilisent des formules de calcul simplifiées en fonction du PCS et l'humidité ou en fonction des teneurs des déchets en catégories et de l'humidité (Abu-Qudais and Abu-Qdais 2000; Wilson, Whiteman et al. 2001; Kathirvale, Muhud Yunus et al. 2003; Aloueimine, Matejka et al. 2006 b).

Le modèle choisi dans la présente étude prend en compte toutes les fractions susceptibles d'avoir un apport dans le PCI.

$$PCI_{humide} = 40(P + T + B + F) + 90R - 46W \quad \text{Équation 32}$$

W : humidité moyenne des déchets (%) ; P, T, B, F, R : les teneurs (en %) respectivement des fractions papier, textile, déchets verts, fermentescibles et plastique (Wilson, Whiteman et al. 2001; Kathirvale, Muhud Yunus et al. 2003; Aloueimine, Matejka et al. 2006 a).

2 Les dispositifs d'analyse pour la caractérisation des gaz et des liquides

Cette partie fait la description des dispositifs d'analyse utilisés lors des essais en pyrolyse, gazéification et combustion. Ces dispositifs sont connectés aux divers réacteurs (Thermobalance, réacteurs de pyrolyse, de gazéification et de combustion) décrits dans les sections précédentes.

2.1 Les Spectromètres Infrarouge (analyse des gaz)

2.1.1 Equinox 55 (Bruker)

La Photo 2 montre le spectromètre infrarouge utilisé lors des essais de pyrolyse et de gazéification dans le cadre de la présente étude.

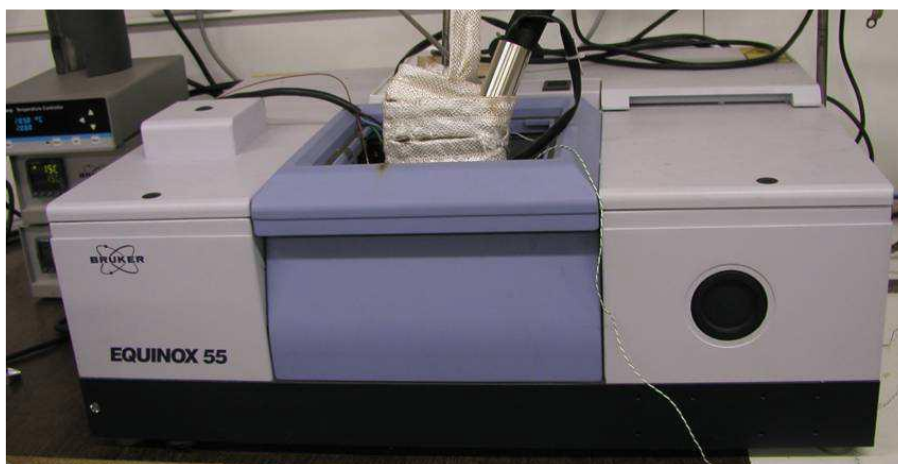


Photo 2 : Spectromètre Infra Rouge à Transformée de Fourier (Equinox 55 ; BRUKER)

La spectroscopie infrarouge à transformée de Fourier (ou FTIR : Fourier transformed infrared spectroscopy) est basée sur l'absorption d'un rayonnement infrarouge par le composé analysé. Elle permet via la détection des vibrations caractéristiques des liaisons chimiques d'effectuer l'analyse des fonctions chimiques présentes dans le composé.

2.1.1.1 Mode opératoire

L'utilisation du spectromètre IRTF est simple. Deux modes d'acquisition sont envisageables. Le premier (mode simple) permet d'acquérir un spectre à la fois, pour l'étalonnage par exemple, alors que le second (mode multiple) permet de faire une acquisition en semi continu dont le pas de mesure minimum est de 4 secondes pour cette configuration de l'appareil.

Une purge de la cellule à l'azote pur (gaz vecteur) est nécessaire avant de réaliser une mesure de référence correcte. Une fois cette opération effectuée, l'essai peut être lancé.

Une partie ou la totalité du débit de gaz issu du réacteur (mélange gaz vecteur / gaz de pyrolyse) est envoyé au travers de la cellule à gaz du spectromètre où il est analysé en semi continu; c'est ce que l'on appelle une analyse en ligne. Les résultats de ce type d'analyse se

traduisent par une série de spectres que le logiciel traite ensuite pour obtenir l'évolution de la composition du gaz analysé en fonction du temps. La Figure 18 montre un exemple de spectre relevé sur le spectromètre lors des essais sur le déchet modèle à la température de 800°C. Ce spectre montre bien la présence de tous les gaz recherchés à savoir : le CO, le CO₂, le CH₄, le C₂H₄. Le C₂H₂ et le C₂H₆ sont présents en quantités négligeables et sont beaucoup plus compliqués à identifier et à quantifier par IRTF.

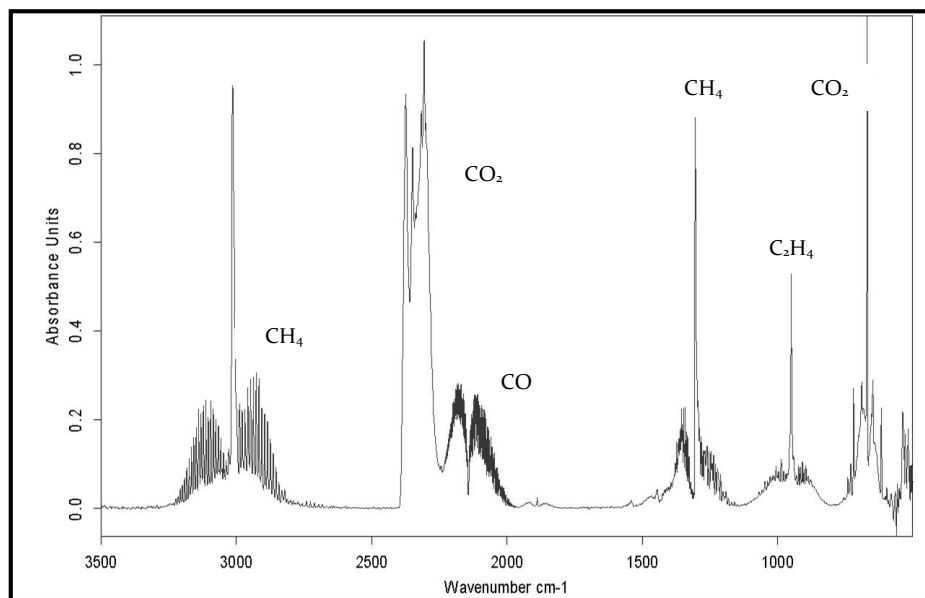


Figure 18 : Exemple de spectre sur le spectromètre IRTF lors de la pyrolyse du Déchet modèle à 800°C

2.1.2 Gaset (DX 4000)

Le spectromètre DX4000 est un analyseur infrarouge à transformée de Fourier (IRTF) portable dont le détecteur est refroidi par effet Peltier. L'appareil est également équipé d'une sonde ZrO₂ permettant la mesure de l'O₂ indétectable par IRTF. Sa plage de mesure s'étend de 4000 à 900 cm⁻¹. L'appareil est constitué d'une canne de prélèvement, d'une pompe et de l'analyseur IRTF. Tous ces éléments sont chauffés et reliés entre eux par des lignes également chauffées.

Cet appareil est conçu pour surveiller divers procédés produisant des émissions gazeuses vers l'atmosphère. De ce fait, la plage de mesure indiquée dans le Tableau 13, est adaptée à de faibles concentrations de polluants.

Ces plages indiquées dans le Tableau 13 sont adaptées à la mesure d'émissions polluantes issues de combustion de bois.

Tableau 13 : plage de mesure du spectromètre DX4000

Composé	Min	Max
O ₂	0,1%	25%
CO ₂	0,1%	30%
CO	10ppm	1%
N ₂ O	1 ppm	500ppm
NO	1 ppm	1000 ppm
NO ₂	1 ppm	1000 ppm
SO ₂	1 ppm	2000 ppm
NH ₃	1 ppm	500 ppm
HCl	1 ppm	500 ppm
CH ₄	1 ppm	1000 ppm
C ₂ H ₆	1 ppm	100 ppm
C ₂ H ₄	1 ppm	100 ppm
C ₃ H ₈	1 ppm	100 ppm
HCOH	1 ppm	50 ppm

2.2 Les Chromatographes en phase gazeuse

2.2.1 Le système d'analyse chromatographique GC-TCD (analyse gaz)

La Photo 3 montre l'ensemble du système d'analyse chromatographique GC-TCD utilisé lors des essais de pyrolyse et de gazéification.



Photo 3 : Vue d'ensemble du système d'analyse chromatographique GC - TCD (CP-3800 ; VARIAN)

La chromatographie est une technique analytique qui permet la séparation des constituants d'un mélange en phase homogène liquide ou gazeuse. Le principe repose généralement sur la

différence entre les courbes d'équilibre des composés présents entre deux phases en contact : la phase stationnaire (emprisonnée dans la colonne) et la phase mobile qui contient le produit à analyser. La séparation est basée sur l'entraînement différentiel des constituants présents dans la colonne. Ces derniers la parcourent avec des temps dépendants de leurs propriétés intrinsèques (taille, structure, ...) ou de leur affinité avec la phase stationnaire (polarité, ...). En bout de colonne, le détecteur mesure en continu la quantité de chacun des constituants du mélange.

2.2.1.1 Descriptif du fonctionnement du système GC-TCD

L'objectif principal du chromatographe phase gazeuse est l'analyse de la composition en azote et en hydrogène des gaz de pyrolyse, gaz que ne peut détecter le spectromètre IRTF. Cette détection sera assurée par un catharomètre (TCD), le gaz vecteur sélectionné étant l'argon puisqu'il présente une conductibilité thermique assez différente de celle de l'azote et de l'hydrogène. Il est cependant possible d'analyser d'autres gaz. La mesure de la composition en méthane, monoxyde et dioxyde de carbone et en hydrocarbures légers tels que l'éthane, l'éthylène et l'acétylène est une bonne solution pour valider les résultats obtenus par le spectromètre IRTF. Le chromatogramme ainsi obtenu est présenté sur la Figure 19.

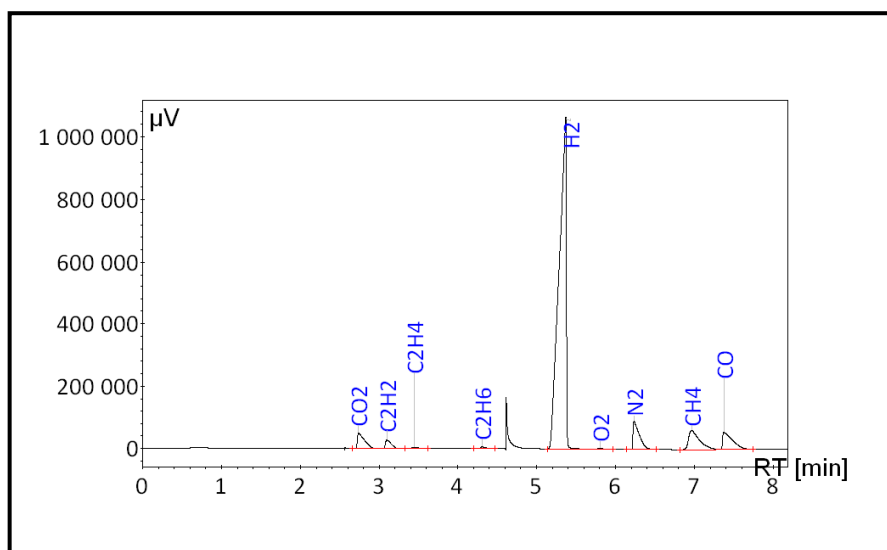


Figure 19 : Exemple d'un chromatogramme obtenu par GC-TCD

2.2.1.2 Mode opératoire

Etant dans le cas de l'étude de phénomènes transitoires aux cinétiques rapides, il est impossible, contrairement au spectromètre infrarouge, de faire une analyse en ligne (temps d'analyse supérieur à dix minutes comparés à des temps de réactions de l'ordre de la minute). Un système de prélèvement est donc nécessaire. Les gaz analysés sont prélevés en continu dans des sacs à gaz (rectangle vert) sur la durée d'une analyse. La GC analyse un gaz produit

moyen sur les 12 min de prélèvement. Le débit de prélèvement dans les sacs est régulé par la vanne pointeau (Photo 4).

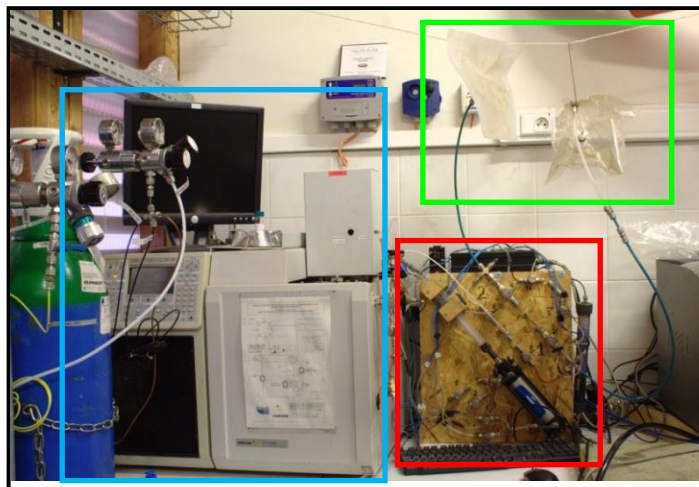


Photo 4 : Système de prélèvement pour analyse GC en pyrolyse / Gazéification

Ce système de prélèvement (rectangle rouge) permet de remplir les sacs à gaz avec un débit proportionnel au débit de sortie des gaz du réacteur. L'échantillon du sac est donc représentatif de la moyenne des gaz produits sur le temps de prélèvement. Les sacs sont en tedlar, leur étanchéité est vérifiée avant chaque essai.

2.2.2 Micro chromatographe en phase gazeuse avec catharomètre (μ GC) (analyse gaz)

Le principe de fonctionnement est le même que celui de la GC, à la différence que les injecteurs, colonnes et détecteurs sont miniaturisés afin de réduire le temps d'analyse (Figure 20). Le temps d'analyse des gaz par la μ GC est ainsi de 2 min pour une analyse contre 12 pour la GC.

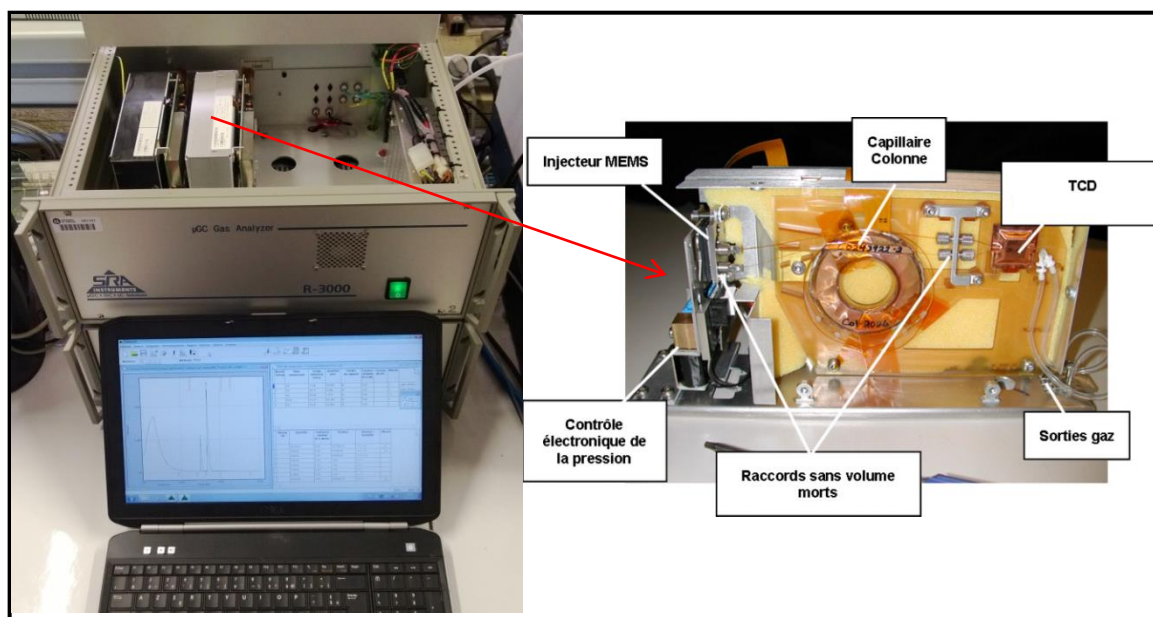


Figure 20 : μ GC ouverte laissant apparaître les deux modules d'analyse et détail d'un module

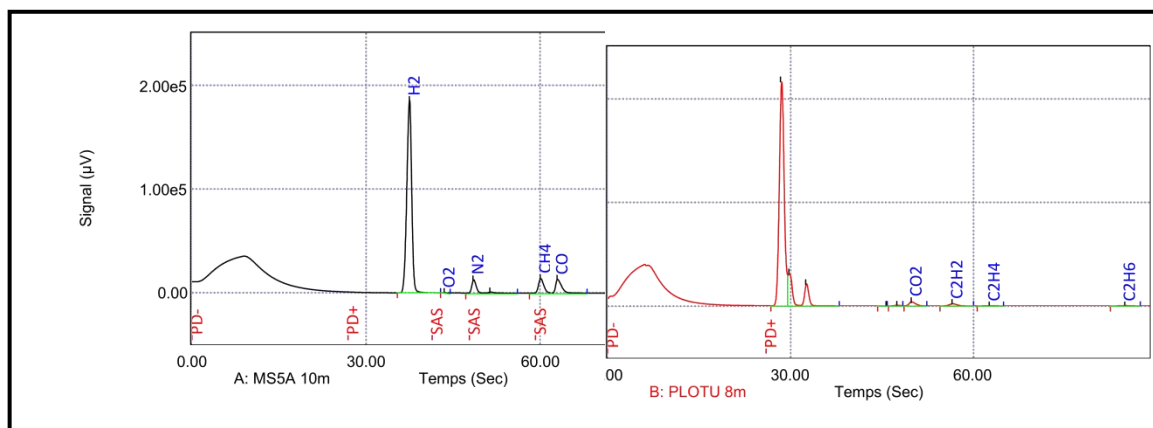


Figure 21 : Chromatogrammes obtenus par μ GC-TCD

Un chromatogramme est ainsi obtenu toutes les deux minutes pour chacune des deux colonnes (Figure 21).

2.2.3 Le système GC-FID (analyse liquide)

L'analyse des goudrons obtenus après les réactions de pyrolyse et de gazéification a été effectuée par système chromatographe en phase gazeuse FID : GC-2010 Plus de marque SHIMADZU (Photo 5) utilisant le dihydrogène comme gaz porteur.

La chromatographie en phase gazeuse couplée à un détecteur à ionisation de flamme (GC-FID) est une technique analytique très répandue qui est souvent utilisée dans les domaines pétrochimique, pharmaceutique et des gaz naturels.

Un FID utilise normalement une flamme hydrogène / air dans laquelle l'échantillon est passé pour oxyder les molécules organiques et produire des particules chargées d'électricité (ions). Les ions sont collectés et produisent un signal électrique qui est ensuite mesuré. Comme c'est souvent le cas avec d'autres techniques de GC, il faut un gaz porteur ne contenant que peu d'impuretés d'oxygène et d'eau car l'eau et l'oxygène peuvent interagir avec la phase stationnaire et provoquer des problèmes considérables comme un bruit de référence élevé ou un saignement de la colonne dans le chromatogramme du gaz de sortie, ce qui réduit à la fois la sensibilité de l'analyseur et la durée de vie de la colonne. Le FID est aussi extrêmement sensible aux impuretés d'hydrocarbures dans l'approvisionnement en hydrogène et air de la flamme. Les impuretés d'hydrocarbures peuvent augmenter le bruit de référence et amoindrir la sensibilité du détecteur.



Photo 5 : système GC-FID GC-2010 Plus SHIMADZU

A chaque mesure, un échantillon liquide de 0,5 μL est injecté dans l'appareil, l'échantillon est volatilisé dans l'injecteur maintenu à 280°C. Le gaz résultant de la vaporisation passe au travers de la colonne (CPSil 5) dans laquelle les différents composants sont séparés avant d'être détectés dans le FID. La quantité de chaque composé est déterminée à partir de l'aire du pic détecté et de la courbe d'étalonnage pour le composé en question. L'identification du composé ne se fait qu'à partir du temps de rétention ce qui implique d'avoir une idée précise des éléments contenus dans le mélange.

Un exemple de chromatogramme obtenu est présenté par la Figure 65 montrant les différents composés des goudrons issus de la gazéification à l'air du DM à 800°C.

2.2.4 Le système GC-MS (analyse liquide)

Le système d'analyse GC-MS utilisé pour les analyses de goudrons lors des essais de pyrolyse est présenté par la Photo 6.



Photo 6 : Vue d'ensemble du thermodésorbeur (TurboMatrix ATD ; PERKIN ELMER) et du système d'analyse chromatographique GC - MS (Clarus 500 ; PERKIN ELMER)

Le principe de ce chromatographe ainsi que le protocole de mesure sont les mêmes que précédemment à la différence que le gaz vecteur utilisé est de l'hélium. La Photo 6 donne la vue d'ensemble du système. La caractérisation et la quantification des goudrons sont réalisés par spectrométrie de masse. Le grand avantage de ce type de détecteur est qu'il permet de faire de l'identification au travers de la comparaison du spectre de masse obtenu avec des spectres pré enregistrés dans l'appareil.

Des exemples de chromatogrammes sont donnés par les Figure 49 et Figure 52 obtenus lors des analyses des goudrons issus de la pyrolyse du PE et du DM.

2.2.5 Détermination de la teneur en eau par la méthode de Karl-Fischer

2.2.5.1 Principe

La méthode est basée sur la réaction chimique suivante :



Cette réaction est réalisée en milieu méthanol (ou isopropanol) + base adéquate, solvants de l'iode et de l'anhydride sulfureux. Le titrage est suivi à l'aide d'une électrode de platine à deux pointes dont les pôles sont raccordés à une source de courant. La tension, mesurée sur la paire d'électrodes polarisées, sert de signal d'entrée au régulateur. Quand les dernières traces d'eau ont été titrées, la tension tombe pratiquement à zéro : les électrodes sont dépolarisées par l'iode présent maintenant dans la solution. Le faible courant électrique oxyde l'iode sur une électrode et réduit la même quantité d'iodure sur l'autre électrode.

2.2.5.2 Méthode de quantification

La concentration, C_I en mol.L^{-1} , de la solution d'iode et d'anhydride sulfureux est connue. Le volume V_e (L) de l'échantillon injecté dans le dispositif de mesure est déterminé à partir de sa masse m_e (g) (la densité de l'échantillon liquide est prise égale à celle du méthanol $d=0,79$) g. A l'issue de l'essai, lorsque toute l'eau a été consommée, le volume V_I (L) de la solution titrante est relevé. Le nombre de moles d'iode, n_I injecté en est déduit au travers de l'expression de l'Équation 34

$$n_I = C_I V_I \quad \text{Équation 34}$$

La concentration en eau de la solution échantillon, C_e (mol.L^{-1}), est alors déduite de l'Équation 34:

$$C_e = n_I / V_e \quad \text{Équation 35}$$

La masse d'eau piégée $m_{\text{eau-Karl-Fischer}}$ (g) contenue dans le barboteur complet est obtenue par la relation de l'Équation 36 :

$$masse_{eau-Karl-Fischer} = 18C_e V_{Solvant}$$

Avec $V_{Solvant}(L)$ le volume de méthanol ou d'isopropanol contenu dans le barboteur.

2.3 Analyseurs de fumées Testo 350

La composition des gaz est aussi mesurée pour les essais en combustion par un appareil dédié à ce type d'analyse et qui est équipé de cellules électrochimiques (Testo 350).

Cet appareil permet de contrôler la qualité de combustion de plusieurs combustibles (bois, gaz, fioul, ...) en mesurant la composition des fumées. Les mesures sont réalisées par un maximum de six cellules électrochimiques permettant chacune l'analyse d'un gaz.

Pour cette étude, les gaz analysés sont : O_2 , CO , NO , NO_2 , SO_2 . Le CO_2 n'est pas mesuré et doit être calculé avec l'équation de combustion. L'appareil peut diluer dans de l'air les gaz qu'il prélève pour augmenter sa plage de mesure qui est donnée dans le Tableau 14.

Tableau 14 : plage de mesure du Testo 350XL

Composé	Plage mesurée
O_2	0 à 25%
CO	0 à 10000ppm
NO	0 à 3000ppm
NO_2	0 à 500 ppm
SO_2	0 à 5000ppm

L'appareil prélève les fumées dans le conduit grâce à une canne, condense l'eau en refroidissant les fumées par effet Peltier et filtre les poussières avant l'analyse. Les mesures sont donc réalisées sur des fumées sèches. Une sonde de température est placée au centre de la canne de prélèvement pour mesurer la température des fumées. Ceci permet entre autres de calculer le rendement de la combustion.

L'acquisition des données se fait par un ordinateur relié à l'unité de contrôle par un câble USB. Le recueil des données se fait par l'interface d'un logiciel installé sur l'ordinateur qui permet de contrôler le système d'acquisition à partir du PC (Figure 22).



Figure 22 : Acquisition des données de l'analyseur via PC

CHAPITRE 3 : ETUDE DES VOIES DE VALORISATION THERMOCHIMIQUE

Comme il l'a été précisé dans l'étude bibliographique, la pyrolyse constitue la première étape de tout procédé de valorisation thermo-chimique de la biomasse. Il convient ainsi de débiter les travaux par l'étude de la pyrolyse du déchet et de ses constituants. Ces essais seront menés dans un premier temps sur une thermobalance qui permet de décrire le comportement thermique des matériaux et d'en extraire les paramètres cinétiques.

En second lieu, des essais en conditions pyrolytiques ont été menés sur un réacteur dédié nommé ci-après, banc d'essais de pyrolyse, pour évaluer la répartition des différents produits (solide, gaz et liquide) et déterminer leur nature en fonction des conditions opératoires.

Des essais ont été menés sur un lit fluidisé dense pour apporter des éléments relatifs à la voie de la gazéification à l'air. Il a été décidé de ne pas faire de recherche relative à la gazéification à la vapeur d'eau dans la mesure où, d'un point de vue industriel, ce procédé est très compliqué à mettre en place (réacteur double) et qu'il paraît peu envisageable que cette voie puisse être maîtrisée, dans un avenir proche, par les localités africaines telle que la ville d'Abomey-Calavi.

Les travaux sur la combustion ont été réalisés au LERMAB sur une chaudière à grilles mobiles adaptée à la plaquette forestière (pour les applications industrielles).

Selon la voie de valorisation étudiée, des essais ont été réalisés sur le déchet et/ou sur ses constituants (bois, carton, PE).

Ce chapitre comporte ainsi quatre parties : la première est consacrée à la caractérisation des déchets de la ville d'Abomey-Calavi et la mise en place d'un déchet modèle pour les études au laboratoire. Les trois dernières sont consacrées à l'étude des différentes voies de valorisation.

1 Caractérisation du mélange combustible

Les déchets ménagers sont d'une composition variable suivant les saisons et les lieux de leur production. Dans le cas d'une région ou d'une ville, trouver une composition représentative des déchets nécessite des campagnes de caractérisation suivant les saisons, afin d'obtenir un modèle statistiquement valable. Les dernières campagnes de caractérisation des déchets de la ville d'Abomey-Calavi ont été effectuées par Nikita Topanou (Topanou, Domeizel et al. 2011) en 2009. Les résultats de ces campagnes sont résumés dans le Tableau 15.

Tableau 15 : Typologie des déchets de la ville d'Abomey-Calavi (Topanou 2012)

Type de déchet	Ville d'Abomey-Calavi		
	Saison sèche	Saison pluvieuse	Moyenne
Fermentescibles	48,64	53,50	51,07
Sable	34,50	19,64	27,07
Carton Papier	1,14	1,76	1,45
Matière plastique	2,69	2,75	2,72
verre	1,50	1,45	1,47
Métal	1,04	1,44	1,24
textiles	2,28	2,79	2,54
Autres	8,23	16,67	12,45

1.1 Diagramme triangulaire

Les déchets ménagers de la ville d'Abomey-Calavi sont constitués de matières combustibles, de matières inertes (métaux, sable, déchets des travaux publics,...) et d'eau. La nature et la proportion de ces trois fractions confèrent aux déchets leur incinérabilité :

- La fraction combustible composée principalement de carbone (C) et d'hydrogène (H);
- La fraction inerte regroupe les matières minérales contenues dans les déchets (verre, métaux, terre, etc.) et celles qui sont formées lors de la combustion;
- L'humidité qui est un paramètre déterminant dans la combustion à l'air.

Le Tableau 16 regroupe les paramètres de combustion des OM de la ville d'Abomey-Calavi pour les deux campagnes de caractérisation réalisées par N. Topanou, Il s'agit de la fraction combustible, du taux d'inertes et de l'humidité. Ces paramètres ont été déterminés en considérant les éléments combustibles et les éléments inertes du Tableau 15.

Tableau 16 : Paramètres de combustion

Catégories	Saison sèche		Saison humide	
	Sans fines	Avec fines	Sans fines	Avec fines
Fraction combustible %	26,08	17,08	23,61	18,97
Proportion inerte (%)	5,13	14,12	7,59	12,23
Proportion d'eau (%)	68,80			

La Figure 23 illustre l'emplacement des points correspondants dans le diagramme de combustion des OM. Il ressort de ce graphique qu'aucun des points représentatifs de la composition des OM quelle que soit la saison, n'est inscrit dans la zone de combustion

(fraction combustible $\geq 50\%$, inerte $\leq 70\%$ et teneur en eau $\leq 50\%$), donc les déchets d'Abomey-Calavi ne satisfont pas aux conditions nécessaires à leur dégradation thermochimique. Quelles en sont alors les raisons?

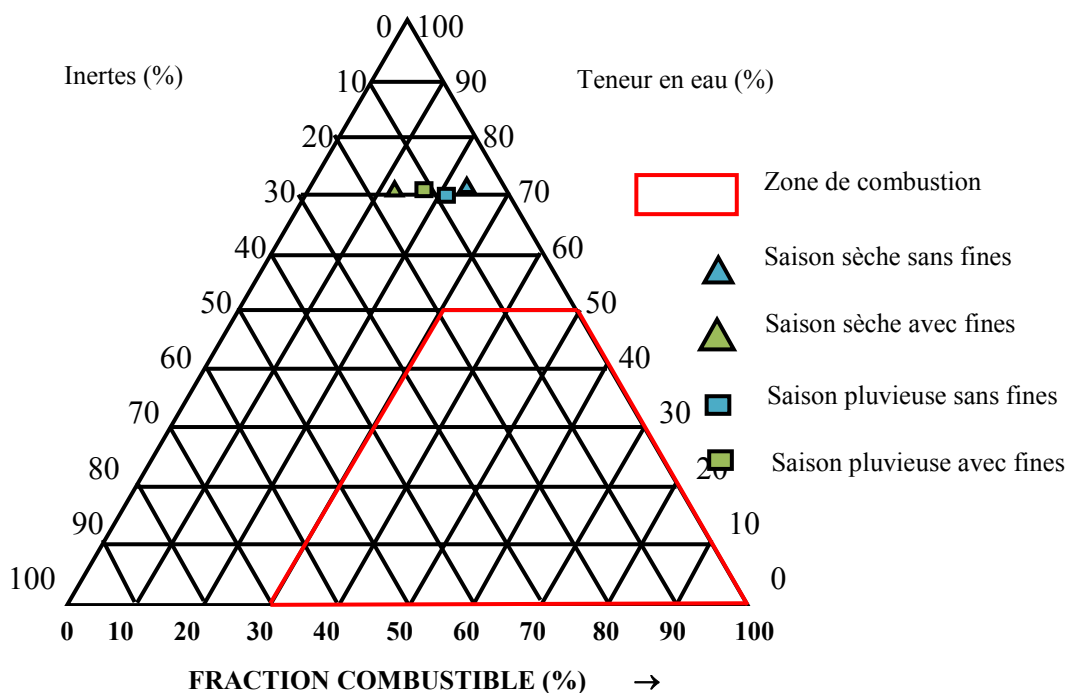


Figure 23 : Diagramme triangulaire de la composition des OM d'Abomey-Calavi (Tezanou 2003; Salou 2005)

La principale raison est l'humidité moyenne très forte (68,8%) des déchets. Cette humidité importante est due d'une part, à une mauvaise gestion des déchets à la source surtout au niveau des moyen et bas standing, et d'autre part à une proportion de putrescibles (feuilles vertes de jardin et des aliments dont les composantes principales sont des fruits, légumes et des restes de nourriture) très importante (51% en moyenne) qui est la principale source d'humidité dans les déchets.

D'autre part, la présence des inertes (principalement le sable et autres incombustibles) représente un frein pour la dégradation thermochimique des DSM. En effet, les inertes baissent de façon considérable le PCI des déchets comme il est montré sur la Figure 23.

Le traitement thermochimique des DSM d'Abomey-Calavi ne serait alors possible qu'après la mise en place d'une gestion bien pensée qui contribuerait à l'obtention d'une humidité faible (inférieure à 50%) et d'une fraction négligeable d'inertes. Dans cette filière de gestion des DSM, il faudra inclure un tri à la source comprenant si possible trois catégories : les putrescibles (dont une partie pour un traitement biologique éventuelle), les autres catégories combustibles (plastique, carton, papier...) et les inertes. En effet, l'absence de la matière fermentescible (4,6%) dans les DSM entraîne une humidité faible et un pouvoir calorifique inférieur (PCI) grand (11% et 11085 kJ.kg⁻¹ pour Nouakchott) où les matières organiques

(MO) sont récupérées au niveau des ménages et valorisées comme aliment pour le bétail (Alouemine 2006; Alouemine, Matejka et al. 2006 a; Alouemine, Matejka et al. 2006 b). Par ailleurs il pourrait aussi être mis en place un dispositif de séchage des déchets avant leur traitement thermochimique, simplement par séchage naturel ou en utilisant facilement l'énergie solaire. Ainsi, dans la présente étude, il est question d'étudier les procédés thermochimiques et leur mise en application dans le contexte béninois et plus particulièrement dans la ville d'Abomey-Calavi.

1.2 Déchet modèle

L'hétérogénéité des déchets ne permettant pas leur étude en laboratoire, il est nécessaire de mettre en place un mélange combustible modèle, de composition la plus proche possible de celle des DSM, telle que définie par l'ADEME (ADEME 1996). Sa composition tient compte de la part combustible des déchets ménagers pour le traitement thermochimique. Ainsi :

- Les déchets fermentescibles et verts sont assimilés au bois car chimiquement leur composition est proche de ce dernier (lignocellulosique);
- Les cartons, papiers, textiles sont assimilés au carton;
- Les plastiques sont assimilés aux plastiques.

Sur la base de ces hypothèses, la composition du déchet modèle (DM) obtenu pour la ville d'Abomey-Calavi est résumée dans le Tableau 17.

Tableau 17 : Composition centésimale du déchet modèle

	Bois	Carton	Plastique	Total
Masse	51,07	3,98	2,72	57,77
Proportion (%)	88,40	6,89	4,71	100,00
Proportion utilisée (%)	88,00	7,00	5,00	100,00

Ainsi, le DM d'Abomey-Calavi se compose de **88 % de bois, 7 % de carton et 5 % de plastique**. Pour le plastique, il est important de connaître la nature même de celui-ci car cela influe fortement sur la combustion et possiblement sur la pollution ou la corrosion : par exemple, le PVC conduit à des dégagements de HCl ou de dioxines. Le Tableau 18 fait la synthèse des compositions des mélanges expérimentaux utilisés par certains auteurs en comparaison celui de la présente étude.

L'analyse du Tableau 18 montre que les DM élaborés pour la France et pour la ville de Ouagadougou au Burkina Faso ont une quantité de bois plus faible que celui de la présente étude. Par contre, ces DM ont des quantités plus fortes en carton et en plastique. En revanche, ces différences s'expliquent par le fait que les déchets de la ville d'Abomey-Calavi ont une proportion très forte de matières putrescibles. De plus, ces déchets ne renferment pas certaines

typologies telles que les déchets spéciaux, les combustibles non classés et les composites qui sont assimilés en proportions définies au carton et au plastique.

Tableau 18 : Composition de différents mélanges expérimentaux (Rogaume T 2001; Tezanou 2003; Barhe 2004; Nzhiou 2005; Salou 2005)

Composition	Ouagadougou		France	Présente étude	
-	(Nzhiou 2005)	(Hamidou 2005)	(Rogaume T 2001)	(Barhe 2004)	
Bois (%)	53	54	41	43	88
Carton (%)	25	24	37	32	7
Plastique (%)	22	22	22	25	5

Les plastiques considérés dans le DM de la présente étude sont uniquement le polyéthylène (PE) car c'est la seule catégorie de plastique qu'on rencontre dans les poubelles domestiques dans la ville d'Abomey-Calavi. En raison, du recyclage poussé du polyéthylène haute densité (PEhD : bouteilles d'eau minérale) par les femmes dites Gohoto, le polyéthylène basse densité (PEbD) est le déchet plastique le plus utilisé dans la présente étude bien que certains essais ont été effectués avec le PEhD en raison de la non disponibilité du PEbD. En effet, le Tableau 19 présente les résultats des analyses élémentaires du PEbD et du PEhD et leurs PCI_{sec} respectifs. Ces résultats montrent que ces deux matériaux sont chimiquement très similaires et peuvent donc être interchangeables dans la présente étude.

Tableau 19 : Analyses élémentaire et PCI des différents types de plastiques utilisés dans ce travail

Nature du combustible	C%	H%	N%	O%	S%	Cl%	PCI _{sec} (kJ.kg ⁻¹)
PEbD	86,4	13,61	<0,1	-	0,07	0,01	42 861
PEhD	86,1	13,97	<0,1	-	<0,002	0,02	37 707

1.2.1 Composition élémentaire et analyse immédiate du déchet modèle

Tout comme (Rogaume T 2001) et (Nzhiou 2005), la composition de bois retenue pour la caractérisation du DM est celle de Beaumont (Beaumont 1985). La composition élémentaire de ces trois principaux constituants des déchets ménagers est donnée par le Tableau 20.

Tableau 20 : Analyse élémentaire des matières sèches (Beaumont 1985.; Nzhiou 2005; Ouiminga 2008)

Nature du combustible	C%	H%	N%	O%	S%	Cl%	Cendres %
Bois	50,9	5,76	0,2	42,1	0,04	0	1
Carton	43,73	5,7	0,09	44,93	0,21	0	5,34
Plastique	86,3	13,79	0,1	0	0,05	0,02	0

Les différents constituants du DM que sont le bois, le carton et le plastique sont essentiellement constitués d'atomes de carbone et d'hydrogène. La composition élémentaire du DM se déduit de celles de ses constituants et de leurs proportions respectives comme le montre le Tableau 21.

Tableau 21 : Composition élémentaire du déchet modèle de la ville d'Abomey-Calavi.

Nature du combustible	C%	H%	N%	O%	S%	Cl%	Cendres %	Total (%)
Bois	44,79	5,07	0,18	37,05	0,04	0,00	0,88	88
Carton	3,06	0,40	0,01	3,15	0,01	0,00	0,37	7
Plastique	4,32	0,69	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	5
Total (%)	51,54	6,16	0,19	40,19	0,05	0,00	1,25	100

L'analyse du Tableau 21 montre que le DM d'Abomey-Calavi est majoritairement composé de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. Toutefois, il y a la présence de trace d'atomes de chlore (Tableau 18) lié au processus de fabrication des sachets plastiques et notamment du fait de l'ajout des adjuvants. Il apparait aussi et clairement que la composition du DM est très proche de celle du bois.

1.2.2 Formule brute approchée et PCI du mélange combustible de la ville d'Abomey-Calavi

Le Tableau 22 donne le nombre de moles d'atomes de chaque élément présent dans le DM et le PCI_{sec} de chaque constituant. Signalons que le Cl provenant essentiellement des adjuvants des sachets plastiques a été négligé. Les PCI des divers combustibles ont été déterminés dans la bombe calorimétrique présente au LERMAB.

Tableau 22 : Nombre de moles d'atomes des constituants du DM et PCI

Élément chimique (moles)	C	H	N	O	S	PCI _{sec} (kJ.kg ⁻¹)
Bois	3,73	5,07	0,01	2,32	0,00	17572
Carton	0,26	0,40	0,00	0,20	0,00	14232
Plastique	0,36	0,67	0,00	0,00	0,00	42861
Déchet Modèle	4,35	6,15	0,01	2,51	0,00	18684

Du Tableau 22, la formule brute approchée du DM est $C_{4,35}H_{6,15}O_{2,51}N_{0,01}S_{0,00}$. Cette formule brute est très proche de celle trouvée par (Nzhiou, Rogauze et al. 2008) pour le cas de Ouagadougou dont le DM se compose de 53% de bois, 25% de carton et 22 % de plastique (avec 19% de PET et 2% de Polyamide 6-6). En passant à l'unité de mole d'atome de carbone, la formule devient $CH_{1,4}O_{0,6}$. Cette formule est très proche de celle du bois $CH_{1,395}O_{0,645}N_{0,002}$ proposée par Strehler en 2000 (Strehler 2000).

1.2.3 Validation du modèle

Le Tableau 23 donne certaines caractéristiques chimiques du DM et des DSM bruts d'Abomey-Calavi. La détermination du PCI du mélange brut a été effectuée de façon théorique conformément au modèle exposé au paragraphe 1.7 du chapitre 2. Toutes les autres grandeurs ont été déterminées de façon expérimentale.

Tableau 23 : caractérisation des déchets brut et modèle

	DM	Déchet brut
MV (%)	75,32	59,05 (Topanou 2012)
TC +CF (%)	24,68	40,95 (Topanou 2012)
PCI _{sec} (kJ.kg ⁻¹)	18684	17765

Le Tableau 23 montre que les valeurs données par les deux premières lignes (matières solides volatiles : MV, taux de carbone fixe : CF et taux de cendre :TC) sont très éloignées. Cette situation s'explique par le fait que ces grandeurs ont été déterminées sur broyats d'échantillons bruts (partie combustible et inertes). Ce qui diminue considérablement le taux de volatils et augmente le taux de cendres et d'inertes dans le mélange. Par ailleurs, les valeurs obtenues pour les PCI sont assez proches, ce qui montre d'une part que le modèle utilisé pour le calcul théorique du PCI_{sec} des DSM bruts et d'autre part que les hypothèses (déjà utilisées pour des études en France et au Burkina) utilisés ici pour la mise en place du déchet modèle sont acceptables.

1.3 Echantillonnage et préparation des combustibles

La première étape pour les expérimentations au laboratoire consiste à échantillonner les combustibles. Pour chaque type d'expérimentation, les échantillons ont été adaptés au pilote de laboratoire utilisé.

1.3.1 Essais de pyrolyse

Pour ces essais, le bois utilisé se présente comme un mélange de sciures et de copeaux, le plastique et le carton sont découpés en carrés. Cette répartition de tailles permet de garantir l'homogénéité du mélange combustible (Photo 7).



Photo 7 : PEBD découpé (a), carton découpé (b), sciures de bois (c)

1.3.2 Essais de gazéification

Le réacteur utilisé (lit fluidisé dense) utilise du combustible sous forme de granulés.

La géométrie du réacteur (voir Photo 13 et Annexe 6) ne permet pas d'utiliser des granulés du commerce. En effet, une longueur supérieure à 1 cm entraîne la formation de bouchons dans

l'entonnoir d'alimentation entre le silo et la canne d'alimentation. De plus, compte tenu du débit relativement faible, l'introduction de la biomasse par petite quantité est choisie pour rendre le système le plus homogène et le plus stable possible.



Photo 8 : broyeur (a) et presse à granulés (b)

Des granulés spécifiques ont donc été fabriqués au laboratoire à partir du bois, du carton et du PE broyés. Le broyat est granulé avec une presse KAHL modèle 14-175 (Photo 8). La matrice utilisée extrude des granulés de 6 mm de diamètre. La teneur en lignine des combustibles est suffisante pour utiliser une matrice adaptée à la granulation du bois. La presse à granulés est réglée pour produire des granulés de 1 cm de long au maximum. Les granulés ainsi obtenus ont une longueur bien plus faible que ceux commercialisés (Photo 9).



Photo 9 : granulés de fabrication industrielle (a), granulés de taille adaptée au réacteur (b) et granulés DM (c)

1.3.3 Essais de combustion dans la chaudière à grilles mobiles

La chaudière automatique de type foyer co-courant à grilles mobiles est adaptée à la plaquette forestière. La puissance nominale de la chaudière est de 200 kW et la demande en combustible pour un essai étant d'au moins 500 kg, il a été utilisé des plaquettes de bois, du carton broyé et des granulés de PEhD pour les essais sur le bois et le mélange combustible DM (Photo 10).



Photo 10 : granulés de PEhD (a), broyats de carton (b), plaquettes de bois (c)

1.4 Conclusion

Les essais sur les déchets ménagers bruts au laboratoire étant difficiles (chers et non représentatifs), un déchet modèle a été mis en place à cet effet. Ce déchet modèle se compose de 88% de bois, 7% de carton et 5% de plastique. Sa caractérisation montre que sa formule chimique est très proche de celle du bois. A partir de ce DM, les échantillons ont été préparés pour les études thermochimiques détaillées dans les parties suivantes.

2 Etude de la pyrolyse

2.1 Thermobalance

Ce dispositif permet de suivre en temps réel l'évolution de la masse d'un échantillon tout en contrôlant sa température et la composition de l'atmosphère réactionnelle (inerte, oxydante, ...). Il est utilisé principalement pour l'étude des cinétiques de dégradation et pour la caractérisation des combustibles notamment pour la mesure de l'humidité, des taux de matières volatiles et de carbone fixe.

Dans ce cas précis, l'appareil a permis de définir les plages de température relatives à la dégradation des différents échantillons (déchet modèle et ses constituants) et de mesurer des paramètres cinétiques.

2.1.1 Description

Les essais ont été réalisés sur une thermobalance NETZSCH STA 449 F3 Jupiter présentée par la Photo 11 et la Figure 24 et composée de trois parties essentielles que sont :



Photo 11 : Thermobalance NETZSCH STA 449 F3 Jupiter

- **Un système de balance** : la perte de masse est mesurée au moyen d'un couple de rappel crée par une bobine d'induction, ce couple stabilise le fléau dans une position horizontale parfaite. En conséquence, la nacelle porte-échantillon se trouve toujours dans la même position dans le four, ce qui permet de s'affranchir totalement d'un gradient de température éventuel.
- **Un four** constitué d'une résistance chauffante en graphite et d'un thermocouple à haute température. La vitesse de montée en température peut être programmée entre 1 et 50°C.min⁻¹.

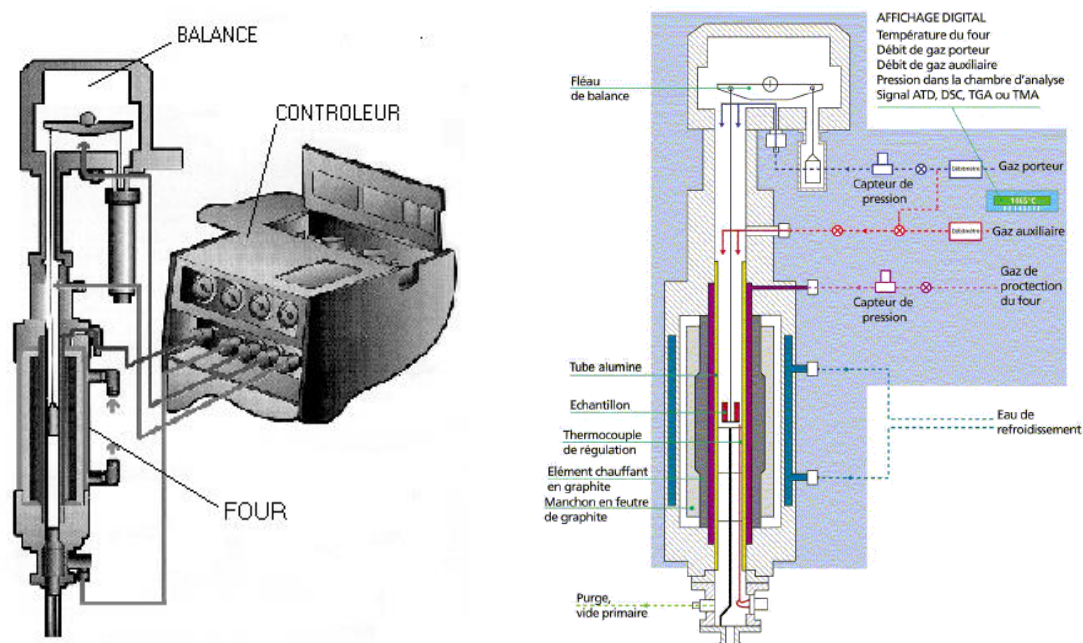


Figure 24 : Schéma de la Thermobalance

• **Un module contrôleur**, composé d'un ensemble de cartes d'acquisition et de numérisation, assure le transfert et le traitement des données vers l'ordinateur central.

Les mesures nécessaires pour répondre aux objectifs fixés sont données sur la Figure 25.

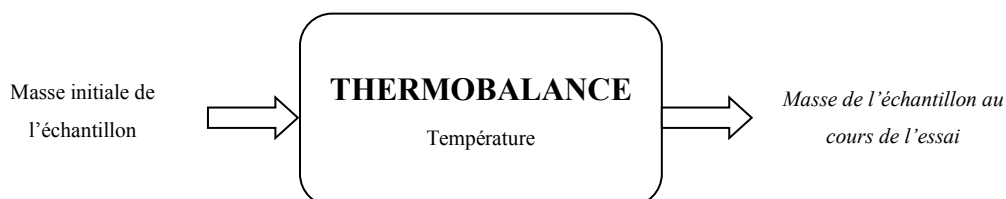


Figure 25 : Données en entrée et en sortie de la thermobalance (en caractères droits : valeurs imposées ; en caractères italiques : valeurs mesurées)

Les moyens disposés pour l'obtention des mesures listées ci-dessus sont présentés dans le Tableau 24.

Tableau 24 : Méthodes de mesure et incertitudes

	Type de mesure	Unité	Analyseur	Game de variation	Mesure de l'incertitude	Incertitude relative estimée
Mesure en entrée	Masse initiale de l'échantillon	mg	Balance précise à 0,0001g	20-100	Erreur pesée sur la balance	±0,2
Mesure dans le réacteur	Température	°C	Thermocouple de la thermobalance	20-1000	Données constructeur	0,1°C
mesure en sortie	Masse de l'échantillon	%	Balance à fléau de la thermobalance	0-100	Données constructeur	0,4

2.1.2 Mode opératoire

Les échantillons sont placés à l'étuve pendant 48 heures à l'avance afin de réaliser les essais avec des combustibles anhydres. Le protocole des essais est le suivant : le four de la thermobalance est ouvert afin d'avoir accès à la nacelle porte-échantillon où l'on dispose

l'échantillon dont la masse est comprise entre 20 et 150 mg. Une fois le four refermé, il s'agit de faire une purge du système en faisant circuler de l'argon à un débit de 300 mL.min⁻¹ pendant une vingtaine de minutes. Le débit d'argon est ensuite fixé à 20 mL.min⁻¹.

Avant de pouvoir débiter un essai, il faut encore se réserver un temps d'attente (environ un quart d'heure) afin que la balance se stabilise. Les seules différences possibles dans le mode opératoire entre les différents essais résident dans la programmation en température du four. Afin d'identifier et d'analyser les gaz produits, la thermobalance a été couplée à un spectromètre infrarouge à transformé de Fourier (IRTF) pour certains essais.

2.1.2.1 Régime dynamique

Les essais en régime dynamique servent à la détermination des plages de température relatives à la dégradation des échantillons. La programmation en température du four de la thermobalance est la suivante :

- Montée en température de 40 à 900°C (à un taux de chauffage X °C.min⁻¹);
- Isotherme à 900°C pendant 90 mn.

2.1.2.2 Régime isotherme

Après avoir déterminé les plages de température de dégradation, l'étude en régime isotherme permet de mesurer les constantes de vitesse en fonction des conditions de température et d'en déduire les paramètres cinétiques apparentes. Ceux-ci sont différents de ceux obtenus en régime dynamique du fait des phénomènes de transferts de chaleur au sein de l'échantillon qui ne peuvent être négligés malgré la faible masse des échantillons. La programmation en température du four est la suivante :

- Montée en température de 40 à (T-20) °C à 50 °C.min⁻¹;
- Montée en température de (T-20) °C à (T-10) °C à 30°C.min⁻¹;
- Montée en température de (T-10) à T°C à 10 °C.min⁻¹;
- Isotherme à T°C en un temps t en min.

Le choix des vitesses de montée en température est motivé par l'atteinte de la température T le plus rapidement possible afin de limiter la dégradation de l'échantillon aux températures inférieures.

2.1.3 Modélisation du comportement thermique en régime isotherme des matériaux

L'objectif de cette partie de l'étude thermogravimétrique est d'étudier la cinétique de la pyrolyse des divers types de combustibles (PEbD, Carton, Bois et déchet modèle) en régime isotherme.

2.1.3.1 Modèle d'ordre n

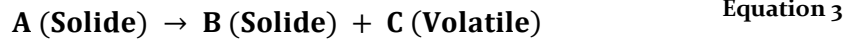
L'approche mathématique de la cinétique de la pyrolyse d'ordre n est donnée par les Équation 1 et Équation 2 rappelées ci-après:

$$\frac{dm_t}{dt} = -k(m_t - m_\infty)^n \quad \text{Équation 1}$$

$$k = K_0 e^{\left(-\frac{E_a}{RT}\right)} \quad \text{Équation 2}$$

2.1.3.2 Modèles d'ordre 1 à une étape

L'approche mathématique adoptée par plusieurs chercheurs en cinétique de la pyrolyse des solides en ATG est de supposer une réaction de dévolatilisation de premier ordre (Kayagan and Dogan 2008; Alvarenga, Xavier et al. 2012; Kumar and Singh 2014) comme décrit comme suit par l'Équation 3



Pour n = 1, l'Équation 1 devient :

$$\frac{dm_t}{dt} = -k(m_t - m_\infty) \quad \text{Équation 37}$$

La résolution de l'Équation 37 en fonction du temps t (min) donne l'Équation 38 utilisée pour la modélisation de la cinétique.

$$\frac{m_t}{m_0} = \left(1 - \frac{m_\infty}{m_0}\right) e^{-kt} + \frac{m_\infty}{m_0} \quad \text{Équation 38}$$

m_0 la masse initiale, m_t la masse du combustible à l'instant t (min) et m_∞ la masse du combustible à la fin de la réaction, k (min⁻¹) la constante de réaction (coefficient d'Arrhenius).

2.1.3.3 Détermination des paramètres cinétiques des modèles utilisés

2.1.3.3.1 Fonction d'erreur Erf

Pour une meilleure analyse des résultats en cinétique, il a été calculé la valeur de la fonction d'erreur. Dans le cas présent, La fonction Erf est la valeur de l'erreur instantanée relative à la DTG, parce que cette fonction est une dérivée donc plus sensible que la TG. Ainsi, on définit une fonction d'erreur Erf (T_i).

$$\mathbf{Erf}(T_i) = \sum_{t=0}^{\infty} [\mathbf{DTG}_{\text{Experimental}} - \mathbf{DTG}_{\text{model}}]^2 \quad \text{Équation 39}$$

En plus de cette fonction d'erreur, il est défini une fonction d'erreur globale Erf_T

$$\mathbf{Erf}_T = \sum_{i=1}^n \mathbf{Erf}(T_i) \quad \text{Équation 40}$$

Avec {T_i; ...; T_n} les différents niveaux de températures étudiés

2.1.3.3.2 Détermination des paramètres cinétiques

Dans un premier temps, les valeurs de TG et DTG ont été calculées à partir de l'Équation 38 et selon chaque isotherme T_i . Les valeurs de K_T ont été optimisées indépendamment en minimisant la fonction d'erreur $Erf(T_i)_{isotherme}$ entre les valeurs expérimentales et les valeurs théoriques obtenues avec la fonction Solver de Microsoft Office. Ainsi, les paramètres cinétiques E_a et K_0 sont déterminés en trouvant l'équation d'une droite $\ln K = f\left(\frac{1}{T}\right)$ de l'Équation 41 qui est déduite de l'Équation 2.

$$\ln K = \ln K_0 + E_a/(RT) \quad \text{Équation 41}$$

Dans un deuxième temps, les valeurs $K_{T\text{modèle}}$ sont calculées à partir de l'Équation 2 déterminées en utilisant les valeurs de E_a et K_0 déterminées précédemment, les valeurs de K_T et $K_{T\text{modèle}}$ étant légèrement différentes. Afin d'affiner les valeurs des constantes cinétiques, une dernière étape d'optimisation est réalisée cette fois en optimisant directement les valeurs de E_a et K_0 à travers la minimisation de la fonction d'erreur globale Erf_T . Les TG et DTG du modèle (TG_{mod} et DTG_{mod}) sont alors recalculées pour la comparaison finale entre les courbes théoriques et expérimentales.

2.2 Résultats des études en ATG

L'ensemble des résultats présentés dans cette partie est la moyenne de mesures qui ont été répétées au moins 3 fois avec une reproductibilité suffisante pour assurer une bonne représentativité.

2.2.1 Etude dynamique en ATG

L'étude du domaine de dégradation des combustibles a été effectuée en régime dynamique avec la thermobalance décrit dans le paragraphe 2.1, celle-ci permettra de savoir à quels niveaux de températures l'étude cinétique devra être menée sur les différents produits et de mettre en évidence les potentiels effets de synergie entre les différents composants du DM. Les conditions opératoires pour cette partie de l'étude sont décrites dans le paragraphe 2.1.2.1.

2.2.1.1 Effet du type de combustible

La Figure 26 donne les évolutions de la quantité de combustibles (TG et DTG) en fonction de la température en utilisant une vitesse de chauffe de $10^\circ\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$.

Ces résultats montrent que le carton et le bois se dégradent entre 200 et 400°C alors que le PE se dégrade entre 400 et 500°C . Ce qui explique le deuxième pic observé sur l'évolution de la courbe de DTG du DM. Quant au premier pic, il se confond presque à celui du bois en raison de leur similitude en composition élémentaire.

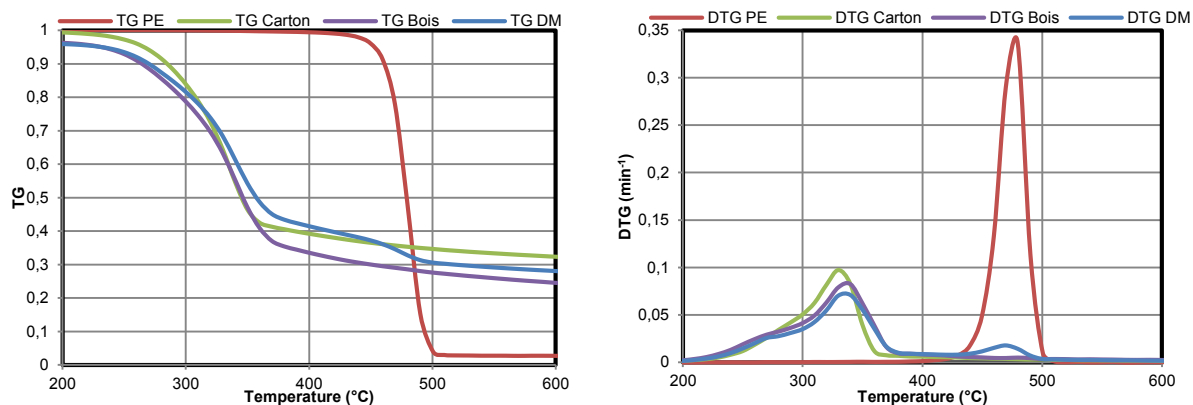
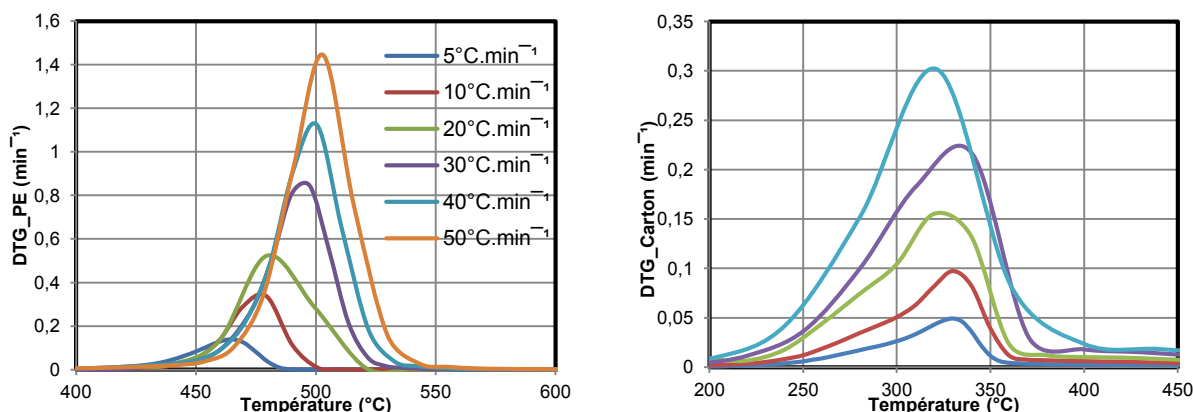


Figure 26 : TG et DTG des divers combustibles à $10^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$

Ces résultats obtenus pour le PE sont en accord avec ceux de (Kayagan and Dogan 2008, Kumar and Singh 2014) lors de leurs travaux sur la cinétique en régime dynamique de la pyrolyse du PE. De même, ces résultats confirment ceux de (Reyes, Conesa et al. 2001, McKinnon, Stoliarov et al., Zhou, Yang et al. 2013) et ceux de (Alvarenga, Xavier et al.; Alvarenga, Xavier et al. 2012) sur la cinétique des emballages en carton (composés de carton et de PE) qui proposent des plages de températures de dégradation de 300 à 420°C pour le carton et de 400 à 550°C pour le PE. Quant au bois, les résultats des domaines de dégradation sont de même trouvés classiquement dans la littérature. En effet, (Shafizadeh and P.P.S. Chin 1977; Quirino 2000; Grioui, K. Halouani et al. 2006) ont rapporté des domaines de dégradation du bois entre 200 et 500°C, il en est de même pour les travaux de (Müller-Hagedorn, H. Bockhorn et al. 2003; Girods 2008).

2.2.1.2 Effet de la vitesse de montée en température

La Figure 27 présente les résultats (DTG) des divers types de combustibles à différentes vitesses de chauffe (5, 10, 20, 30, 40 et 50 $^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$). L'intensité des pics (dégradation maximale) et les plages de dégradation varient en fonction de la vitesse de chauffe. Les variations des pics ont été étudiées pour chaque type de combustible et pour les six vitesses de chauffe proposées.



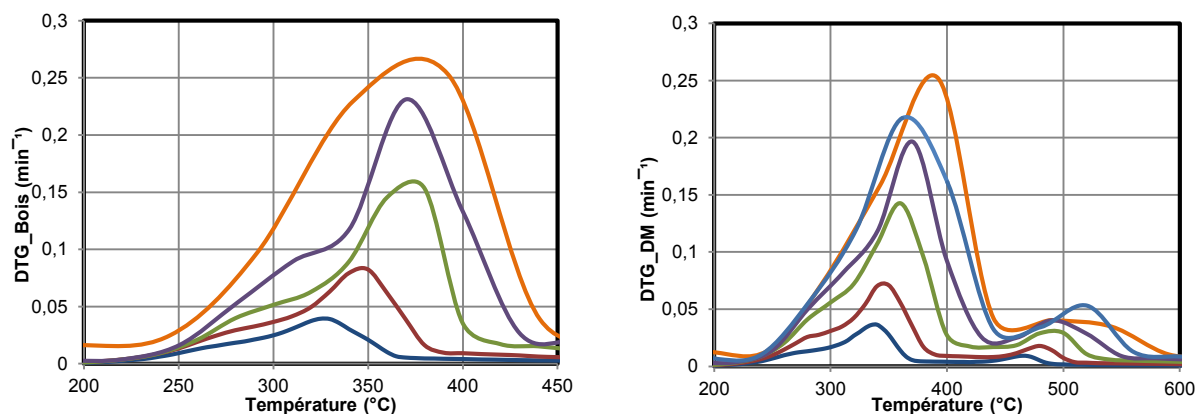


Figure 27 : DTG des combustibles à différents taux de chauffe

Ces courbes permettent de connaître pour chaque essai, la température T_p qui correspond au maximum du pic observé sur les courbes de la DTG. Ces séries d'enregistrement permettent de définir l'évolution de T_p en fonction de la vitesse de chauffe pour chacun des combustibles étudiés. La Figure 28 présente celles du carton et du PE. L'analyse de la Figure 28 montre que $T_{p(PEBD)}$ est croissante en fonction de la vitesse de chauffe. Ces résultats confirment ceux déjà trouvés par (Kumar and Singh 2014) qui ont donné des T_p de 465, 485 et 500°C pour des vitesses de chauffe de 10, 20 et 40°C.min⁻¹ respectivement, entre 5 et 50 °C.min⁻¹ les résultats de (Kayagan and Dogan 2008) ont donné des T_p comprises entre 470 et 550°C de même avec une variation croissante en fonction de la vitesse de chauffage. Le même phénomène est observé dans les travaux de (Encinar and González 2008; Parka, Seob et al. 2012).

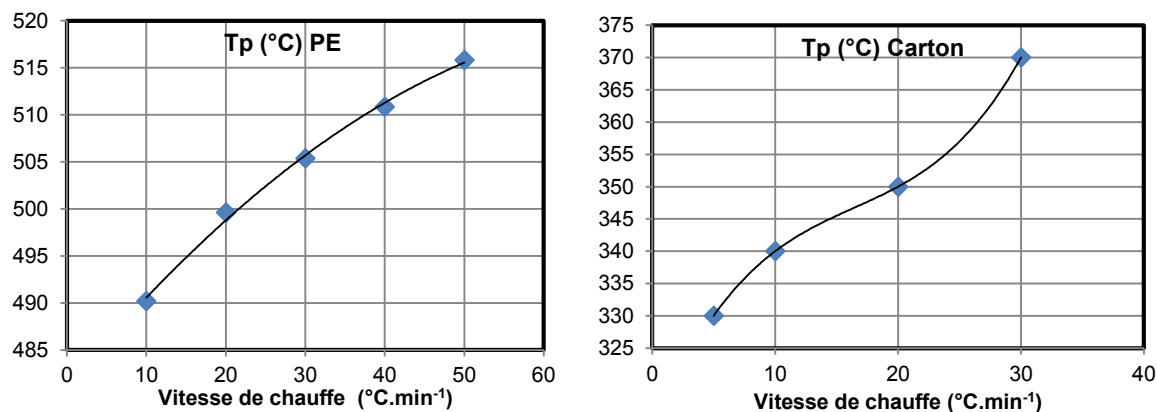


Figure 28 : Température de pic T_p du PE et du Carton à diverses vitesses de chauffe

Quant aux résultats observés au niveau du carton, l'allure de la courbe trouvée pour des vitesses de chauffe comprises entre 5 et 30 °C.min⁻¹, est en accord avec ceux de la littérature qui donnent une allure continument croissante de T_p . (Reyes, Conesa et al. 2001; Alvarenga, Xavier et al. 2012).

Dans le cas du bois et du DM, les valeurs de T_p oscillent autour d'une valeur moyenne comme l'indique le Tableau 25, m_{∞} étant la masse résiduelle après la réaction de pyrolyse.

Tableau 25 : Tp et m_∞ moyennes des combustibles

	PE	Carton	Bois	DM	
T _{pmoy} (°C)	499	347	368	362	491
m _∞ (%)	3,14	19,14	20,62	24,88	

Ces résultats montrent que la température moyenne des premiers pics du DM (362°C) est très proche de celles du bois et du carton (347 et 368°C) qui convergent vers des valeurs déjà trouvées dans la littérature pour le bois (Shafizadeh and P.P.S. Chin 1977; Quirino 2000; Müller-Hagedorn, H. Bockhorn et al. 2003; Grioui, K. Halouani et al. 2006; Girods 2008). La température moyenne du deuxième pic observé chez le DM (491 °C) est voisine de celle du PE (499°C) avec des plages de dégradation identiques. La conclusion qui se dégage a priori est que l'effet de synergie entre les matières cellulosiques et plastiques est négligeable. Ainsi le premier pic observé sur la courbe DTG du DM correspondrait à la dégradation des matières cellulosiques et le deuxième à celle du PE. L'étude de la synergie entre ces matériaux et de la cinétique du DM permettra de valider ou non cette hypothèse.

2.2.1.3 Etude de la synergie entre les divers types de matériaux présents dans le DM

Pour étudier l'effet de synergie entre le plastique et les matières cellulosiques (Bois et Carton), nous définissons la différence des masses résiduelles par :

$$\Delta W = W_{DM \text{ Experimental}} - W_{DM \text{ Calculé}} \quad \text{Équation 42}$$

$$W_{DM \text{ Calculé}} = \sum (x_i W_i) \quad \text{Équation 43}$$

x_i : fraction massique du composé i dans le Déchet Modèle (DM)

W_i : masse réduite du composé i à un au temps t

ΔW : l'étendue de l'effet de synergie entre le plastique et les matières cellulosiques

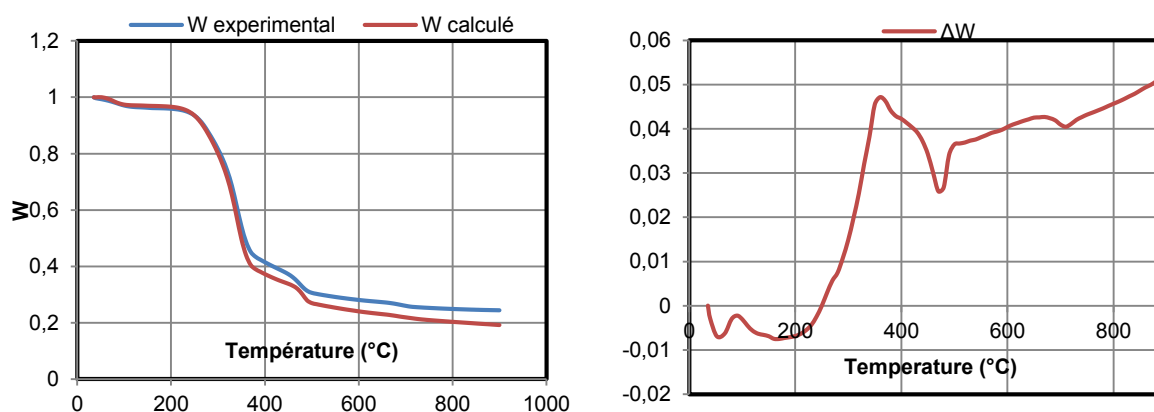


Figure 29 : Courbes de l'effet de synergie en fonction de la température

La Figure 29 présente l'effet de synergie entre les sachets plastiques et les matières cellulosiques. Avant 300°C, le plastique se ramollit et a un impact négligeable sur la

décomposition du mélange ($\Delta W < 1\%$). ΔW devient important après 300°C et varie entre 1 et 5%. Ce comportement est probablement dû à la présence d'atomes de chlore dont l'existence est liée au processus de fabrication des sachets plastiques par ajout d'additifs. En effet, le chlorure d'hydrogène produit par les sachets plastiques pourrait agir comme un catalyseur acide pour augmenter la déshydratation et la production des résidus carbonés lors de la réaction de pyrolyse de la biomasse en inhibant la rupture des chaînes moléculaires (Sharypov VI, Beregovtsova NG et al. 2003; Vivero L, Barriocanal C et al. 2005; Fang YQ, Wang QW et al. 2012). Cette approche montre que l'effet de synergie entre les sachets en PE et les matières cellulosiques est très faible.

2.2.2 Etude cinétique en ATG

2.2.2.1 Etude cinétique apparente de la pyrolyse du PE

La plage de température relative à la dégradation du PE est comprise entre 420 et 550°C. Il conviendrait donc de réaliser l'étude cinétique dans cette plage. Néanmoins, au-delà de 470°C, la masse dégradée au cours de la phase de montée en température dépasse les 50 % rendant les résultats inexploitable. Ainsi, la plage de température est limitée à l'intervalle 420 à 470°C par palier de 10°C.

2.2.2.1.1 Détermination de l'ordre n de la réaction

Les diverses études sur la cinétique de la pyrolyse du PE ont été décrites par un modèle d'ordre 1 à simple étape. C'est le cas envisagé par de nombreux auteurs (Westerhout, Waanders et al. 1997; Agrawal 1998; Ceamanos, Mastral et al. 2002). Des récentes études (Yang, Miranda et al. 2001; Kim, Jang et al. 2004; Kim and Kim 2005; Gao (2003)) rejettent cette hypothèse et reportent l'ordre de réaction du PE à $n=0,5$.

La linéarisation de l'Équation 1 donne l'Équation 44 qui permet de déterminer l'ordre n de la réaction.

$$\ln\left(-\frac{dm_t}{dt}\right) = \ln k + n \ln(m_t - m_\infty) \quad \text{Équation 44}$$

La courbe $\ln\left(-\frac{dm_t}{dt}\right)$ est une fonction linéaire de $\ln(m_t - m_\infty)$ dont la pente est n.

Tableau 26 : Valeurs de n à différentes températures

Température	n
420°C	0,667
430°C	0,668
440°C	0,665
450°C	0,666
460°C	0,679
470°C	0,657

La valeur moyenne de n trouvée est de 0,667 et reste néanmoins proche de la valeur 0,5 reportée par (Yang, Miranda et al. 2001; Kim, Jang et al. 2004; Kim and Kim 2005; Gao (2003)). Les travaux de (Ceamanos, Mastral et al. 2002) ont montré que l'ordre de la réaction varie entre 0,86 et 1 lors de l'étude de la cinétique de la pyrolyse du PE en régime isotherme entre 390 et 470°C. Par ailleurs (Bockhorn, Hornung et al. 1999) ont trouvé des valeurs de n variant entre 0,8 et 1,5. En régime dynamique, les mêmes résultats (0,8-1,5) ont été retrouvés par (Kple, Girods et al. 2015) avec une tendance croissante en fonction de la vitesse de chauffe et de la température de la réaction. Cette large divergence observée au niveau de la valeur de n serait attribuée aux transferts intermoléculaire et intramoléculaire d'hydrogène lors des échanges thermiques et à la complexité du mécanisme de décomposition du PE (scission aléatoire) dus aux diverses conditions opératoires de chaque auteur (Khaghanikavkani and Farid 2011). En effet, l'analyse des résultats obtenus par ATG selon le mécanisme proposé par divers auteurs (Kiran and Gillham 1976; Kuroki, Sawaguchi et al. 1982; Paabo and Levin 1987; Blazsà 1993; Lattimer 1995; Ranzi, Dente et al. 1997; McCaffrey, Cooper et al. 1998; Bockhorn, Hornung et al. 1999; Bockhorn, Hornung et al. 1999; Lehrle and Pattenden 1999; Poutsma 2000; Ranzi, Dente et al. 2001) exige de prendre en compte les étapes impliquant les produits volatils. Dans un premier temps, le matériau (polymère PE) se dégrade pour former des radicaux primaires R_p et R_p' . Cette dégradation génère un nombre relativement faible de longues chaînes radicalaires à basses températures et un nombre élevé de courtes chaînes radicalaires à des températures élevées. Si la scission aléatoire génère des radicaux avec une longueur de chaîne inférieure à 72 atomes de carbone, ils sont volatils à 400 ° C (Lattimer 1995). L'équation cinétique de perte de masse suivrait un ordre apparent avoisinant 1, quelles que soient les étapes secondaires que les radicaux peuvent engendrer dans la phase gazeuse. Les radicaux possédant une longueur de chaînes très élevée, et se trouvant dans la phase liquide peuvent générer une quantité élevée de produits volatils à partir des températures avoisinant 500°C : éthylène par β -scission G1 et alcane par transfert intermoléculaire d'hydrogène G3. Cependant, si la température ou la vitesse de chauffage est faible, les radicaux primaires réagissent pour produire principalement des radicaux secondaires par transfert intramoléculaire d'hydrogène. Cette étape et la réaction β -scission suivante de ces radicaux secondaires et le transfert intermoléculaire d'hydrogène constituent des étapes de propagation du mécanisme. Le transfert intramoléculaire est favorisé dans le cas d'un transfert d'hydrogène de l'ordre de 1,5 (Lehrle and Pattenden 1999; Poutsma 2000). La réaction β -scission génère soit un alcène G2 et un court radical primaire (réaction prédominante), soit une matière non volatile et un radical primaire. Le transfert d'hydrogène

intermoléculaire produit des alcanes (G3) et des radicaux secondaires R_s . En comparant ces trois étapes, la réaction de β -scission est plus lente que le transfert d'hydrogène, c'est donc l'étape limitant la vitesse (Bockhorn, Hornung et al. 1999; Ceamanos, Mastral et al. 2002). Ce processus se poursuit en générant des produits volatils et des radicaux primaires dont la chaîne est de plus en plus courte.

La Figure 30 donne une description simplifiée du mécanisme de décomposition décrit ci-dessus. P étant le polymère (PE), R_p et R_p' des radicaux primaires et R_s un radical secondaire. Pour la suite, on suppose que $n=0,667 \approx 1$. En effet, afin de simplifier la détermination des paramètres cinétiques E_a et K_0 , et de sorte à pouvoir faire des comparaisons avec la littérature, et avec les autres éléments combustibles du DM, il a été supposé une cinétique d'ordre $n=1$ pour la pyrolyse du PE.

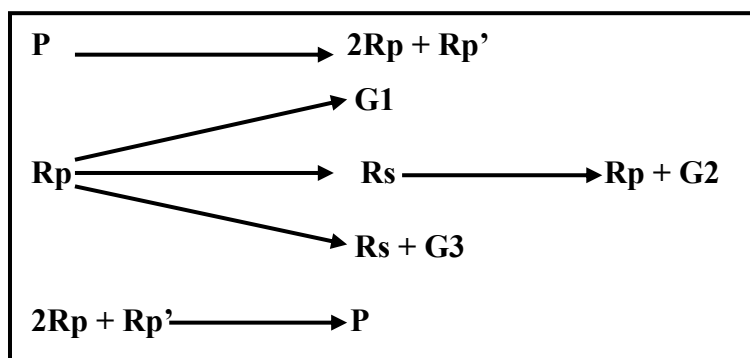


Figure 30 : Mécanisme de la décomposition thermique et de perte de masse du PE

2.2.2.1.2 Etude de la cinétique apparente d'ordre $n=1$

Le Tableau 27 présente les valeurs de la constante de vitesse K_T déterminée à chaque température T. La Figure 31 donne les allures des courbes de $\ln(K)$ qui conduisent aux valeurs de $E_a = 251 \text{ kJ.mol}^{-1}$ et $K_0 = 2,45.10^{17} \text{ min}^{-1}$.

Tableau 27 : Constantes K de la réaction à diverses températures

Température (°C)	K_T (min ⁻¹)	m_∞/m_0	Erf (T_i)
420	0,030	0,033	0,002
430	0,056	0,028	0,005
440	0,101	0,044	0,009
450	0,182	0,025	0,009
460	0,322	0,036	0,002
470	0,560	0,028	0,000

Cette valeur de E_a est beaucoup plus grande que les 190 kJ.mol^{-1} trouvée par (Kim and Kim 2005) pour la cinétique du PEhD pour un ordre de réaction $n=0,5$. Cette différence s'explique par la nature du matériau utilisé et l'ordre de réaction utilisé. Par ailleurs, les travaux de (Kumar and Singh 2014) et (Aboulkas, Harfi et al. 2007) conduisent à des valeurs de E_a pour

la cinétique de PE supérieures à celle trouvée dans la présente étude. Il faut signaler en effet que ces auteurs ont travaillé dans des conditions non isothermes.

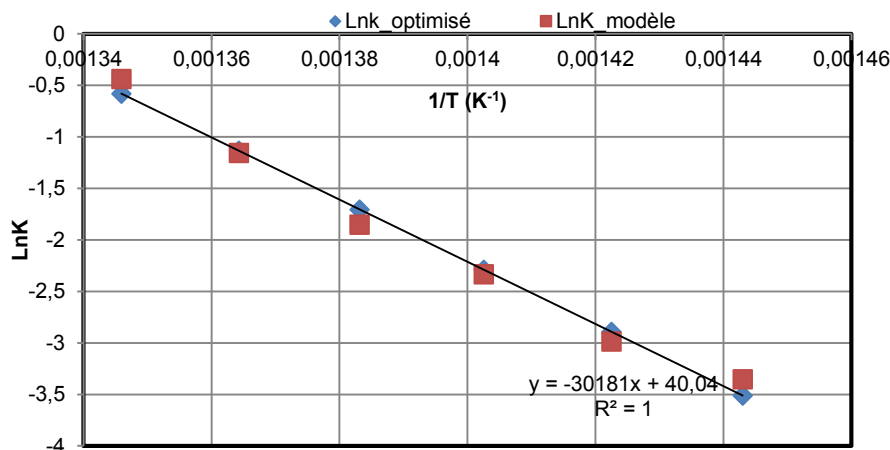


Figure 31 : Allures des droites lnK en cinétique isotherme d'ordre 1 du PE

Le Tableau 28 compare les présents résultats à ceux trouvés dans la littérature se rapportant à des études cinétique de la pyrolyse du PE en conditions isothermes et montre en effet que ces résultats sont proches.

Tableau 28 : Comparaison des résultats avec ceux rapportés dans la littérature

Auteurs	Matériaux	Order n	T(°C)	Ea (kJ.mol ⁻¹)	K ₀ (min ⁻¹)
Présente étude (Kple, Girods et al. 2015)	PEbD	1	400-500	251	2,45.10 ¹⁷
		0,667	400-500	244	5,6.10 ¹⁶
(Kim and Kim 2005)	PEhD	0,5	440-470	190	12,87
(Westerhout, Waanders et al. 1997)	PEhD	1	400-450	220	1,9.10 ¹³
	PEbD	1	400-450	241	1,0.10 ¹⁵
	PEbD	1	400-450	201	9,8.10 ¹¹
(Bockhorn and Knumann 1993)	PE	0,81	200-600	259	7,2.10 ¹³
(Klose 1972)	PE	1	385-520	275	1,1.10 ¹⁸
(Madorsky 1952)	PE		385-405	284	8.10 ¹⁹
(Wu, Chang et al. 1993)	PEhD	0,74	327-487	234	9,3.10 ¹³
		0,63	327-487	206	1,2.10 ¹²
(Bockhorn, Hornung et al. 1999)	PEhD	0,8-1,4	400-470	268	17,78
(Ceamanos, Mastral et al. 2002)	PEhD	1	390-470	248,7	1,75.10 ¹⁷

La Figure 32 présente les allures des TG (comparaison entre les courbes expérimentales et leur modélisation) pour chaque température (420, 430, 440, 450, 460 et 470°C) en fonction de la durée de pyrolyse. Ces résultats montrent que plus on monte en température, mieux le modèle s'accorde aux conditions expérimentales.

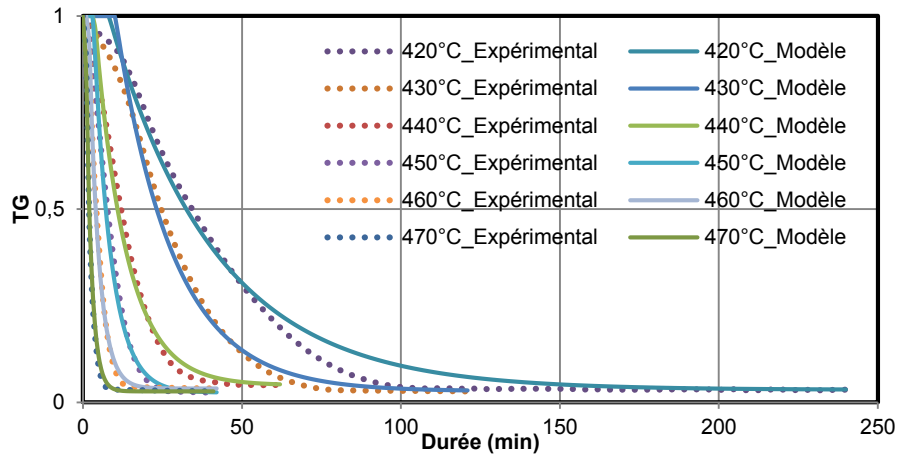


Figure 32: Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du PE à diverses températures de consigne

2.2.2.2 Cinétique apparente de la pyrolyse du carton

Les résultats de la cinétique de la pyrolyse du carton pour un modèle simple étape d'ordre $n=1$ sont présentés dans le Tableau 29 et la Figure 33.

Tableau 29 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du carton pour $n=1$

Température (°C)	K_T (min^{-1})	m_∞/m_0	Erf (T_i)
250	0,008	0,658	0,001
280	0,019	0,572	0,000
300	0,031	0,549	0,001
320	0,045	0,571	0,002

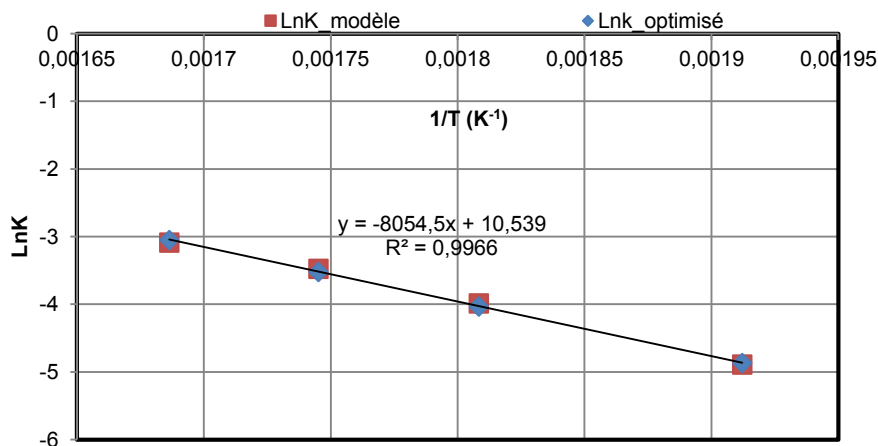


Figure 33 : Régression linéaire $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique de la pyrolyse du carton

Les paramètres d'Arrhenius : l'énergie d'activation et le facteur pré-exponentiel sont : $E_a = 67 \text{ kJ.mol}^{-1}$ et $K_0 = 37\,421 \text{ min}^{-1}$. La Figure 34 présente les diverses allures des TG correspondants. Ces résultats montrent contrairement à ceux du PE que plus la température augmente, moins le modèle est performant. Cette observation met en évidence que le modèle à une étape n'est certainement pas suffisant pour décrire les mécanismes complexes de la pyrolyse du carton.

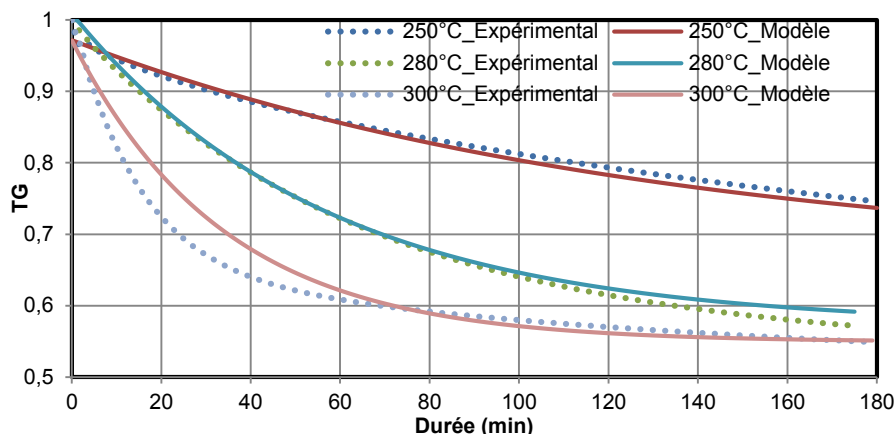


Figure 34: Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Carton à diverses températures

Cette valeur de $E_a = 67 \text{ kJ.mol}^{-1}$ est plus faible que celles rapportées dans la littérature par Alvarenga 145 kJ.mol^{-1} (carton), 121 kJ.mol^{-1} (emballages de carton), Zhou : 101 kJ.mol^{-1} (carton), 94 kJ.mol^{-1} (papier), Wu et Chang : 150 kJ.mol^{-1} (emballages de ciment), Volker et Rieckmann : 244 kJ.mol^{-1} (carton) et pour des études cinétiques faites dans les conditions non-isothermes (Wu and Chang 2001; Völker and Rieckmann 2002; Alvarenga, Xavier et al. 2012; Zhou, Yang et al. 2013)

2.2.2.3 Cinétique apparente de la pyrolyse du bois

Les résultats de la cinétique du bois pour un modèle simple étape d'ordre $n=1$ en régime isotherme sont présentés dans le Tableau 30 et la Figure 35.

Tableau 30 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du Bois pour $n=1$

Température (°C)	$K_T \text{ (min}^{-1}\text{)}$	m_∞/m_0	Erf (T_i)
250	0,007	0,730	0,001
280	0,017	0,502	0,005
300	0,028	0,489	0,002
320	0,045	0,384	0,014

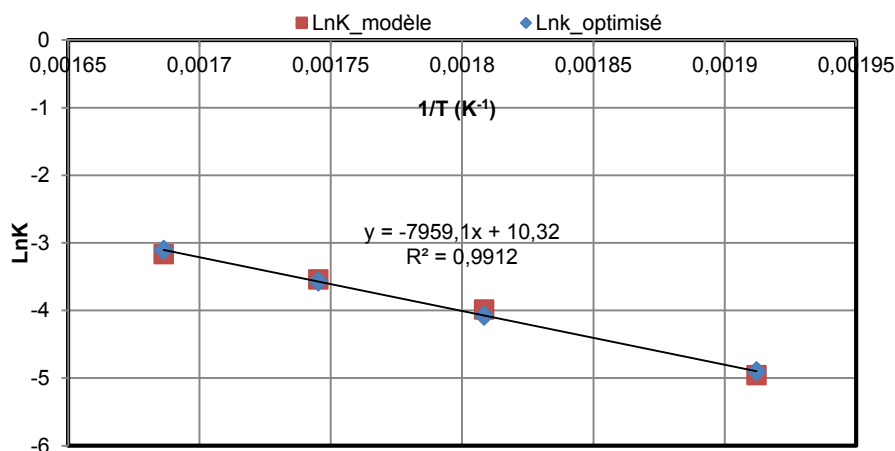


Figure 35 : Régression linéaire $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique du Bois

Les paramètres d'Arrhenius : l'énergie d'activation et le facteur pré-exponentiel sont : $E_a = 66,17 \text{ kJ.mol}^{-1}$ et $K_0 = 30\,333 \text{ min}^{-1}$. Ces résultats sont similaires à ceux du carton, ce qui n'est pas surprenant, car la fabrication du carton est faite essentiellement à partir du bois. De même, la valeur de E_a trouvée dans cette étude est faible par rapport à celles indiquées dans la littérature pour des modèles cinétiques d'ordre 1 du bois et du carton dans les conditions non isothermes. En effet, (Han, Chen et al. 2014) proposent des valeurs de E_a comprises entre 150 et 350 kJ.mol^{-1} en fonction du taux de conversion en utilisant le modèle de Friedman. (Sorum, Gronli et al. 2001) ont trouvé une Energie moyenne de 110 kJ.mol^{-1} pour l'étude de la cinétique des matières cellulosiques présentes dans les déchets municipaux. Quant à (Slopiecka, Bartocci et al. 2012), ils indiquent des valeurs de E_a de 159 kJ.mol^{-1} obtenues par la méthode FWO, 154 kJ.mol^{-1} en appliquant la méthode de Kissinger et 157 kJ.mol^{-1} pour la méthode KAS lorsqu'ils étudient la cinétique de la pyrolyse du bois. La Figure 36 ci-après donnent les diverses allures des TG correspondants et montre de façon similaire au carton, que plus la température augmente, moins le modèle est performant.

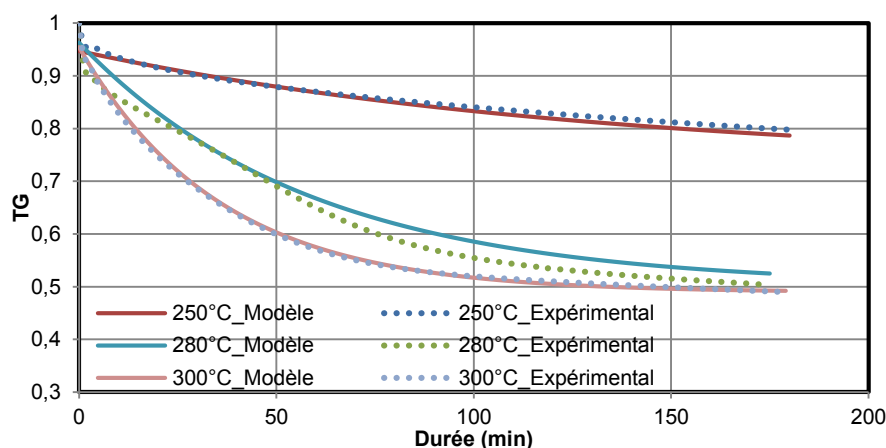


Figure 36 : Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Bois à diverses températures

2.2.2.4 Cas de la cinétique apparente de la pyrolyse du déchet modèle

Les résultats de l'étude cinétique de la pyrolyse du DM pour un modèle simple étape d'ordre $n=1$ en régime isotherme sont donnés par le Tableau 31 et la Figure 37. La Figure 37 donne les allures des droites $\ln k_{200-400^\circ\text{C}}$ entre 200 et 400°C et $\ln k_{400-600^\circ\text{C}}$ entre 400 et 600°C. Ces résultats montrent que ces deux allures sont très différentes, par contre la première $\ln k_{250-400^\circ\text{C}}$ est similaire à celles du bois et du carton et la deuxième $\ln k_{400-600^\circ\text{C}}$ similaire à celle du plastique. Les valeurs des paramètres d'Arrhenius (E_a et K_0) récapitulés dans le Tableau 32 le confirment aisément.

Tableau 31 : Valeurs de K lors de la cinétique de la pyrolyse du déchet modèle pour n=1

Température (°C)	K_T (min^{-1})	Erf (T_i)
250	0,007	0,001
280	0,017	0,007
300	0,028	0,001
320	0,046	0,013
350	0,089	0,010
420	0,018	0,001
430	0,034	0,001
440	0,061	0,002
450	0,109	0,001
460	0,190	0,002
470	0,328	0,004

La Figure 38 donne les allures des TG de la pyrolyse du Déchet Modèle aux isothermes 300 et 450°C. Le récapitulatif des paramètres cinétiques de tous les combustibles est consigné dans le Tableau 32. Ces résultats confirment que l'effet de synergie entre les matières cellulosiques (Bois et carton) et le plastique est négligeable. Ainsi, la dégradation thermique des matières cellulosiques s'effectue entre 200-400°C et celle du PE entre 400-500°C lors de la pyrolyse du mélange combustible. Par conséquent, une pyrolyse lente du déchet modèle peut s'opérer à une température inférieure à 500°C, par contre une bonne pyrolyse rapide ne serait possible qu'à une température supérieure à 500°C.

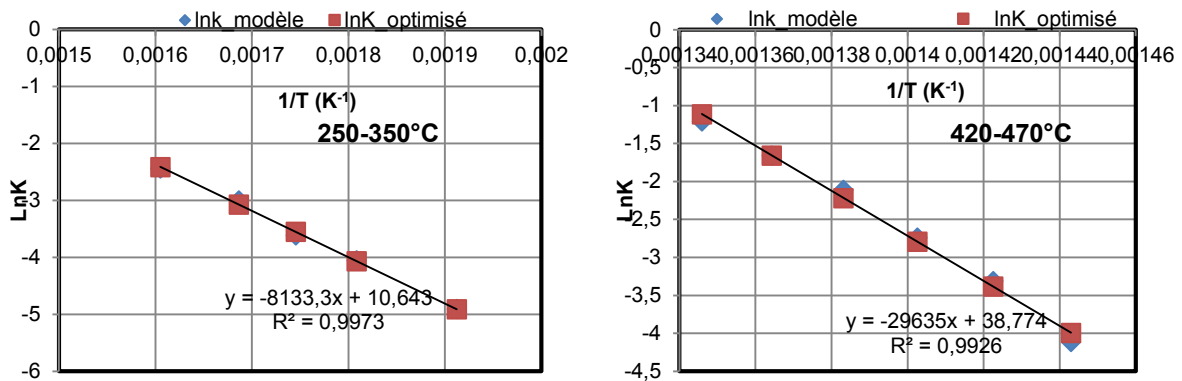
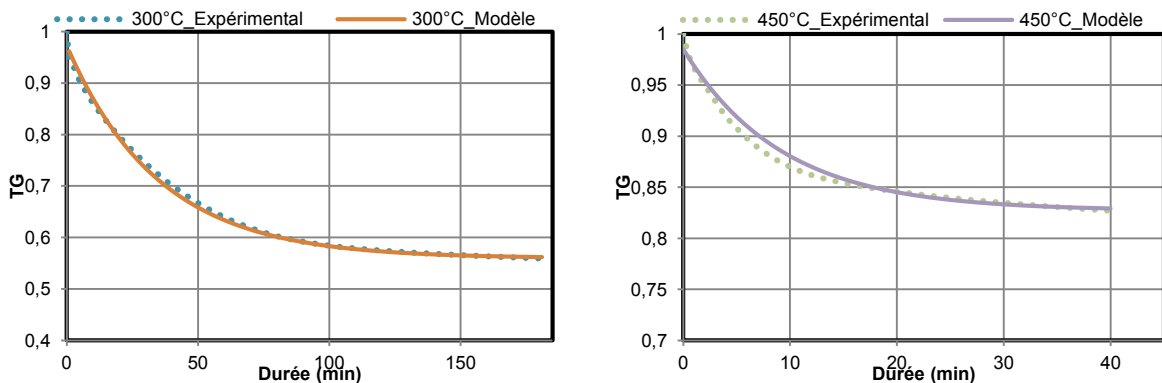
Figure 37: Régressions linéaires $\ln K$ en fonction de $1/T$ lors de la cinétique du Déchet modèle

Figure 38 : Allures des TG de la cinétique de la pyrolyse du Déchet modèle à 300 et 450°C

Tableau 32 : Paramètres cinétiques des combustibles étudiés

Paramètres cinétiques	PE		Matériaux cellulosiques		Déchet modèle	
	PE n=0,667	PE n=1	Carton n=1	Bois n=1	250-350°C	420-470°C
E_a (kJ.mol ⁻¹)	244 (Kple, Girods et al. 2015)	251	67 (Kple, Girods et al. 2014)	66	68	246
K_0 (min ⁻¹)	5,6.10 ¹⁶ (Kple, Girods et al. 2015)	2,45.10 ¹⁷	37 421 (Kple, Girods et al. 2014)	30333	41773	6,9.10 ¹⁶

2.2.2.5 Conclusion

Les méthodes numériques utilisées dans cette étude cinétique sont très simples et utilisent de simples notions Microsoft Excel vue que le modèle utilisé ne nécessite pas d'outils mathématiques sophistiqués. Les résultats obtenus montrent que ce modèle ne permet donc pas dans tous les cas de prédire efficacement la perte de masse à un moment donné. Cependant, l'étude cinétique du déchet modèle permet de confirmer avec certitude que l'effet de synergie entre le plastique et les matières cellulosiques est négligeable.

2.3 Banc d'essais de pyrolyse

Ce dispositif est utilisé pour étudier la pyrolyse des échantillons de déchet et de ses constituants en mesurant la composition et la quantité des produits de pyrolyse tout en réalisant des bilans matière et énergie.

2.3.1 Description

2.3.1.1 Réacteur

Ce réacteur, illustré sur la Figure 39, est constitué d'un tube cylindrique en quartz (diamètre intérieur 35 mm) dont la température est régulée par un four électrique (Thermolyne 79400), l'ensemble pouvant atteindre 1100°C. La longueur de la zone chaude est de 62 cm. Le four peut travailler en isotherme (injection du combustible dans la zone chaude : pyrolyse rapide) ou en programmation de température (rampe de montée en température contrôlée : pyrolyse lente).

L'alimentation en combustible (biomasse, déchets) se fait par l'intermédiaire d'une nacelle porte – échantillon permettant l'insertion de 1 à 2 g de biomasse au maximum (selon la masse volumique du combustible). Un système d'amenage a été mis au point afin que l'insertion des échantillons se fasse toujours dans les mêmes conditions (position et vitesse), la position d'insertion permettant de contrôler le temps de séjour de la phase gazeuse dans la zone chaude du réacteur (Photo 12).

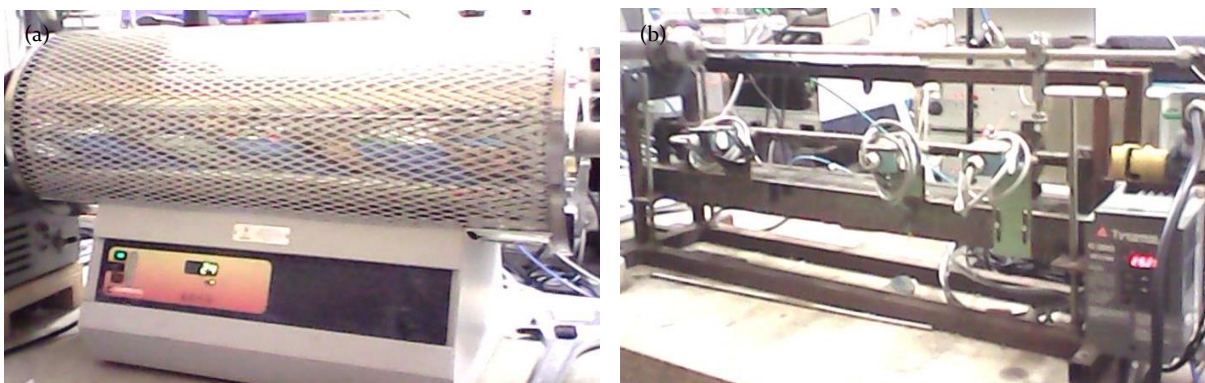
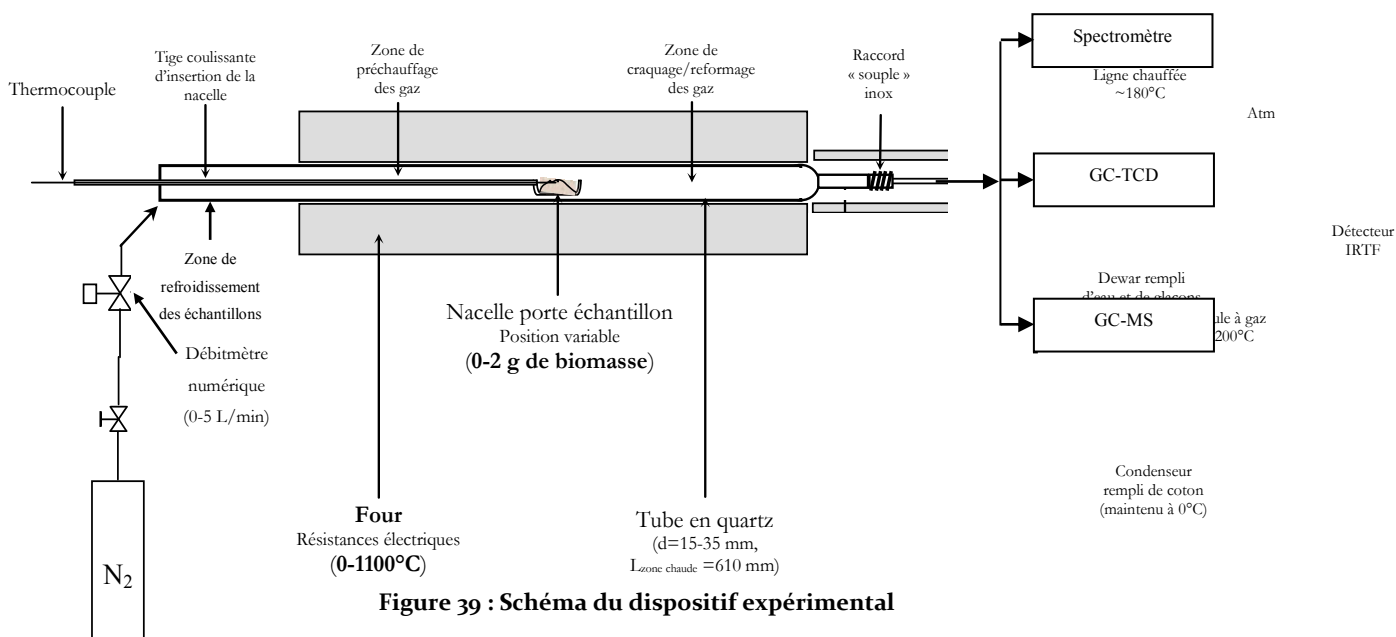


Photo 12 : Four de dégradation (a), Système d'amenage (b)

2.3.1.2 Système d'échantillonnage de gaz

Les gaz générés au cours de l'essai sont envoyés vers un système d'échantillonnage alors que le solide résiduel reste dans la nacelle porte échantillon.

Le système d'échantillonnage des gaz en sortie du réacteur est adapté en fonction des objectifs : réalisation de bilan matière, caractérisation des condensables, suivi en temps réel de la composition des gaz.

Pour la réalisation du bilan matière (mesure de la répartition des produits de pyrolyse), le système d'échantillonnage est constitué d'un serpentin plongé dans un bain maintenu à -10°C suivi d'un filtre à base de sciures de bois sèches pour le piégeage des espèces condensables (eau + goudrons) et d'un sac de prélèvement en tedlar pour la collecte des gaz secs avant analyse par GC-TCD (voir configuration 1 en annexe 3, Figure 90). Le passage du mode « remplissage du sac » pendant l'essai au mode « analyse du contenu du sac » après l'essai est réalisé automatiquement via un système de vannes décrit dans la partie (description du GC-

TCD dans la section 2.2.1 du chapitre 2). L'analyse des gaz ne peut être réalisée en continu du fait du temps d'analyse important pour ce type d'appareil (10 minutes par mesure).

Pour l'analyse de la composition de la phase condensable, l'ensemble serpentin + filtre est remplacé par un barboteur maintenu à -20°C (voir configuration 2 en annexe 3, Figure 91). Le solvant utilisé est, soit du méthanol (dans le cas des mesures par GC-FID), soit un mélange pentane/dichlorométhane (2/1 en volume) dans le cas des mesures par GC-MS. Les condensats (solvant + eau + goudrons) collectés dans le barboteur sont analysés à posteriori pour déterminer la teneur en eau (méthode Karl-Fischer) ainsi que la composition en goudrons (GC-MS pour la caractérisation et GC-FID pour la quantification des espèces majoritaires). Ces différents appareils sont décrits dans les parties 2.2.4 et 2.2.3 du chapitre 2 de ce document.

Dans certains cas, le système de piégeage des condensables a été retiré afin d'envoyer l'ensemble des gaz vers un spectromètre infra rouge à transformée de Fourier de sorte à identifier l'ensemble des espèces formées, notamment les polluants et à suivre l'évolution de la composition de la phase gazeuse en continu (voir configuration 3 en annexe 3, Figure 92). En effet, contrairement au chromatographe en phase gazeuse, le spectromètre IRTF permet de faire des mesures en semi continu (toutes les 5 secondes). Ces deux appareils sont complémentaires dans la mesure où ce dernier n'assure pas la mesure des molécules géométriques comme le diazote, le dioxygène ou le dihydrogène.

2.3.2 Méthode de quantification

Il a été mis au point des méthodes pour la quantification différents types de gaz et de condensables analysés par les dispositifs d'analyse utilisés.

2.3.2.1 Méthode de quantification des gaz

Le volume de chaque gaz produit au cours d'un essai de pyrolyse rapide est obtenu en utilisant l'azote comme gaz traceur. En effet celui-ci est injecté avec un débit connu et n'est ni produit, ni consommé lors de la réaction. Le volume d'azote piégé dans le sac se calcule à partir du temps de prélèvement et du débit d'alimentation. Le volume du composé X produit peut alors être obtenu par un calcul simple dont l'expression est donnée ci-dessous :

$$V(X) = Q_{N_2} \times t_p \frac{\% (X)}{\% (N_2)} \quad \text{Équation 45}$$

$$m(X) = V(X) \times \frac{M(X)}{V_o} \quad \text{Équation 46}$$

V(X): le volume du composé X produit au cours de cet essai (NL); **m(X)** : la masse du composé X produit au cours de l'essai (g); **Q_{N₂}** : le débit de gaz vecteur (NL.min⁻¹); **t_p** : le

temps de prélèvement dans le sac (min) (de l'ordre de la minute et déterminé par le temps de pyrolyse); $\%(\text{N}_2)$: le pourcentage volumique d'azote dans le gaz analysé donné par l'analyse chromatographique (%); $\%(\text{X})$: le pourcentage volumique du composé X dans le gaz analysé (%); V_0 : Volume molaire = 22,4 NL.mol⁻¹; $M(\text{X})$: la masse molaire du composé X.

2.3.2.2 Quantification des condensables

L'analyse des condensables a été faite de deux manières : les condensables issus du bois et du carton ont été analysés par GC-FID. Ce choix a été fait car les composés produits dans ces conditions sont connus et déjà étalonnés sur le GC-FID. Concernant le plastique et le DM, les espèces susceptibles d'être produites étant moins bien connues, un chromatographe en phase gazeuse équipé d'un spectromètre de masse (GC-MS) a été utilisé pour réaliser leur identification (impossible avec un FID).

2.3.2.2.1 Goudrons par GC-FID

Les composés majoritaires identifiés pour les matériaux cellulosiques ont été étalonnés à diverses concentrations. On obtient alors une droite d'étalonnage faisant correspondre l'aire du pic associé au composé à sa concentration C (X). Lors de la mesure, l'aire du pic du composé X est déterminée par l'appareil et la concentration C₁ de ce composé dans les condensats collectés peut alors être déterminée. La teneur de ce composé C₂ dans les gaz de pyrolyse (sur sec) est déterminée de la manière suivante :

$$V_{\text{Gaz}} = Q_{\text{N}_2} \times t_p \frac{100}{\%(\text{N}_2)} \quad \text{Équation 47}$$

$$m(\text{X}) = V_{\text{Solvant}} \times C_1(\text{X}) \quad \text{Équation 48}$$

$$C_2(\text{X}) = \frac{m(\text{X})}{V_{\text{Gaz}}} \quad \text{Équation 49}$$

V_{Gaz} : le volume de gaz sec produit au cours de cet essai (L); V_{Solvant} : le volume du solvant utilisé (mL); $C_1(\text{X})$: la concentration du composé X par rapport au solvant (g.L⁻¹); $C_2(\text{X})$: la concentration du composé X par rapport au gaz (g.Nm⁻³);

2.3.2.2.2 Goudrons par GC-MS

Les espèces condensables produites lors de la pyrolyse des échantillons contenant du plastique ont été identifiées par GC-MS. A l'issue des analyses, les aires balayées et les formules chimiques des composés sont connues. L'étalonnage de certains de ces composés n'étant pas disponible, et ne pouvant être effectué au moment des travaux, une méthode d'estimation a été mise au point. Différents échantillons de condensats ont été analysés par GC-FID et GC-MS. Les espèces étalonnées ont pu être quantifiées par GC-FID. La moyenne des rapports entre la quantité (mesurée par GC-FID) et l'aire mesurée par GC-MS de ces

espèces a pu être calculée et a été utilisée pour réaliser une quantification approximative des autres espèces non étalonnées.

2.3.3 Bilan matière et énergie

Les mesures nécessaires pour répondre aux objectifs fixés sont données sur la Figure 40

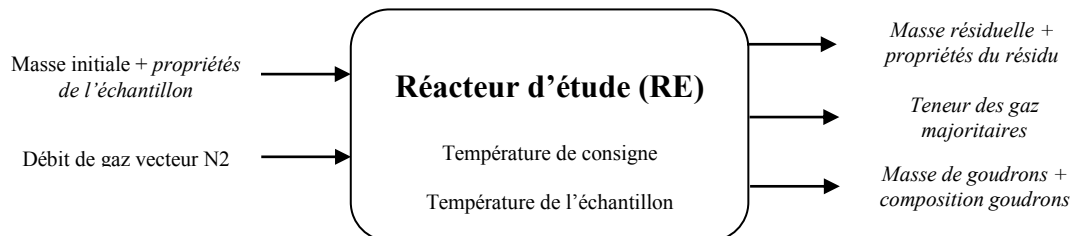


Figure 40 : Données en entrée et en sortie du réacteur (en caractères droits : valeurs imposées ; en caractères italiques : valeurs mesurées)

Les moyens disposés pour l'obtention des mesures listées ci-dessus sont présentés dans le Tableau 33

Tableau 33 : Méthodes de mesures et incertitudes en pyrolyse

	Type de mesure	Unité	Analyseur	Game de variation
Mesure en entrée	Masse échantillon	g	Balance à 0,0001 g	0,3-1
	Composition élémentaire	% massique	Laboratoire extérieur	0-100
	PCI de l'échantillon	kJ.kg ⁻¹	Bombe calorimétrique	15000-30000
	Débit de N ₂	NL.min ⁻¹	Débitmètre massique thermique	0,5-1
	Température de consigne	°C	Thermocouple du four	250-1000
	Température de l'échantillon	°C	Thermocouple de type K	20-1000
Mesure en sortie	Masse résiduelle	g	Balance à 0,0001 g	0,3-1
	Composition élémentaire du résidu	% massique	Laboratoire extérieur	0-100
	PCI du Résidu	kJ.kg ⁻¹	Bombe calorimétrique	15000-30000
	N ₂	% volumique	Catharomètre	35-100
	H ₂	% volumique	Catharomètre	0-50
	CO	% volumique	Catharomètre/IRTF	
	CO ₂	% volumique	Catharomètre/IRTF	
	CH ₄	% volumique	Catharomètre/IRTF	
	C ₂ H ₄	% volumique	Catharomètre/IRTF	
	C ₂ H ₆	% volumique	Catharomètre/IRTF	
Masse de condensables	mg	Par pesée	0-500	

2.3.3.1 Bilan matière

La réalisation de bilan matière a deux objectifs principaux. Le premier est de vérifier la qualité des essais et des mesures réalisées en comparant la somme des masses des produits de pyrolyse à la masse initiale de l'échantillon, d'après Lavoisier, ces deux grandeurs doivent être identiques (principe de la conservation de la matière). La seconde est de déterminer la répartition des produits de pyrolyse en fonction des conditions opératoires afin de simplifier à

posteriori le choix des conditions opératoires du procédé industriel en fonction de l'application souhaitée (production de charbon ou de gaz).

La masse du résidu de pyrolyse est pesée après essai, la masse de condensables est obtenue par pesée différentielle du serpentin et du filtre avant et après l'essai et la masse de gaz (somme de la masse de tous les gaz produits azote déduit) est obtenue après analyse de sa composition, la méthode étant décrite dans paragraphe 2.3.2.1. Le bilan massique de l'essai est calculé ainsi :

$$\mathbf{Bilan\ (\%)\ =\ \sum m_s / m_i \times 100} \quad \mathbf{\text{Équation 50}}$$

Avec m_s les masses des produits de pyrolyse (résidu solide, gaz et liquide) et m_i la masse initiale de l'échantillon.

2.3.3.2 Bilan énergie et rendement du procédé

Le calcul du rendement du procédé est indispensable pour pouvoir faire des comparaisons avec les autres voies de valorisation. Les données expérimentales recueillies dans cette partie permettent de calculer la quantité d'énergie récupérable dans les solides (charbons) et dans la part de gaz non condensables. L'énergie contenue dans la phase condensable ne peut être calculée précisément. Celle-ci ne peut être considérée comme négligeable. D'après (Dufour, 2009), elle peut atteindre 10% de l'énergie totale récupérable. Afin de ne pas surestimer le rendement global du procédé, l'énergie contenue dans la phase condensable sera fixée à 5% de la somme de celles contenues dans les gaz permanents et le solide.

Le rapport entre l'énergie disponible dans les produits de pyrolyse et celle initialement contenue dans le combustible, ne peut être considérée comme le rendement du procédé. C'est néanmoins une information intéressante pour comparer les différentes conditions expérimentales. L'estimation du rendement du procédé implique de tenir compte de l'énergie nécessaire pour alimenter le procédé et du rendement global de l'installation lui-même impacté par la température.

L'énergie nécessaire à l'alimentation du procédé n'a pas été mesurée sur l'installation dans la mesure où elle n'aurait pas été représentative du tout du fait de la petite taille du réacteur. Cette grandeur a donc été estimée. Pour simplifier le calcul, la pyrolyse est considérée comme athermique d'un point de vue global, hypothèse classiquement utilisée dans la littérature. L'énergie nécessaire à l'alimentation du procédé est donc la somme de 4 contributions :

- L'énergie permettant de chauffer l'eau présente sous forme d'humidité de 20°C à 100°C;
- L'énergie nécessaire à la vaporisation de cette même masse d'eau;

- L'énergie nécessaire au chauffage de la phase vapeur de 100°C à la température T de consigne;
- L'énergie nécessaire au chauffage de la masse de combustible sec de 20°C à la température T de consigne.

Le rendement de l'installation de pyrolyse est dépendant de la taille, de la qualité du dispositif et de la température de réaction (augmentation des pertes thermiques avec la température). Celui-ci est estimé à 90% pour les températures de 600 et 700°C et à 85% pour les températures de 800 et 900°C.

2.4 Résultats des études sur le banc d'essais de pyrolyse

Le domaine de température étudié se situe entre 600°C (500°C pour le PE) et 900°C par incrément de 100°C de sorte à mesurer l'effet de la température et à couvrir les différentes applications envisagées pour la pyrolyse, soit la production de charbon (basse température) et celle de gaz (haute température).

2.4.1 Température des échantillons lors de la pyrolyse

Lors de la pyrolyse du bois et du déchet modèle, l'acquisition des températures des échantillons a été effectuée. Les résultats ne sont présentés que pour les isothermes à 600 et 700°C à la Figure 41 afin d'améliorer la lisibilité du document. Les résultats pour les deux types de combustibles sont très proches. Ces courbes mettent en évidence trois phases au cours du processus : une première phase de montée rapide de la température (de l'ordre de 50°C.min⁻¹) de l'échantillon qui correspond au début du processus de la pyrolyse, ensuite apparaît une deuxième phase de stabilisation de la température à l'isotherme de consigne.

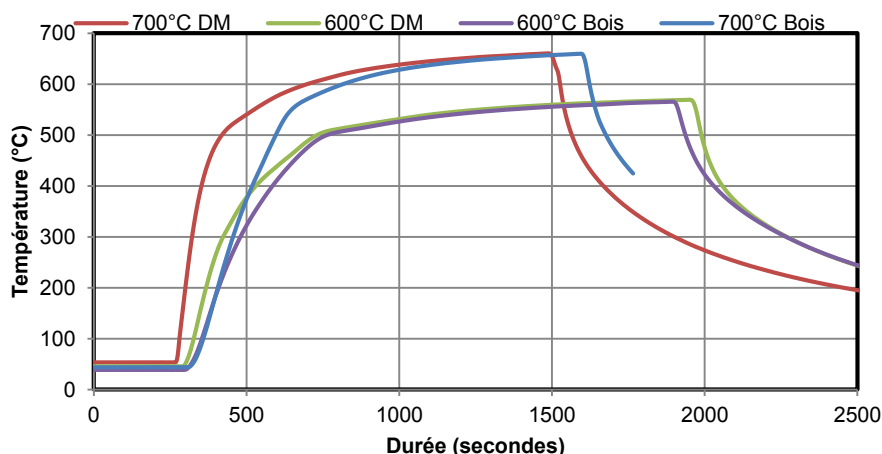


Figure 41 : Températures des échantillons de bois et du DM lors de la pyrolyse rapide à 600 et 700°C

Toutefois, la température reste proche de la consigne sans l'atteindre. Enfin, une troisième et dernière phase de diminution de la température qui correspond à la fin du processus de pyrolyse.

2.4.2 Bilan matière

2.4.2.1 Bilan matière lors de la pyrolyse du PE

La Figure 42 montre les résultats des bilans matière pour le PE pyrolysé à différentes températures comprises entre 500 et 900°C.

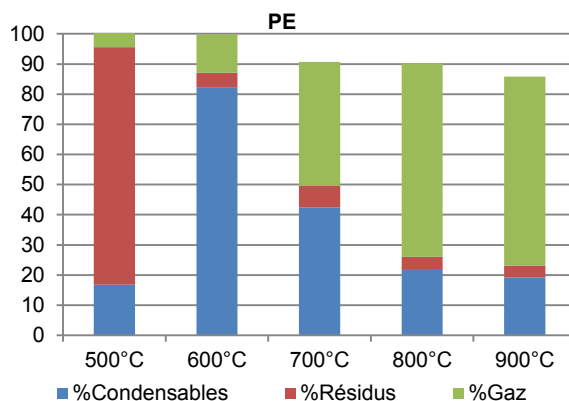


Figure 42 : Bilan Matière du PE

La pyrolyse du PE à 500°C n'a pas donné de résultats concluants puisque la réaction ne s'est pas bien déroulée, il y a juste ramollissement et un début de fusion du combustible, ce qui a entraîné la formation d'une grande quantité de suies dans le réacteur, d'une très faible quantité de gaz et d'une faible quantité de condensables. A partir de 600°C, le taux de résidus résultant du traitement de pyrolyse est faible, ce qui correspond à une réaction de dégradation significative. Entre 600 et 900°C, le taux d'espèces gazeuses augmente au détriment de celui des condensables, le rendement en solides restant sensiblement constant. Ces résultats confirment ceux obtenus en thermobalance qui ont révélé que, quelle que soit la vitesse de chauffe (entre 5 et 50°C.min⁻¹), la dégradation des échantillons de PE était terminée à partir de 550°C. Il peut être conclu qu'au-delà de 550°C, l'augmentation de température a peu d'effet sur la réaction primaire de pyrolyse (transformation en phase hétérogène du solide en espèces gazeuses). Cependant, celle-ci a un effet sur les réactions secondaires en phase homogène qui conduisent à la conversion des espèces gazeuses de poids moléculaire élevé (condensables) en espèces plus légères (gaz permanents). Le bilan à 600°C a donné un total proche de 100%, par contre à partir de 700°C, le bilan est légèrement inférieur à 100%, ce phénomène s'explique par la formation d'un taux de matière volatile très élevé et par l'apparition de dépôt de suies dans les conduits du réacteur, ce qui rend la récupération des

résidus très difficile. Par ailleurs, à 800 et 900°C, le taux de gaz reste sensiblement constant, la même tendance a été observée lors des travaux de (Ouiminga 2008).

2.4.2.2 Bilan matière lors de la pyrolyse du carton, du bois et du DM

Les bilans matière mesurés pour le bois, le carton et le DM sont présentés conjointement sur la Figure 43 dans la mesure où ils sont très similaires.

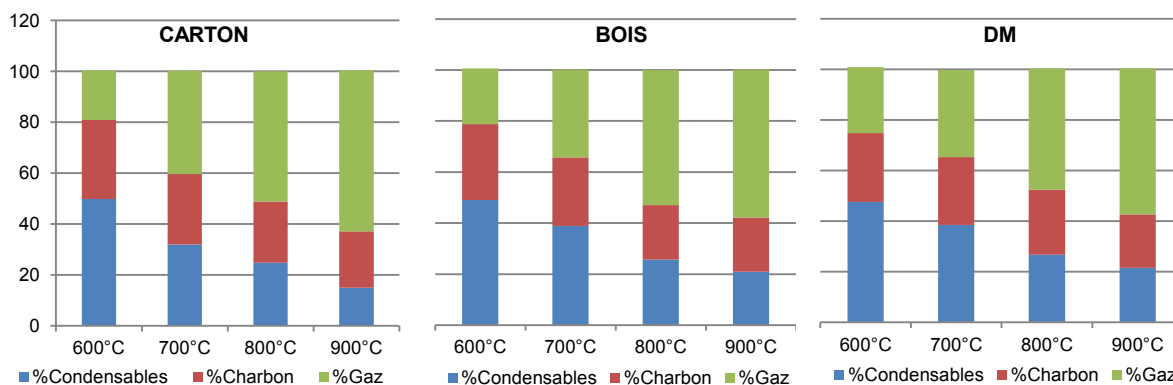


Figure 43 : Bilan Matière du Bois et du Déchet Modèle

La première observation importante concerne le bilan massique très proche de 100% pour l'ensemble des essais réalisés qui met en évidence la qualité de la chaîne de mesures. La similitude entre les résultats s'explique d'une part par la forte proportion en bois dans le DM et d'autre part, par le fait que le carton contienne en majeure partie de la cellulose, composant principal du bois.

L'augmentation de température conduit à une diminution du rendement en solide et en condensables au profit de celui en gaz. Ce phénomène s'explique par deux mécanismes parallèles. D'une part, l'augmentation de la température conduit à une élimination plus importante des matières volatiles contenues dans le solide initial (réaction primaire en phase homogène) ce qui favorise la production de gaz au détriment de la phase solide et d'autre part, elle conduit, en phase homogène, au craquage des espèces gazeuses de poids moléculaire élevé (goudrons primaires issus de la pyrolyse primaire en phase hétérogène) vers des espèces gazeuses de poids moléculaire plus faible (gaz permanents) ce qui favorise la production de gaz non condensables au détriment de la phase condensable.

Ces tendances sont conformes à celles présentées dans la littérature sur la pyrolyse du bois (Déglise 1982; Dufour 2007).

2.4.3 Analyse des gaz non condensables

Lors de la pyrolyse des divers combustibles, les gaz principaux émis et analysés par GC-TCD sont le dioxyde de carbone (CO₂), le dihydrogène (H₂), le méthane (CH₄), le monoxyde de carbone (CO), l'acétylène C₂H₂, l'éthylène C₂H₄ et l'éthane C₂H₆.

2.4.3.1 Cas du PE

Les résultats de la composition des mélanges gazeux issus de la pyrolyse du PE sont donnés par la Figure 44.

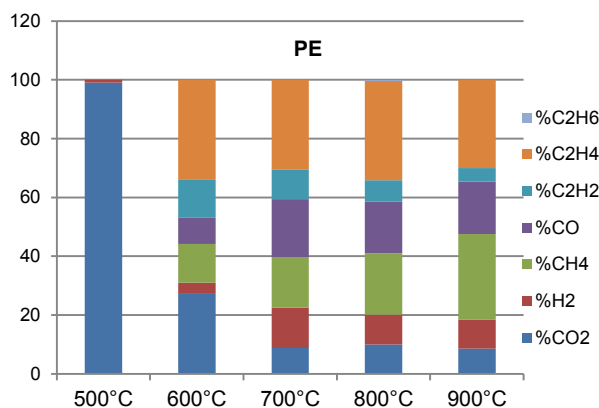


Figure 44 : Analyse du mélange gazeux lors de la pyrolyse du PE

A 500°C, la pyrolyse du PE n'a donné que du CO₂ et des traces de H₂. Entre 600 et 900°C, les gaz majoritaires sont le C₂H₄, le CO, le CH₄ et le CO₂. En effet, le carbone provenant de la pyrolyse du polyéthylène est majoritairement émis sous forme d'hydrocarbures légers (C₂H₄ et CH₄), résultat décrit par (Ouiminga 2008) dans ses travaux sur la dégradation de sachets plastiques en PE. La quantité de C₂H₄ est très importante quelle que soit la température de consigne, le CO₂ décroît en fonction de la température, par contre, le CO et les autres gaz ont une tendance croissante. La quantité importante d'éthylène dans les gaz issus de la dégradation du PE s'explique par la constitution chimique même du polyéthylène qui, comme son nom l'indique, est constitué d'une chaîne de molécules d'éthylène qui se raccourcit au cours de la dégradation pour conduire à la formation d'une part importante de C₂H₄ et CH₄. La production importante de suies, observée au cours de ces essais à des niveaux de températures supérieurs à 600°C et discutée en 2.4.2.1, provient de la polycondensation de ces espèces en suivant des mécanismes radicalaires complexe faisant intervenir de nombreuses espèces intermédiaires.

La faible teneur initiale en oxygène des échantillons de PE explique la faible part de gaz oxygénés comme le CO₂ et le CO en comparaison avec les résultats obtenus pour les autres échantillons. Les mêmes constats ont été observés par (Ouiminga 2008) suite à une étude comparative entre la pyrolyse des tiges de mil et celle des déchets plastiques.

2.4.3.2 Cas du carton, bois et DM

La Figure 45 montre les résultats de l'analyse des gaz par GC-TCD du bois, du carton et du mélange combustible représentatif de la part combustible des déchets ménagers de la ville d'Abomey-Calavi. Ces résultats sont aussi très voisins en termes de composition.

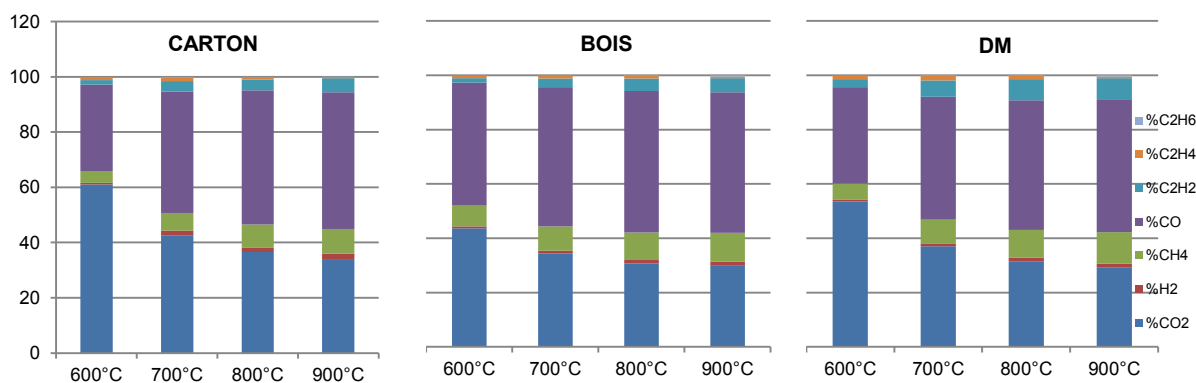


Figure 45 : Analyse du mélange gazeux lors de la pyrolyse du bois et du déchet modèle

Pour le carton, les gaz majoritaires sont essentiellement le CO et le CO₂. En fonction de la température, la quantité de CO augmente tandis que la quantité de CO₂ diminue. Les autres gaz dans le mélange gazeux augmentent avec la température de consigne. En outre, le carbone constitutif du carton est majoritairement émis sous forme de CO (environ 49% à 900°C), environ 14% (à 900°C) se retrouvent sous forme d'hydrocarbures légers, majoritairement du CH₄. Ces résultats sont en bon accord avec la bibliographie. En effet, (Deglise, Richard et al. 1980a; Deglise, Morlière et al. 1980b; Caubet, Corte et al. 1980; Rudiger, Greul et al. 1996) notent des teneurs en CO proches de 45%, 12% pour le CH₄, 2% pour le C₂H₂, 3% pour C₂H₄ et 0,1% pour C₂H₆ et (Kafando, T. Rogaume et al.) ont trouvé une teneur en CO de 48% et 12% d'hydrocarbures légers pour la pyrolyse du carton à 1000°C.

Pour le bois et le DM, les gaz majoritaires sont le CO et le CO₂, ce qui s'explique par la présence importante d'oxygène au sein des combustibles. Lors de l'accroissement de la température, la proportion de CO₂ diminue entre 600 et 800°C et reste sensiblement constant entre 800 et 900°C alors que pour le CO, on observe le phénomène contraire : une augmentation très importante entre 600 et 800°C et une stabilisation entre 800 et 900°C. En effet, plus la température est élevée et le temps de séjour long, plus la probabilité de briser les liaisons C=O et de libérer l'oxygène du combustible est grande, ce qui peut entraîner l'oxydation des hydrocarbures en CO. De plus, il est montré que le CO₂ provient essentiellement de l'oxydation du CO, (Dixon and Williams 1977; Gardiner and Olson 1980; Westbrook and Dryer 1984; Glarborg, Alzueta et al. 1998; Faravelli, Frassoldati et al. 2003; El Bakali, Dagaut et al. 2004), mais avec une vitesse d'oxydation plus faible que celle des hydrocarbures en CO, (Dryer and Glassman 1978; Westbrook and Dryer 1984). La présence d'hydrocarbures va ainsi inhiber l'oxydation du CO, (Glassman 1996), ce qui explique la tendance décroissante du CO₂.

Par ailleurs, la comparaison de ces résultats à ceux de Dufour (Dufour 2007) qui a utilisé le même dispositif de laboratoire que la présente étude sur le bois, montre la même tendance pour le CO, par contre la concentration en CO₂ est sensiblement constante entre 700 et 1000°C. En effet, à partir de 800°C, le teneur en oxygène du résidu solide devenant très faible, on n'observe plus de variation des teneurs en CO et CO₂. On observe une croissance au niveau des hydrocarbures légers (CH₄+C₂H₄+C₂H₆) lorsque la température augmente. Ces dernières observations sont en accord avec les résultats de Dufour (Dufour 2007).

L'analyse chimique élémentaire nous permet de constater que le mélange combustible (tout comme le bois) se dégrade pour former 80% de matières volatiles et 20% de carbone fixe. Lors de nos expériences, nous obtenons 21% (900°C) de résidus charbonneux à la fin de chaque expérience. Il semble ainsi logique de supposer que le résidu charbonneux est composé de carbone.

Dans nos conditions expérimentales, la pyrolyse du mélange combustible montre qu'en moyenne, 35 à 49 % du carbone se retrouve sous forme de CO et 53 à 29 % sous forme de CO₂ tandis que 11 à 20 % se retrouve sous forme d'hydrocarbures légers, principalement sous forme de CH₄ (6 à 11%). Ces résultats sont en bon accord avec la bibliographie. En effet, (Rogaume, Auzanneau et al. 2002), notent des teneurs en CO proches de 32 % et de 16 % pour les hydrocarbures légers dont 7,5% de CH₄ lors de la pyrolyse du bois à 1000°C pour un temps de séjour de 0,4 seconde. De même, (Deglise, Richard et al. 1980a; Deglise, Morlière et al. 1980b; Caubet, Corte et al. 1980; Rudiger, Greul et al. 1996) notent des teneurs en CO proches de 45%, 12% pour le CH₄, 2% pour le C₂H₂, 3% pour C₂H₄ et 0,1% pour C₂H₆ lors de la pyrolyse « flash » de la biomasse entre 600 et 1000°C.

D'autre part, la quantité C₂H₄ au niveau du mélange est plus importante que celle du bois combustible en raison de la présence de sachets plastiques.

2.4.3.3 Volumes de gaz produits

Les quantités de gaz produits par unité de masse de combustible sec augmentent pour chaque type de matériaux en fonction de la température, ce qui permet d'augmenter aussi de façon significative les volumes de chaque type de gaz. La Figure 46 montre que le volume total de gaz produits varie de 0,15 à 1,24 Nm³.kg⁻¹ pour le PE; 0,14 à 0,61 Nm³.kg⁻¹ pour le carton; 0,17 à 0,54 Nm³.kg⁻¹ pour le bois et 0,19 à 0,55 Nm³.kg⁻¹ pour le DM entre 600 et 900°C.

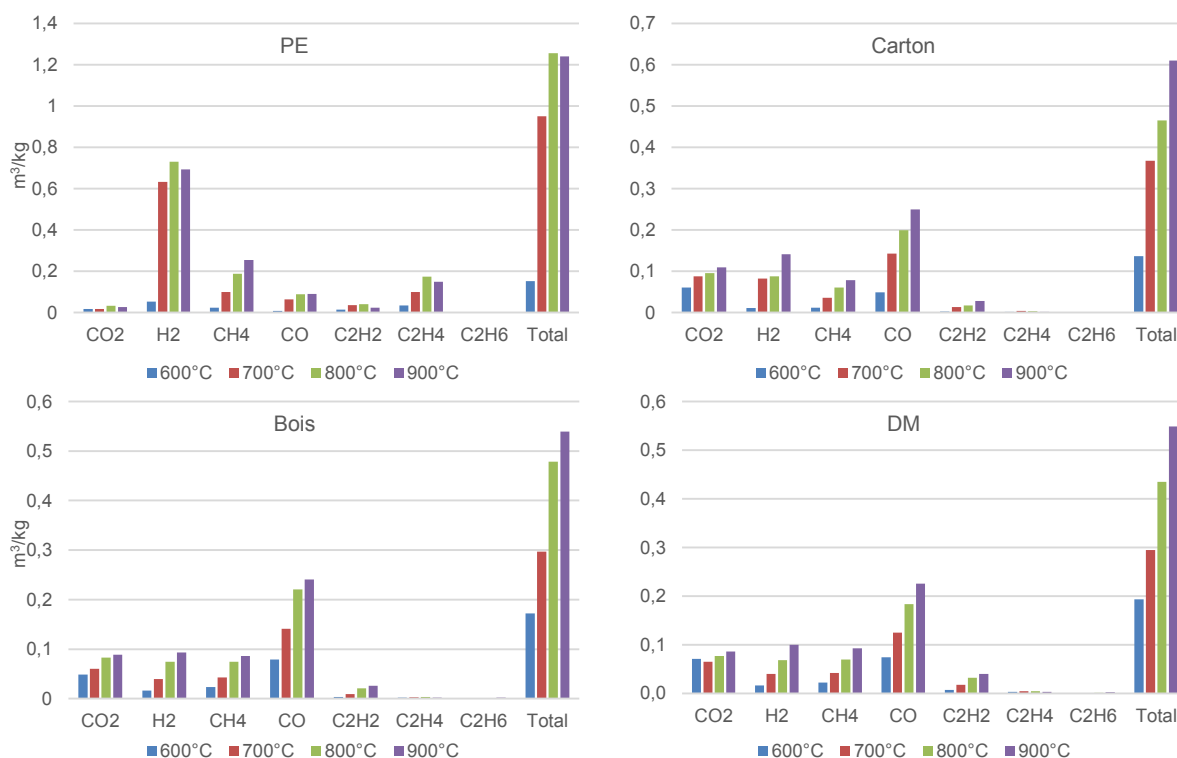


Figure 46 : Volume de gaz produits par kg de combustible sec en fonction de la température

2.4.4 Analyse des résidus solides

Il a été effectué sur les solides (matériaux bruts et résidus solides obtenus après la pyrolyse) l'analyse de la teneur en carbone (par un laboratoire extérieur) et la détermination du PCI_{sec} par bombe calorimétrique. Les résultats sont récapitulés dans le Tableau 34 et le Tableau 35. Le Tableau 34 montre que la concentration en carbone et le PCI_{sec} du PEbD sont très importants par rapport aux autres combustibles. Ces valeurs sont en parfaite harmonie avec la bibliographie (Dufour 2007; Girods 2008; Ouiminga 2008; Park, Seob et al. 2012; Wu, Chen et al. 2014).

Tableau 34 : Analyse des combustibles bruts

Combustibles bruts	C%	PCI_{sec} (kJ.kg ⁻¹)
PEbD	84,4	42 861
Carton	41,8	14 232
Bois	43,2	17572
DM	45,8	18684

La présence du plastique dans le DM entraîne une augmentation du PCI_{sed} de celui-ci par rapport à celui du bois. Le Tableau 35 montre que l'opération de pyrolyse conduit à une augmentation de la teneur en carbone du solide quel que soit le type d'échantillon. Cette tendance est connue et déjà décrite dans la littérature. Il est aussi observé une augmentation de la teneur en carbone et du PCI avec l'augmentation de la température comme le décrit la littérature (Dufour 2009).

Tableau 35 : Analyse des résidus solides obtenus après la réaction de pyrolyse

Température (°C)	Carton		Bois		DM	
	%C	PCI (kJ.kg ⁻¹)	%C	PCI (kJ.kg ⁻¹)	%C	PCI (kJ.kg ⁻¹)
600	49,5	16947	89,7	25062	81,1	22667
700	50,4	18342	91,1	27091	86,1	25613
800	51,3	19736	92,8	29120	91,1	28600
900	51,9	21131	93,9	31149	92,2	30576

La faible teneur en carbone dans les résidus de pyrolyse du carton s'explique par la forte teneur en cendres mesurées dans l'échantillon initial (5,3%) et qui doit avoisiner après pyrolyse les 25%. Ceci explique aussi la plus faible teneur en carbone du DM après pyrolyse en comparaison avec celle du bois alors qu'elle était supérieure avant pyrolyse.

2.4.5 Analyse des gaz condensables

L'analyse des condensables issus du bois et du carton a été effectuée par le GC-FID (Photo 5) tandis que celle des condensables des sachets plastiques et du mélange combustible a été faite par GC-MS (Photo 6).

2.4.5.1 Cas de la pyrolyse du Carton et du Bois

Les résultats des analyses des condensables issus des réactions de pyrolyse du carton et du bois sont donnés par les Figure 47 et Figure 48. Ces figures donnent l'évolution des composés qui ont pu être identifiés par le GC-FID. En considérant le total des espèces détectées, on constate dans les deux cas que la quantité de ces composés identifiés croît en fonction de la température de pyrolyse. Les composés les plus importants sont le Benzène, suivi du Phénol et du Toluène. Dans les deux cas, le Benzène croît de façon importante entre 600 et 900°C. Cette même tendance est obtenue par (Dufour 2007; Dufour, E. Masson et al. 2011) entre 700 et 900°C.

Les autres composés tels que le Toluène, le Phénol et le Naphtalène ont également tendance à se former en plus grande quantité lorsque la température de pyrolyse augmente. Ces résultats semblent en désaccord avec ceux décrits dans la partie bilan matière. En effet, il a été décrit dans la partie 2.4.2.2 que le rendement en espèces condensables diminuait avec l'augmentation de la température alors que la quantité de goudrons quantifiés augmente ici avec la température. Ceci s'explique par le fait qu'à basse température, une part importante des condensables est constituée de goudrons dit primaires, espèces non quantifiées sur le dispositif d'analyse. Il s'avère que la quantité de condensables totale diminue réellement avec la température. Les espèces monoaromatiques branchées (goudrons primaires) se dégradent avec l'augmentation de la température pour produire d'une part des gaz non condensables (par craquage) et d'autre part, des espèces mono aromatiques peu branchées (goudrons secondaires

produits par craquage des goudrons primaires) et des espèces polyaromatiques (goudrons tertiaires produits par poly condensation des goudrons primaires et secondaires). Les espèces quantifiées étant les goudrons secondaires et tertiaires, il est normal de voir leur quantité augmenter avec la température de réaction.

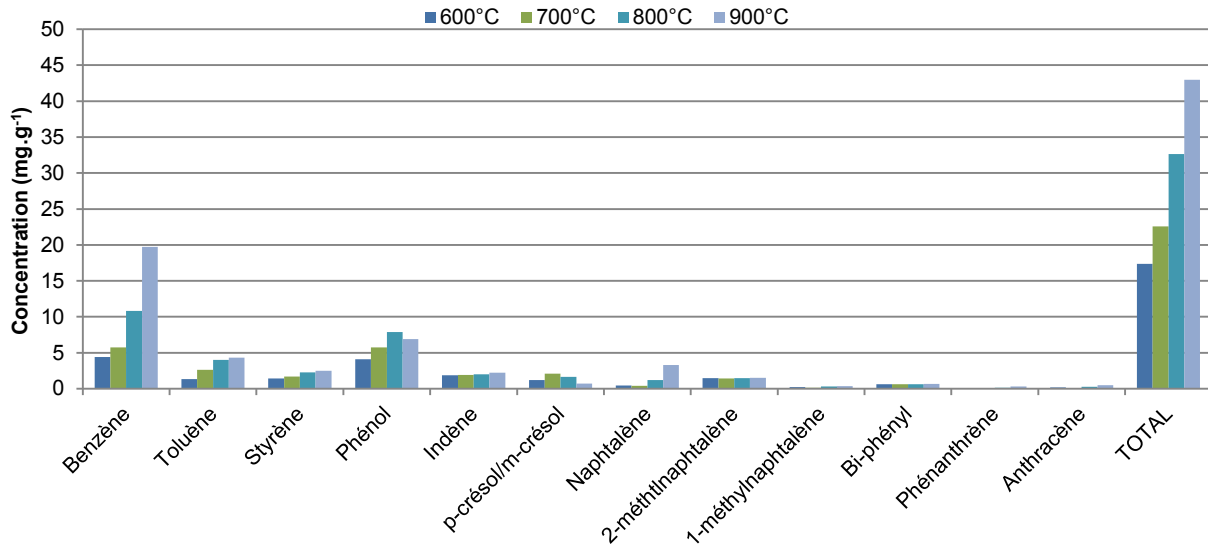


Figure 47 : Evolution des constituants condensables issus de la pyrolyse du carton (mg.g^{-1} de combustible) en fonction de la température

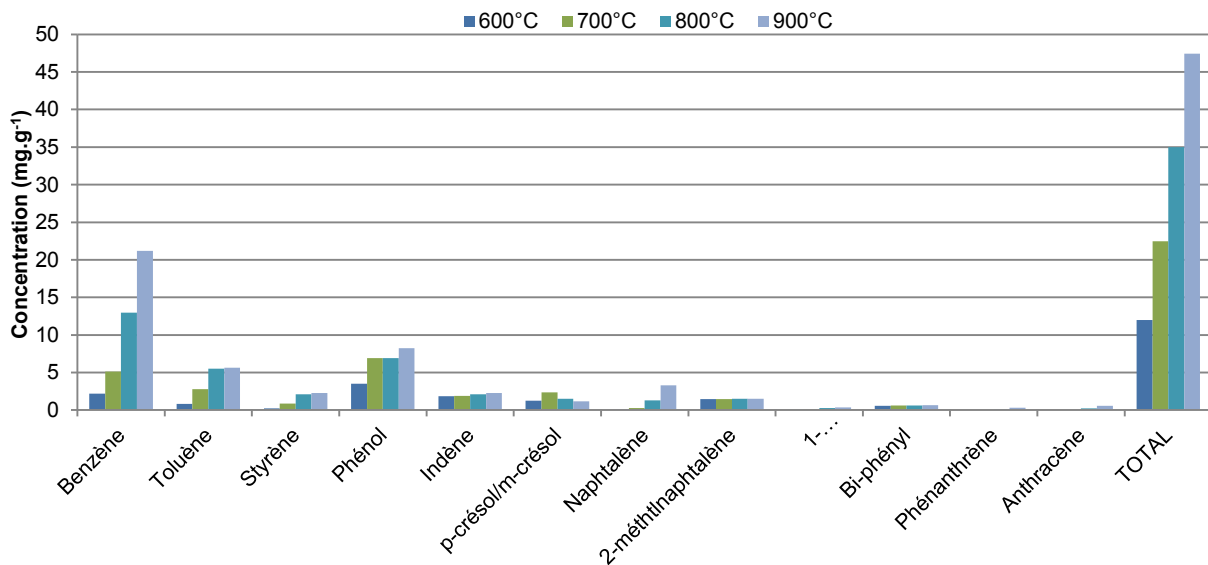


Figure 48 : Evolution des constituants condensables issus de la pyrolyse du bois (en mg.g^{-1} de combustible) en fonction de la température

2.4.5.2 Cas de la pyrolyse du PE et du DM

Les résultats de l'analyse des goudrons (qui ont pu être identifiés) lors de la pyrolyse du PE et du DM sont respectivement résumés dans les Tableau 57 et Tableau 58 à l'annexe 9. La Figure 50 donne l'évolution de la concentration des goudrons identifiés par unité de combustible dont les allures sont décroissantes en fonction de la température. Des exemples

de chromatogrammes issus de l'analyse par GC-MS des condensables produits par la pyrolyse du PE à 600°C et du mélange combustible à 800°C sont donnés par les Figure 49 et Figure 52.

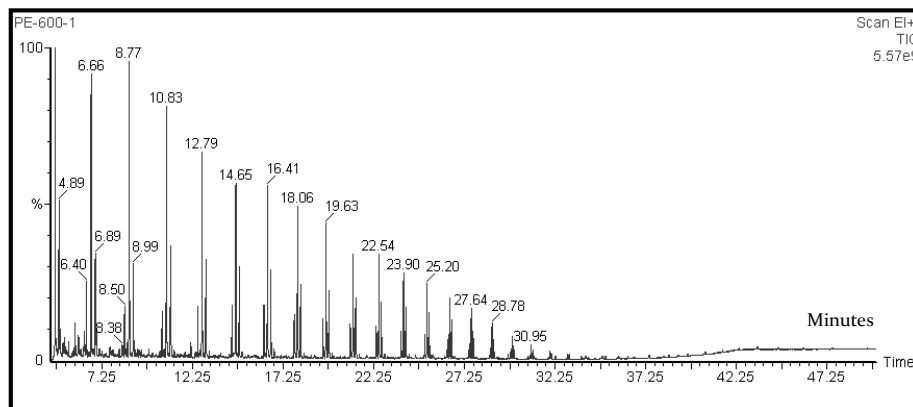


Figure 49 : GC-MS des condensables issus de la pyrolyse du PE à 600°C

Ces résultats montrent que les condensables issus du PE sont essentiellement des hydrocarbures aliphatiques dont le nombre d'atomes de carbone est compris entre C₈ et C₂₅. Ces composés identifiés sont bien en accord avec ceux trouvés par (Kumar and Singh 2011) lors de leurs travaux sur le PEhD. En effet, (Kumar and Singh 2011) ont identifiés des hydrocarbures de type alcènes et alcanes en C₉ à C₂₄.

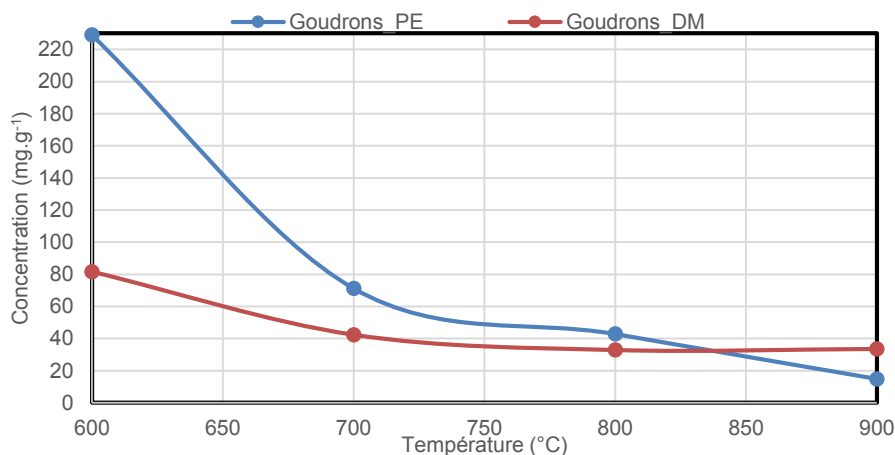


Figure 50 : Concentration des goudrons identifiés lors de la pyrolyse du PE et du DM

En plus, la chaîne moléculaire de polyéthylène est formée de plusieurs atomes de carbone. Si bien que le mécanisme de scission aléatoire possède autant de solutions. Les deux chaînes intermédiaires produites sont encore soumises au même mécanisme et ainsi de suite tant que les molécules ainsi créées ne sont pas assez légères pour être stables aux conditions de l'environnement.

Il est également observé que la scission aléatoire engendre une répartition statistique des types d'espèces produites pour un même nombre de carbone. Ainsi la probabilité de former un alcène ($C = [C]_n - C$) est deux fois plus grande que la probabilité de former un alcane ($C -$

$[C]_n - C$) ou un diène ($C = [C]_n = C$) (Mangeot 2012). La double liaison des alcènes, pouvant se situer à gauche ou à droite de la molécule, explique cette répartition, observée notamment sur la Figure 51.

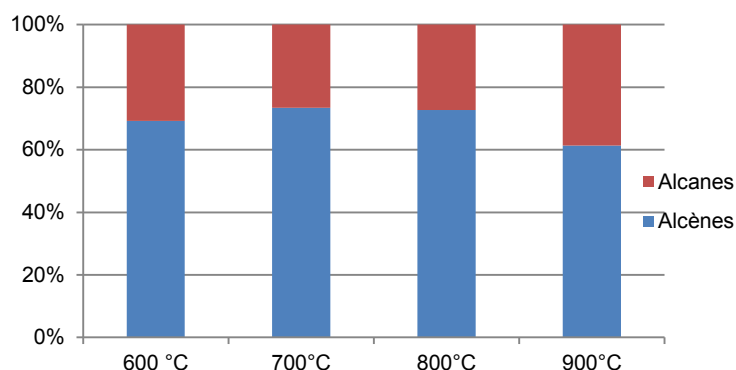


Figure 51 : Répartition quantitative des Hydrocarbures issus du PE

L'histogramme de la Figure 51 montre les quantités des hydrocarbures (alcènes et alcanes) issus de la pyrolyse du PE de 600 à 900°C. Cette figure montre bien qu'à chaque température, la quantité des alcènes est au moins deux fois plus grande que celle des alcanes. Ces résultats confirment cette affirmation précédente de la probabilité de formation des types d'hydrocarbures identifiés dans les condensables issus de la pyrolyse du PE.

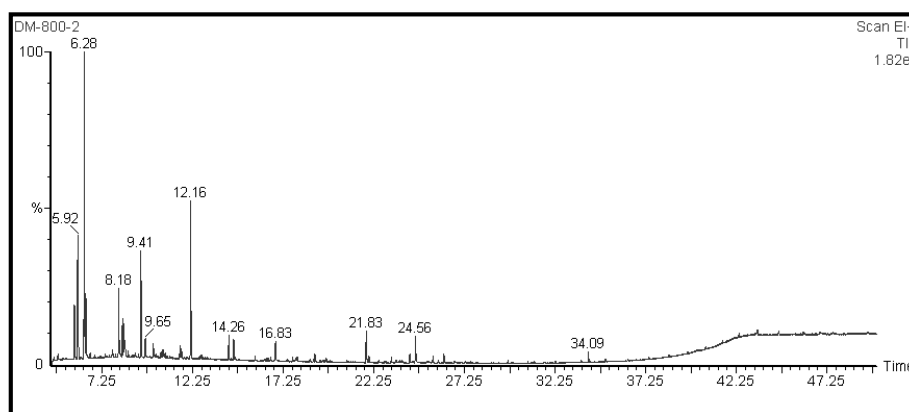


Figure 52 : GC-MS des condensables issus de la pyrolyse du mélange combustible à 800°C

Le mélange combustible étant composé de bois, de carton et du PE, les résultats du Tableau 58 donnent non seulement des espèces issues de la dégradation du bois et du carton, mais aussi l'ensemble de tous les hydrocarbures issus de la pyrolyse du PE même si la proportion de ce dernier dans le mélange est faible. La quantité totale des composés montrent bien qu'en fonction de la température, les condensables ont une tendance décroissante. La majorité de ces composés a été identifiée par (Lopez, I. de Marco et al. 2010) lors de la pyrolyse de mélanges combustibles contenant de la biomasse et des plastiques. La Figure 52 montre qu'à partir de 800°C, les composés majoritaires présents dans les condensables du mélange combustible sont les composés issus de la pyrolyse du bois et du carton.

La Figure 53 quant à elle, montre un ensemble plus complet des composés issus des matières lignocellulosiques identifiés par le GC-MS lors de la pyrolyse du mélange combustible. Ces résultats montrent la formation de nouveaux composés qui ont des tendances différentes en fonction de la température. Les composés issus du bois et du carton identifiés plus haut et qui se retrouvent sur la Figure 53 ont des proportions très proches de celles identifiées précédemment du fait que le mélange combustible est à 95% composé de bois et de carton.

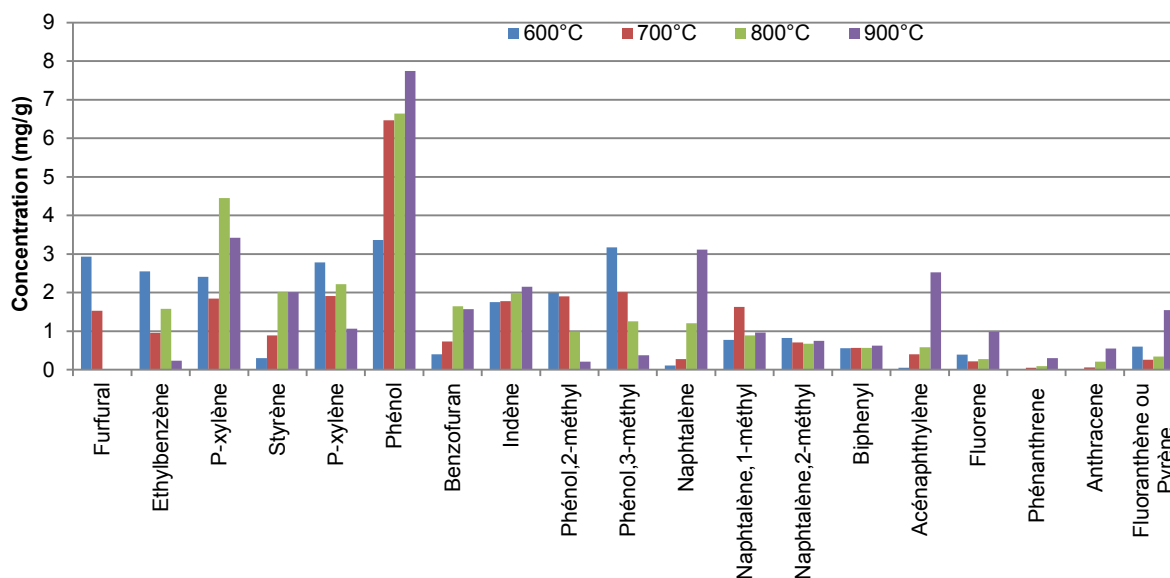


Figure 53 : Composés de bois et carton identifiés par analyse GC-MS du mélange combustible

2.4.6 Energie disponible et rendement du procédé

La Figure 54 (b) présente les taux de conversion énergétique des produits issus de la pyrolyse en fonction de la température. Il peut être observé que la conversion énergétique des mélanges gazeux est croissante en fonction de la température du fait majoritairement de l'augmentation de la production de gaz. L'évolution du contenu énergétique des charbons est, quant à lui, le résultat des évolutions parallèles du rendement en solide (qui diminue avec l'augmentation de température) et du pouvoir énergétique (qui augmente avec la température). Il s'avère que l'augmentation du PCI ne peut compenser la chute du rendement en solide ce qui conduit à une diminution globale du contenu énergétique dans les charbons. Cette tendance étant en accord avec la littérature.

A partir de 800°C, le contenu énergétique des gaz dépasse celui du charbon.

Le taux de conversion pour le PE semble plus faible que les autres ce qui s'explique par le fait que l'énergie contenue dans les condensables n'est pas prise en compte. C'est le cas aussi pour les autres combustibles mais il s'avère que le contenu énergétique des condensables issus de la pyrolyse du PE est plus élevé surtout du fait de leur présence en quantité plus élevée (80 à 20 % entre 600 et 900°C pour le PE contre 45 à 15% pour les autres combustibles).

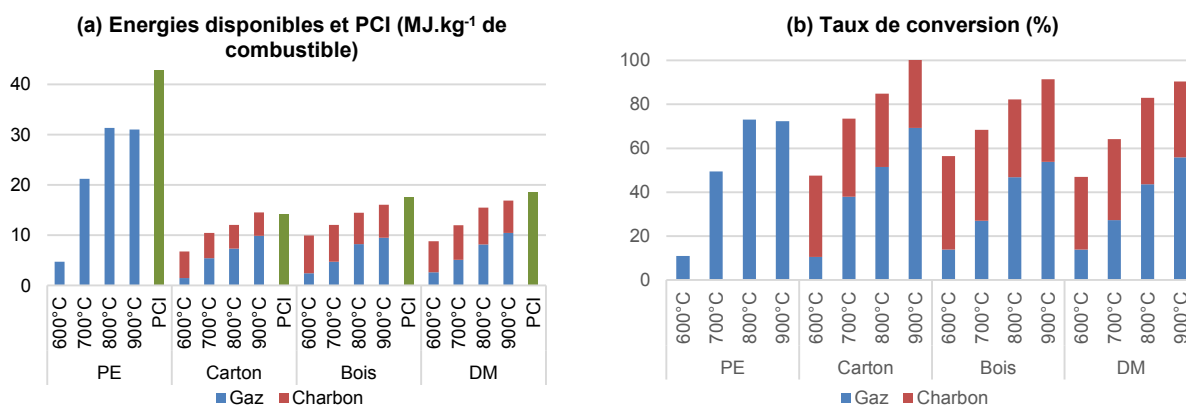


Figure 54 : Energies disponibles et taux de conversion énergétiques

Il apparaît clairement sur ce graphique que le taux de conversion énergétique global augmente avec la température de pyrolyse ce qui pourrait laisser penser que le rendement global du procédé de pyrolyse augmente avec la température. Néanmoins, l'énergie nécessaire pour alimenter le procédé en énergie n'est pas ici prise en compte. Le graphique illustré par la Figure 55 (a) fait apparaître l'évolution de la quantité d'énergie nécessaire pour alimenter le procédé en fonction de la température en se basant sur les hypothèses données dans le paragraphe 2.3.3.2. Il apparaît ici que, bien entendu, plus la température de pyrolyse est élevée, plus la quantité d'énergie nécessaire au procédé l'est.

Le graphique illustré par la Figure 54 (a) représente quant à lui, la quantité d'énergie disponible dans chaque phase solide (charbon) et gazeuse.

En faisant l'hypothèse que l'énergie nécessaire pour alimenter la réaction de pyrolyse dans l'installation industrielle sera tirée de la combustion des gaz produits, il convient de vérifier si celle-ci est suffisante (comparaison des Figure 54 (a) et Figure 55 (a)). Il apparaît que quelle que soit la température de réaction, l'énergie disponible dans les gaz est toujours supérieure à celle nécessaire pour l'alimentation énergétique du process.

L'estimation du rendement global du procédé est réalisée à partir des hypothèses décrites dans le paragraphe 2.3.3.2 (énergies disponibles dans chaque phase, énergie disponible dans les condensables (estimée à 5%), énergie nécessaire pour le process et pertes thermiques (85 à 90% selon la température)). Le rendement ainsi calculé est donc représentatif dans le cas où le gaz serait brûlé directement en sortie de réacteur. Par contre, dans le cas de l'utilisation du gaz dans un moteur à explosion pour de la cogénération, cette valeur est sur-estimée dans la mesure où une étape d'épuration, c'est-à-dire de retrait des espèces condensables, serait nécessaire.

L'évolution du rendement énergétique global est illustrée sur la Figure 55 (b)

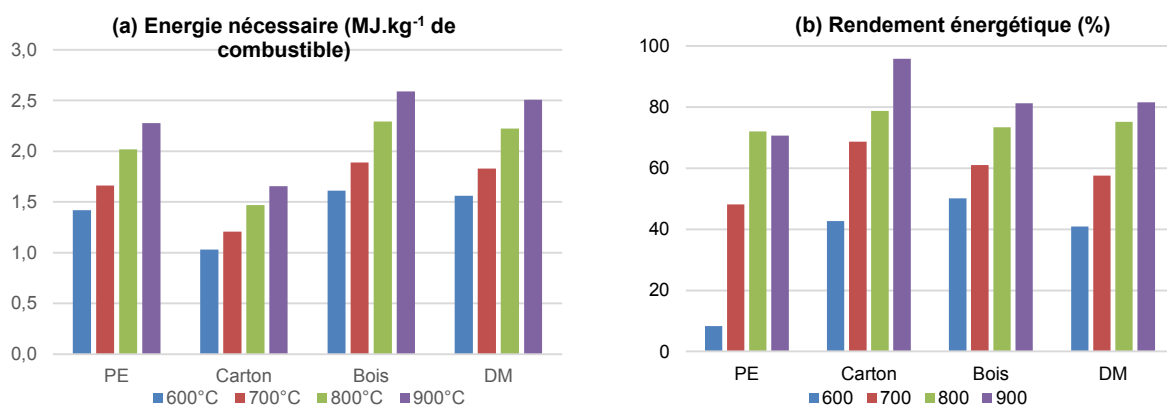


Figure 55 : Energies nécessaires à l'alimentation du système et rendements énergétiques

Celui-ci augmente pour chaque type de combustible en fonction de la température. Le bois et le DM ont des tendances similaires et atteignent un rendement énergétique moyen de 81% à 900°C. Encore une fois, il pourrait être conclu que l'optimisation des conditions du procédé de pyrolyse va vers les plus hautes températures. Néanmoins, il faut aussi remarquer qu'au-delà de 800°C, les matériaux utilisés pour la réalisation du réacteur (inox et/ou béton réfractaires) doivent avoir des propriétés de plus en plus contraignantes, ainsi l'optimisation d'un point de vue économique nécessite le croisement des données techniques et économiques.

2.5 Conclusion

La présente étude de la pyrolyse des déchets ménagers de la ville d'Abomey-Calavi s'est déroulée au Laboratoire d'Etudes et de Recherche sur le Matériau Bois de l'Université de Lorraine. En raison de la sensibilité des réacteurs de laboratoire, les essais ont été menés sur un combustible modèle représentatif des déchets solides ménagers de la ville d'Abomey-Calavi. Ce déchet modèle est constitué de bois, de plastique et de carton. Les études de la cinétique en ATG ont révélé qu'en raison de la présence des plastiques, la pyrolyse rapide du déchet modèle ne peut s'effectuer qu'à une température supérieure à 500°C pour assurer une dégradation complète du plastique contenu dans le déchet.

Le bilan matière a montré que l'augmentation de température conduit à une élévation de la production de gaz au détriment de celle de charbon et de condensables.

L'analyse de tous les produits de pyrolyse montre que le rendement énergétique est croissant en fonction de la température et atteint 81,5% à 900°C.

Le choix des conditions optimales pour le procédé de valorisation des déchets de la ville d'Abomey-Calavi par pyrolyse pourra s'appuyer sur ces données expérimentales mais ne peut être fait qu'à partir de celles-ci. Il faudra tout d'abord réaliser une étude technico-économique

qui permettra d'identifier le scénario optimal. En effet, il existe plusieurs scénarios envisageables. Soit l'objectif est de produire le maximum possible de charbon, il faudra alors choisir les conditions qui permettront de maximiser la production de charbon tout en assurant une production de gaz suffisante pour auto alimenter le procédé en énergie, c'est alors vers les basses températures qu'il faudra orienter le procédé. Soit l'objectif est de produire un maximum de gaz pour vendre à meilleur prix l'électricité qui pourrait être produite par cogénération, un client chaleur devant être nécessairement impliqué pour éviter la chute du rendement global, auquel cas, c'est vers les hautes températures qu'il faudra orienter le procédé en gardant en tête les problèmes relatifs aux pertes thermiques et au choix des matériaux adaptés (matériaux réfractaires).

L'optimisation de la position du curseur entre basse et haute température n'est donc pas une chose facile et demande une pré étude sérieuse des débouchés et tarifs des différents produits tels que le charbon, la chaleur et l'électricité dans la ville d'Abomey-Calavi et ses environs, ainsi que des coûts d'investissement et de fonctionnement d'une installation industrielle de ce type, cette étude technico-économique ne faisant pas partie des objectifs de ce travail de thèse.

3 Etude de la gazéification

Les essais menés dans cette partie ont été effectués sur un lit fluidisé dense pour apporter des éléments relatifs à la voie de la gazéification à l'air.

3.1 Le réacteur à lit fluidisé dense

Le lit fluidisé utilisé est conçu pour être alimenté avec un débit de biomasse maximum de 300 g.h⁻¹. La voie de la gazéification à l'air ayant été privilégiée, l'agent fluidisant utilisé est de l'air.

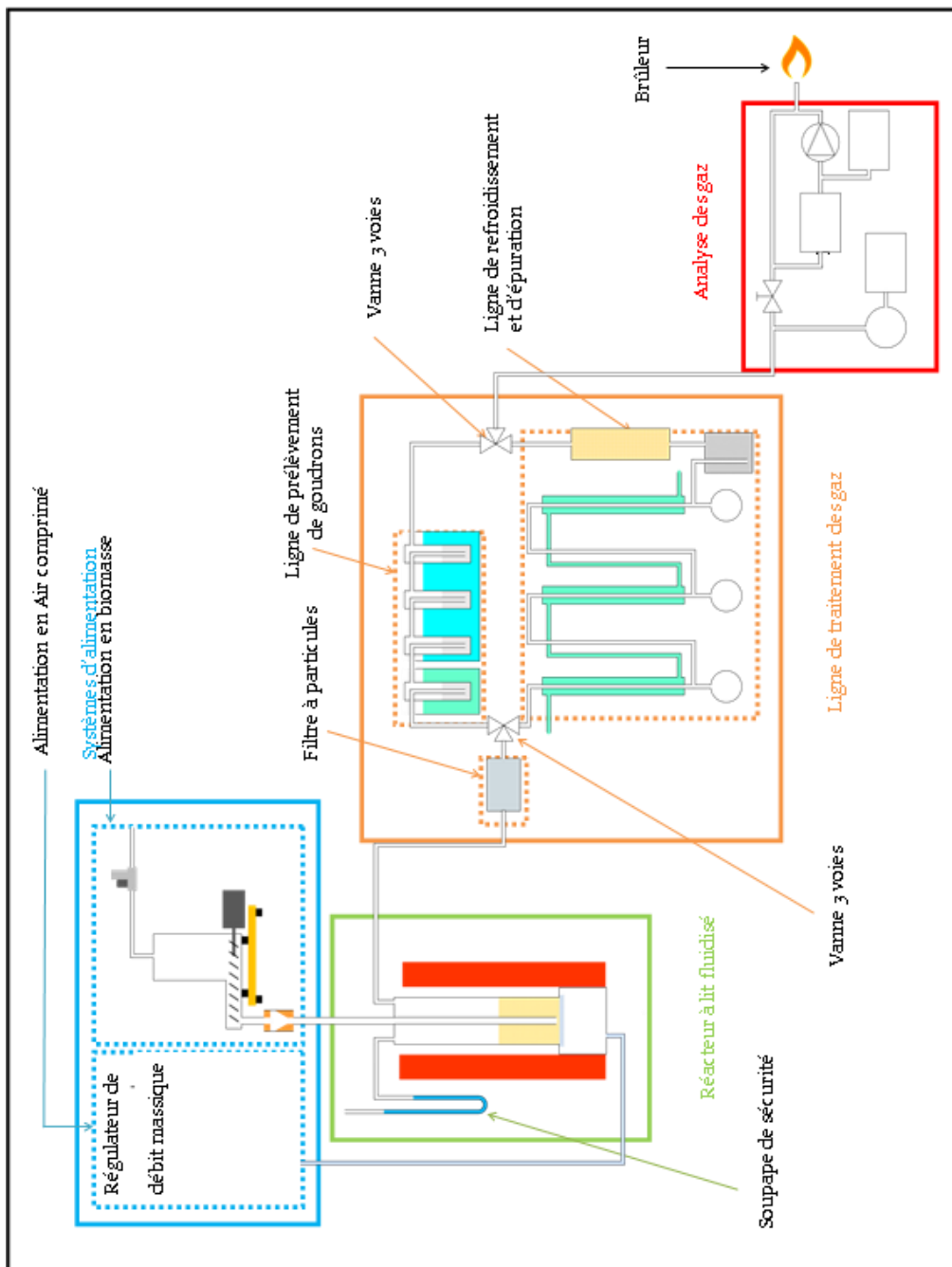


Figure 56 : schéma du banc d'essai pour la gazéification en lit fluidisé

Le banc d'essai se décompose en 4 parties représentées sur la Figure 56 et la Photo 13: l'alimentation en biomasse et en air (bleu), le réacteur (vert), le traitement des gaz (orange) et l'analyse des gaz (rouge).

L'alimentation en biomasse est réalisée à l'aide d'une vis sans fin alimentée par un silo vertical. Les échantillons de biomasse (sous forme de granulés) sont ensuite envoyés au fond du lit à l'aide de la canne d'alimentation qui plonge dans le lit jusqu'à 1 cm de la grille (voir schéma en annexe 6)

L'ensemble silo + vis est balayé en permanence avec un débit d'azote connu de sorte à inerte le silo et empêcher toute remontée de gaz.

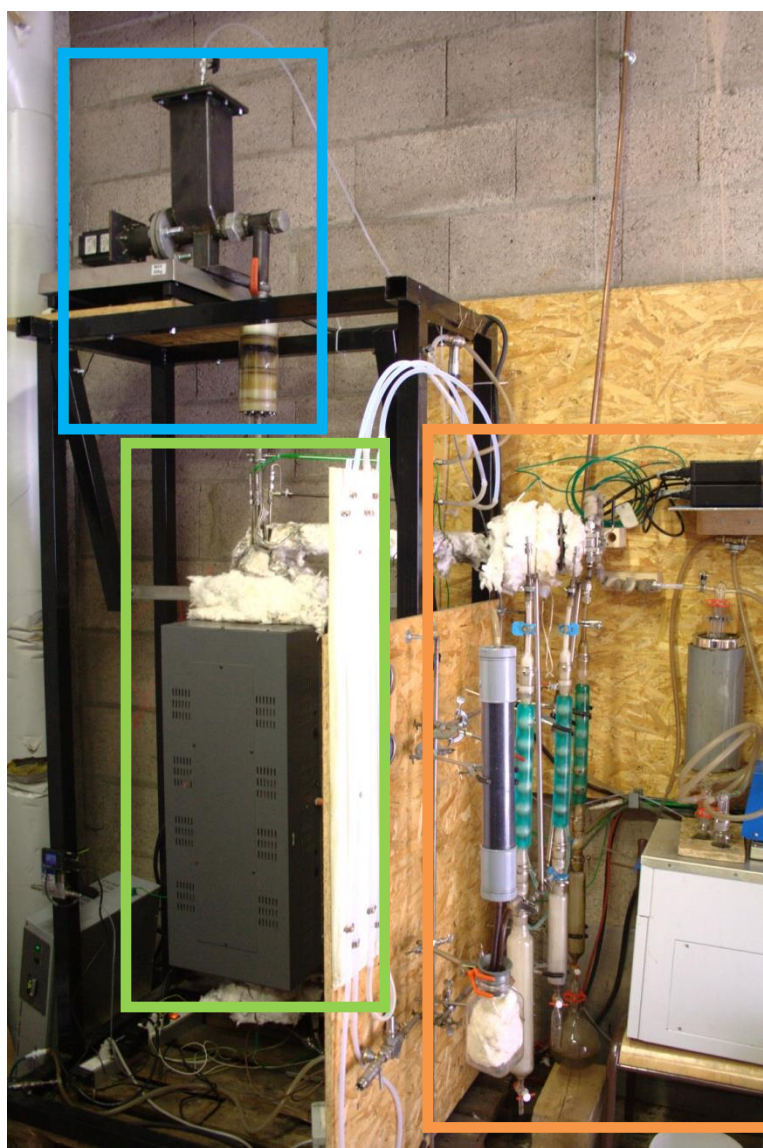


Photo 13 : installation de gazéification du laboratoire

Le Tableau 36 suivant donne le récapitulatif des mesures nécessaires à l'étude et les moyens disponibles pour y parvenir

Tableau 36 : Méthodes de mesures et incertitudes en gazéification

	Type de mesure	Unité	Analyseur	Game de variation
Mesure en entrée	Silo + Echantillon	g	Balance à 1 g	0-60000
	Composition élémentaire de l'échantillon	% massique	Laboratoire extérieur	0-100
	Humidité échantillon	% sur brut	par pesée	0-10
	PCI de l'échantillon	kJ.kg^{-1}	Bombe calorimétrique	15000-30000
	Débit de N_2	NL.min^{-1}	Débitmètre massique thermique	1-5
	Débit d'air	NL.min^{-1}	Débitmètre massique thermique	1-5
	Température de consigne	$^{\circ}\text{C}$	Thermocouple du four	250-1000
	Température des gaz ou du lit	$^{\circ}\text{C}$	Thermocouple de type K	20-1000
	Mesure en sortie	Masse résiduelle	g	Balance à 0,0001 g
Composition élémentaire du résidu		% massique	Laboratoire extérieur	0-100
Lit et charbon		g	Balance à 0,1g	0-4000
PCI du Résidu		kJ.kg^{-1}	Bombe calorimétrique	15000-30000
N_2		% volumique	Catharomètre	35-100
H_2		% volumique	Catharomètre	0-50
CO		% volumique	Catharomètre/IRTF	
CO_2		% volumique	Catharomètre/IRTF	
CH_4		% volumique	Catharomètre/IRTF	
C_2H_4		% volumique	Catharomètre/IRTF	
C_2H_6		% volumique	Catharomètre/IRTF	
Masse de condensable		g	Balance à 0,1g	0-4000
Consommation électrique		Wattheure	Compteur d'énergie et logiciel	

3.1.1 Détermination des paramètres de fluidisation

La gazéification est un procédé complexe, étant définie à la base comme la transformation de combustible en gaz et considérée dans le cas présent comme une combinaison des réactions de pyrolyse et de combustion partielle des charbons issus de la pyrolyse. Pour optimiser les conditions de gazéification, il convient de respecter certains paramètres comme le rapport entre la vitesse de fluidisation et la vitesse minimum de fluidisation (U/U_{mf} fixé à 5) et le facteur d'air (f fixé à 0,4). Les conditions expérimentales ont été déterminées afin de respecter ces contraintes. La méthodologie utilisée est décrite en annexe 5.

3.1.2 Système d'échantillonnage des gaz

Le traitement des gaz se fait en deux étapes successives : la première étape permet de séparer les particules solides du gaz produit et la seconde de récupérer tous les condensables (eau et goudrons). La séparation est effectuée par le filtre à particules (rectangle rouge de la Photo 14). La seconde étape est réalisée de deux manières différentes : une ligne est prévue pour le fonctionnement continu (en bleu) et une ligne spécifique permet le prélèvement ponctuel des goudrons produits pour les analyser à posteriori (en vert).

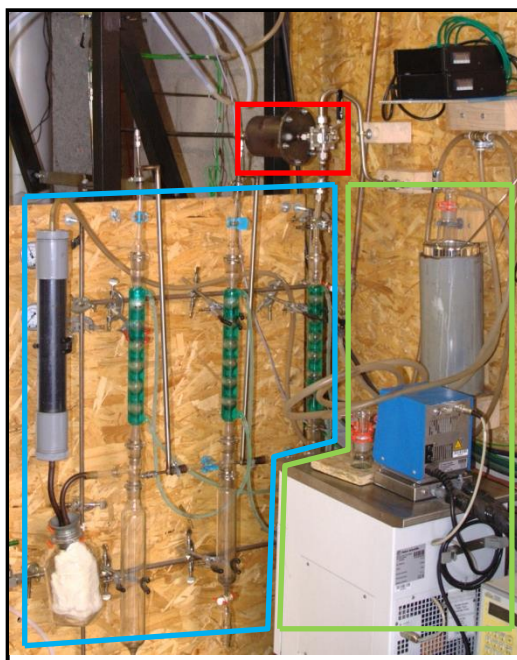


Photo 14 : système de traitement des gaz

Les gaz sont analysés par trois appareils en aval du dispositif d'épuration (Figure 57), chaque appareil ayant son utilité. Afin de réaliser un suivi en continu de la production de gaz (vérification de la stabilité de la production par exemple), l'appareil idéal, de par son temps d'analyse très court, est le spectromètre IRTF. Néanmoins, n'analysant pas toutes les molécules, celui-ci a été complété par le μ GC-TCD qui analyse ponctuellement la composition en termes de gaz majoritaires avec un temps d'échantillonnage de l'ordre de 2 minutes. Afin de s'assurer de ne pas perdre d'information du fait d'une mesure en semi continu et non en continu, un dernier système d'échantillonnage a été connecté au réacteur. Celui-ci permet de collecter les gaz dans un sac et d'en analyser le contenu toutes les 12 minutes (temps nécessaire à l'analyse et à la réinitialisation du chromatographe (GC-TCD)).

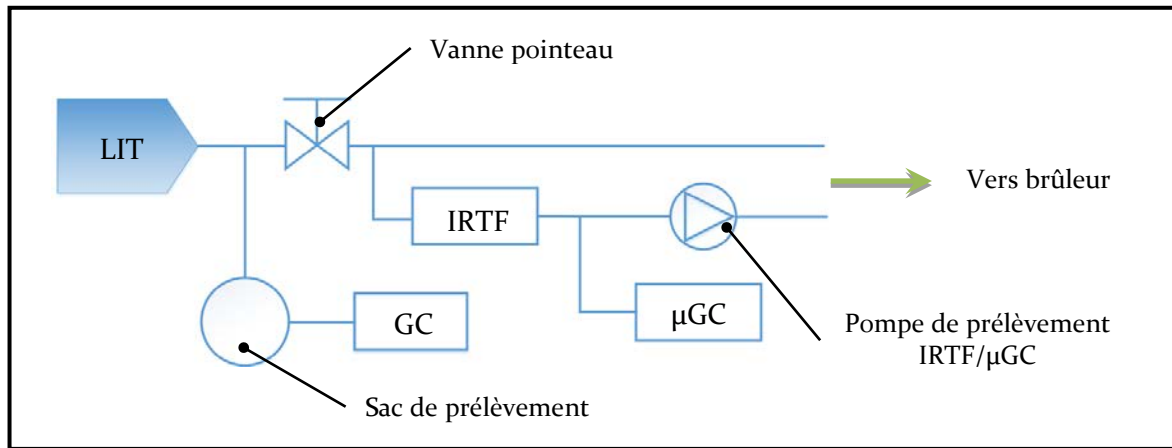


Figure 57 : ligne de prélèvement et d'analyse des gaz

Les essais se sont déroulés sur deux heures avec 1 h 30 min de fonctionnement continu et 3 fois dix minutes de fonctionnement en mode piégeage pour la caractérisation des teneurs en goudrons et eau à différents moments de la réaction.

3.1.3 Méthode de quantification

3.1.3.1 Quantification des gaz

Pour la quantification des gaz générés détectés lors de la réaction de gazéification, la somme des différents gaz détectés est très peu différente de 100%. Pour les calculs, cette somme a donc été normalisée à 100%. La détermination du débit de production totale (azote déduit) se calcule alors de la manière suivante :

$$Q_{Total}(NL. min^{-1}) = Q_{N_2}(100 - \%N_2)/\%N_2 \quad \text{Équation 51}$$

Le débit de production de chaque gaz se calcule alors de la manière suivante :

$$Q_X = (Q_{Total} + Q_{N_2}) \times \%X \quad \text{Équation 52}$$

Q_{N_2} est le débit d'azote total : azote apporté par l'air et celui injecté par le système d'alimentation

$$Q_{N_2} = 0,79Q_{air} + Q_{N_{2alimentation}} \quad \text{Équation 53}$$

3.1.3.2 Quantification des condensables

La mesure de la masse de condensables (eau + goudrons) est réalisée via 2 voies complémentaires. En mode de fonctionnement continu, les espèces condensables sont piégées, leur masse peut alors être mesurée à la fin de l'essai par pesée différentielle des éléments du système de condensation avant et après l'essai. Il faut tenir compte du fait que seulement 75 % de la durée de l'essai (1h30 sur 2 heures) s'est déroulée en mode de fonctionnement normal. Afin d'obtenir une estimation précise de la masse de condensables générées au cours de l'essai, il faut donc diviser la masse obtenue par 0,75.

Ces grandeurs peuvent aussi être obtenues de façon moins directe par la mesure de la teneur en eau et en goudrons dans les condensats obtenus en mode piégeage. Cette seconde méthode permet au-delà de ça de déterminer la teneur en eau et en goudrons dans les gaz produits ainsi que d'identifier la composition des goudrons.

3.1.3.2.1 Quantification des goudrons

La caractérisation et la quantification des goudrons produits a été réalisée par GC-FID. La méthode de calcul permettant de passer de la teneur en goudrons dans les condensats à celle dans les gaz produits est la même que celle décrite dans le paragraphe 2.3.2.2.1.

3.1.3.2.2 Détermination de la teneur en eau

Bien que l'eau soit un composé détecté par le spectromètre IRTF, sa quantification est difficile avec ce type d'analyseur. La mesure de la quantité d'eau produite est déduite du pourcentage molaire d'eau dans les condensats récoltés. Celui-ci ayant été déterminé par la méthode Karl-Fischer décrite dans le paragraphe 2.2.5 du chapitre 2.

3.1.4 Bilans matière et énergétique

3.1.4.1 Bilan matière

La réalisation de bilan matière dans le cas de la gazéification a pour objectif de vérifier la qualité des essais et des mesures réalisées en comparant la somme des entrées (quantités d'Azote, d'air, de combustible et de lit) et la somme des produits de gazéification (Gaz, condensables, résidus solides), ces deux grandeurs doivent être identiques (principe de la conservation de la matière).

La quantité totale des entrées comporte les grandeurs suivantes, les trois premières étant déterminées par l'expression débit*durée de réaction, et les dernières par prise de masse :

- La masse totale de combustible débitée pendant les deux heures de réaction;
- La masse d'agent fluidisant (air) entrée;
- La quantité d'azote supplémentaire admise pour inhiber le système et éviter les remontées de gaz;
- La masse de lit (olivine) utilisée dans le réacteur,
- La masse à vide des filtres à particules, à sciures et les ballons de condensats.

Quant à la quantité totale des sorties, elle comporte :

- La quantité totale de résidus solides à partir de la prise en masse du lit, des filtres à particules et à sciures à la fin de la réaction;

- La quantité totale des condensables à partir de la prise en masse des ballons de condensat et de la quantification des goudrons et de la teneur en eau détaillée dans le paragraphe précédent;
- La quantité totale de tous les gaz à partir des résultats obtenus par les analyseurs de gaz (GC-TCD, μ GC et IRTF).

3.1.4.2 Bilan énergie

Comme pour la pyrolyse, les taux de conversion énergétique et le rendement global du procédé ont été estimés. Le taux de conversion énergétique est calculé en faisant le rapport de l'énergie contenue dans le flux de gaz produit comparé au débit d'énergie entrant dans le procédé ($PCI_{\text{combustible}} * \text{débit de combustible}$).

Tout comme pour la pyrolyse, il convient de tenir compte de l'énergie nécessaire à l'alimentation du procédé pour calculer le rendement. Le cas de la gazéification à l'air est différent de celui de la pyrolyse dans la mesure où la combustion partielle des charbons est exothermique. Sur le réacteur utilisé, cette production d'énergie n'est pas nécessaire pour autoalimenter le procédé en énergie, c'est pourquoi un four électrique a été utilisé pour compléter les besoins énergétiques. En réalité et à l'échelle industrielle, cette production énergétique est suffisante pour autoalimenter le procédé. Le choix du facteur d'air de 0,4 pour les conditions expérimentales a d'ailleurs été fixé en ce sens. Pour une valeur inférieure, la combustion ne produirait pas assez d'énergie et pour une valeur supérieure, elle en produirait trop.

C'est pourquoi dans le cas de la gazéification à l'air, le rendement du procédé peut être considéré comme équivalent au taux de conversion énergétique.

3.2 Résultats sur l'étude de la gazéification

La plupart des travaux de gazéification en lit fluidisé ont été effectués à des températures supérieures à 700°C (Michel, Rapagnà et al.; Rapagnà, Jand et al. 1998; Rapagnà, Jand et al. 2000; Lv, Xiong et al. 2004; Campoy, Gàmez-Barea et al. 2009; Michel 2009; Michel, Rapagnà et al. 2011; Debal 2014). En effet, plus la température de gazéification est élevée, plus la conversion des goudrons est élevée, les goudrons étant des espèces indésirables lors de l'utilisation du gaz, notamment en moteur gaz pour la cogénération. Les essais en gazéification de la présente étude ont été effectués à une température de consigne égale à 800°C pour pouvoir réaliser des comparaisons avec les études préalables sur le sujet, notamment sur la gazéification du bois. Certains résultats seront comparés à ceux de Debal (Debal 2014) qui a utilisé le même réacteur et dont les travaux ont porté sur le MXG.

Les résultats présentés ici sont des moyennes obtenues sur 3 essais par condition, la reproductibilité des résultats étant très satisfaisante.

3.2.1 Suivi qualitatif d'un essai de gazéification

Les différents essais montrent que la composition du gaz évolue pendant l'essai : les flux de H₂ et CO augmentent sensiblement alors que les autres ne varient pas (CO₂, CH₄ et C₂H_x en particulier). Ce phénomène peut être interprété comme étant dû à l'accumulation de charbon dans le lit, comme l'avait déjà conclu Debal (Debal 2014) dans ses travaux. En effet, la cinétique de gazéification du charbon est bien plus lente que celle de pyrolyse de la biomasse d'un facteur 10³ à 10⁵ (Senneca 2007; Dupont, Chen et al. 2009). Les résultats de la présente étude de gazéification à l'air confirment ce phénomène rapporté par ces différents auteurs. Ainsi, lorsqu'un granulé tombe dans le lit, il est rapidement pyrolysé sous l'effet de la chaleur (10 s à 20 s) (Graham, Bergougnou et al. 1984), il libère dans le même temps ses gaz et se transforme en charbon. Cette première phase produit un gaz de synthèse issu de la pyrolyse constitué de CO₂, H₂, CO, CH₄, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆. La période transitoire du début de l'essai, notée A sur la Figure 58, correspond à la période pendant laquelle la quantité de granulés en phase de pyrolyse augmente dans le réacteur. Au-delà de 20 min, le débit de granulés injectés correspond au débit de granulés pyrolysés.

Dans une seconde phase, une stabilisation de la production de certains gaz (CO₂, CH₄, C₂H₄) en parallèle d'une augmentation de la production de CO et de H₂ sont observées. Les hypothèses suivantes permettent d'expliquer ce phénomène. Le charbon produit lors de la pyrolyse est consommé en parallèle en suivant deux mécanismes majoritaires. D'une part, par combustion ($Charbon + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$ l'oxygène étant issu de l'air injecté dans le lit), cette réaction a une cinétique plus lente que celle de la pyrolyse mais reste relativement rapide, néanmoins, la quantité d'oxygène apportée est limitée (facteur d'air de 0,4) et l'ensemble du charbon ne peut donc pas être oxydé. D'autre part, par vapo-gazéification ($(C) + H_2O \rightarrow CO + H_2$, la vapeur d'eau provenant du séchage de la biomasse entrante ainsi que de la phase de pyrolyse), la cinétique de cette réaction est cette fois bien plus lente que celle de la pyrolyse. Le débit de charbon gazéifié dépend, outre de la température, de la masse de charbon dans le lit. C'est pourquoi, plus la masse de charbon accumulée dans le lit est importante, plus le débit de charbon gazéifié l'est. Il en résulte que le temps pour atteindre le régime stationnaire sur ce réacteur n'est pas négligeable. Il dépasse d'ailleurs le temps de l'essai dans nos conditions ce qui explique la production croissante de gaz au cours de l'essai. L'ensemble de ces hypothèses est discuté et vérifié dans la partie modélisation de la gazéification (section 3.3).

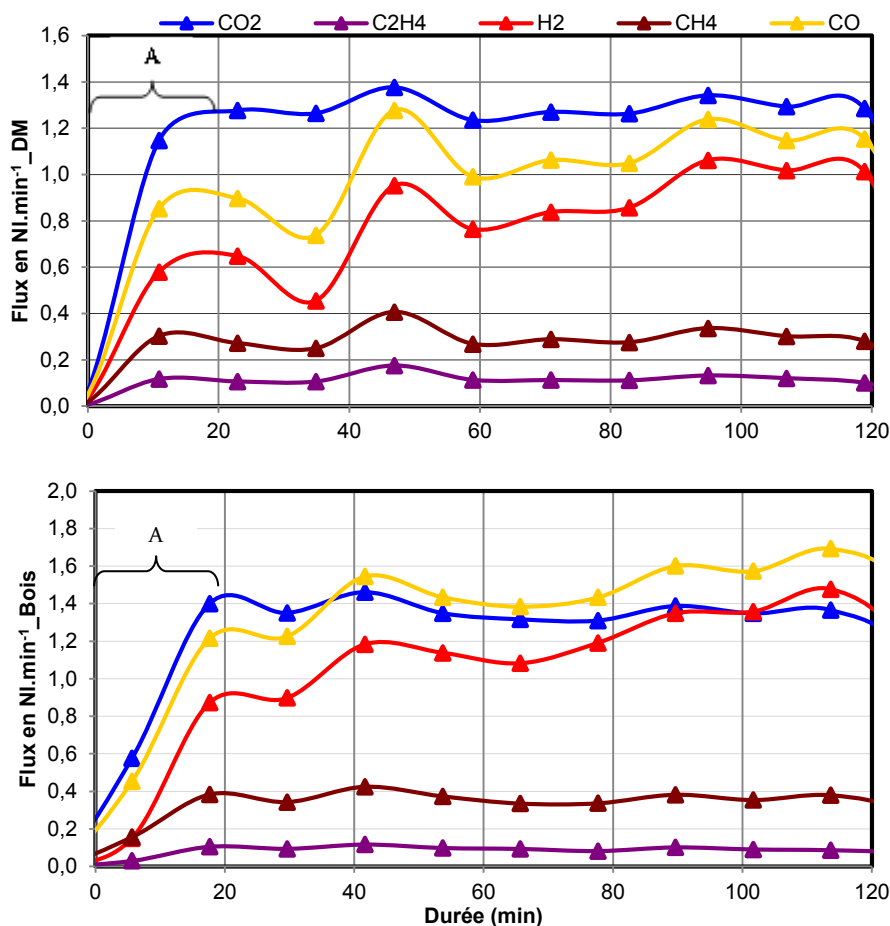


Figure 58 : Evolution du flux des gaz mesurés pour chacun des combustibles

3.2.2 Bilan matière

La Figure 59 présente les résultats des teneurs massiques des produits après la réaction de gazéification. Les bilans matière sont bouclés à presque 100% pour toutes les campagnes de mesures, ce qui témoigne de la qualité et de la représentativité des résultats. Ces résultats sont assez proches (voir Figure 59) bien que la teneur moyenne en condensables dans le DM soit légèrement supérieure à celle du bois. Ceci peut s'expliquer par la présence du carton et du plastique dans le DM dont les teneurs en condensables sont supérieures à celle du bois (voir Figure 42 et Figure 43) et éventuellement l'effet de synergie entre le plastique et les matières cellulosiques qui ne serait pas négligeable en présence de l'oxygène.

Le Tableau 37 présente la répartition massique des produits par rapport à la masse de combustible sèche utilisée. Il convient tout d'abord de préciser un point relatif au bilan matière et notamment au rendement en charbon. Comme il l'a été décrit dans le paragraphe précédent, le régime stationnaire n'a jamais été atteint lors de nos essais, la masse de charbon résiduelle dans le lit à la fin de l'essai étant une variable du temps. Pour des essais bien plus longs, il s'avère que la masse de charbon dans le lit atteint une valeur constante indépendante du temps.

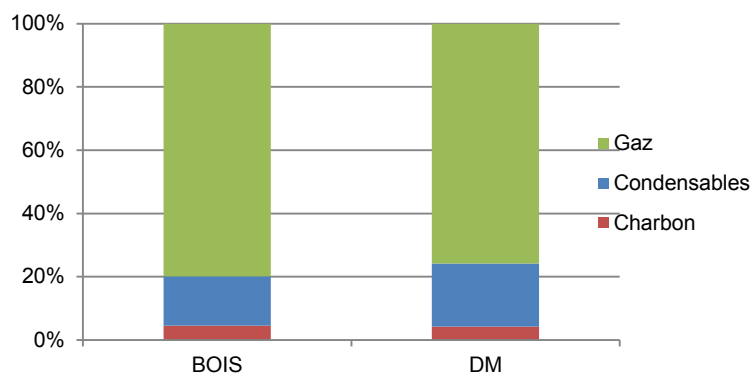


Figure 59 : Bilan massique du bois et du DM

Ainsi, le rendement en charbon de la gazéification n'a pas de sens à proprement parlé puisqu'en condition stationnaire, tout le charbon produit par la pyrolyse est dégradé soit par combustion, soit par vapogazéification. Ainsi, si on fait tendre le temps de l'essai à l'infini, le rendement en solide doit être de 0% (masse finie de charbon dans le lit /masse infinie de combustible injecté dans le réacteur). Cette grandeur ne sera donc pas discutée dans cette partie, elle le sera par contre dans la partie confrontation des résultats du modèle et de l'expérience (paragraphe 3.3.4)

Le rendement en goudrons déterminé par la pesée est de 6,20 % pour les granulés de bois, ce qui est inférieur aux 8,4 % trouvés par Debal et similaire aux 6% observés par Herguido et al pour une gazéification dans du sable n'ayant aucun effet catalytique sur la réduction de goudrons contrairement à l'olivine (Herguido, Corella et al. 1992; Debal 2014). Ces écarts de rendement en goudrons peuvent s'expliquer par les différents agents fluidisant, les caloporteurs et les méthodes de mesures utilisés.

Tableau 37 : Rendements des produits obtenus sur masse sèche de combustible

Combustible	Combustible	Caloporteur	Agent fluidisant	Charbon (%)	Goudrons (%)	Gaz (%)	Total (%)
BOIS	Bois	Olivine	Air	5,02	6,20	88,77	99,7
DM	DM	Olivine	Air	4,69	11,02	84,29	101,2
(Debal 2014)	MXG	Olivine	H ₂ O	12,3	8,4	80,2	105,2
(Herguido, Corella et al. 1992)	MXG	Sable	H ₂ O	25	6	55	86

Les rendements massiques en gaz sont mesurés sur la totalité des essais à 89% pour le bois et 84% pour le DM. Ils sont supérieurs aux 82% et aux 55 % mesurés par Debal et Herguido et al (Herguido, Corella et al. 1992; Debal 2014) respectivement. Ces différences sont dues principalement à la composition du gaz plus riche en H₂ (conditionné par l'agent fluidisant) qu'ils obtiennent, la masse volumique de celui-ci étant plus faible d'où un rendement moins élevé.

3.2.3 Analyse des gaz non condensables

3.2.3.1 Composition des gaz produits

La Figure 60 présente les résultats de la composition des gaz déterminée par les dispositifs d'analyse, pour la gazéification du bois et du DM. Ces résultats sont aussi très voisins en termes de composition. Les gaz majoritaires sont le CO, le CO₂ et le H₂, ce qui s'explique par la présence importante d'oxygène au sein des combustibles et par la nature de l'agent fluidisant utilisé qu'est l'air. Ces résultats sont en accord avec ceux rapportés par (Pinto, Franco et al. 2003) sur des échantillons de mélange de biomasse, de charbon et de PE avec un mélange air-vapeur d'eau comme agent fluidisant. Les auteurs précisent que la présence du plastique dans le mélange déchet diminue la quantité de CO.

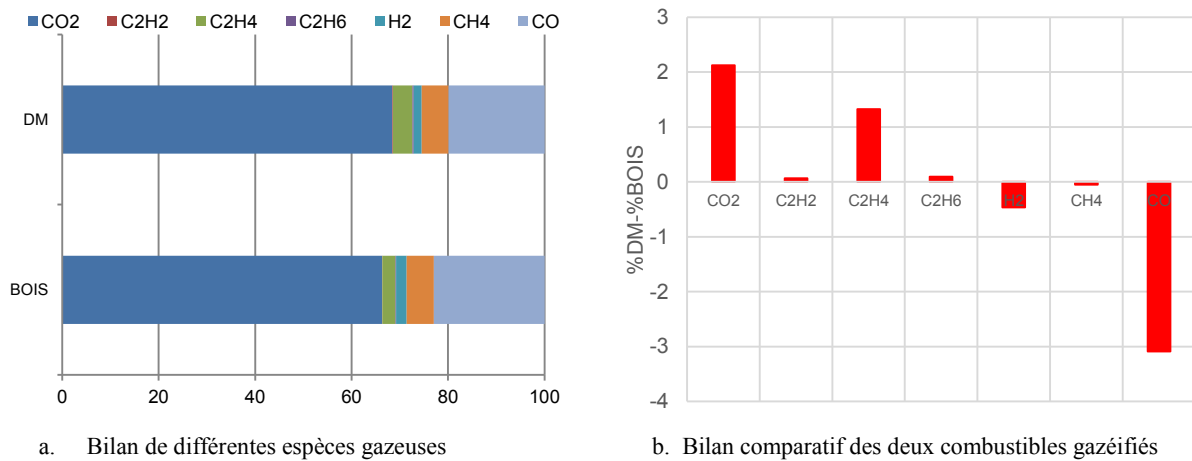


Figure 60 : Composition des mélanges gazeux obtenus (%massique) lors de la réaction de gazéification

La Figure 61 montre d'une part la répartition des espèces majoritaires et minoritaires en fonction de la durée de la réaction. Le CO et le CO₂ sont présents en quantité plus importante que le H₂ dans les deux cas. Ce qui s'explique d'une part, par la dominance des réactions de vapo-gazéification et de water-gaz Shift et d'autre part, par la réaction de combustion du charbon en présence d'air qui s'effectue simultanément aux deux précédentes.

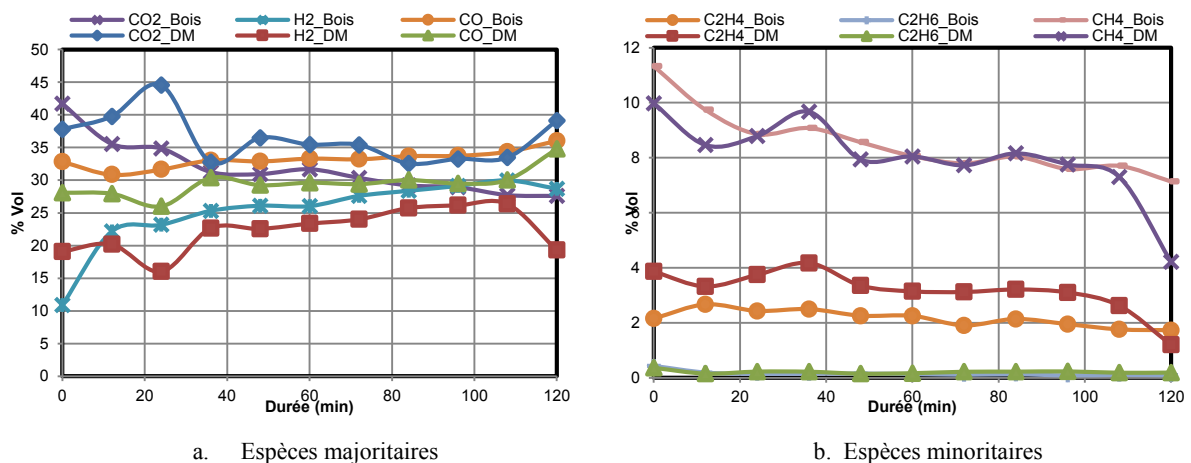


Figure 61 : Variation de la composition des gaz en fonction de la durée de la réaction

La production du méthane (CH₄) reste équivalente dans les deux cas, par contre le DM produit plus de C₂H_x que le bois en raison de la présence du plastique. Les concentrations de ces espèces minoritaires (CH₄, C₂H₂, C₂H₄ et C₂H₆) sont assez proches de celles rapportées par (Debal 2014, Turn, Kinoshita et al. 1998, Michel, Rapagnà et al. 2011) bien que les agents fluidisant utilisés par ces auteurs soient différents. Ce qui est normal puisque la formation de ces espèces est essentiellement liée à la réaction de pyrolyse et de façon très minoritaire aux équations exothermiques $nC + \frac{m}{2}H_2 \rightarrow C_nH_m$ et $nCO + (n + m/2)H_2 \rightarrow C_nH_m + nH_2O$. Le Tableau 38 présente la répartition des proportions mesurées des espèces gazeuses en comparaison avec certains résultats des travaux rapportés dans la littérature.

Tableau 38 : Répartition des concentrations mesurées avec le N₂ en (%vol)

	Combustible	Fluidisant	N ₂	CO ₂	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	H ₂	CH ₄	CO	Total
Présente étude	Bois	Air	57,4	14,5	0,0	0,9	0,0	10,0	3,3	13,6	100,0
			4	5	2	1	6	5	9	7	
(Pan, Velo et al. 2000)	DM	Air	61,2	14,6	0,0	1,2	0,0	8,21	3,0	11,1	99,65
			4	1	4	7	8	8	3		
(Pan, Velo et al. 2000)	Copeaux de pin	Air/	54,7	6,75	0,6	-	-	10,4	2,6	24,1	100
		Vapeur	7		9			7	1	0	
(Aznar, Caballero et al. 2006)	Biomasse + PE	Air	58	14		2		12	3	11	100
(Narváez, Orão et al. 1996)	Sciures de pin	Air	58,3	15		1,6		9,5	2,7	13	100,1

Le Tableau 38 montre que les résultats de la présente étude sont en accord avec ceux rapportés dans la littérature qui ont été effectués pour différentes biomasses et avec le même agent fluidisant. Toutefois, on peut noter quelques divergences avec les travaux de (Pan, Velo et al. 2000). Ces auteurs ont travaillé avec un mélange Air/vapeur d'eau, ce qui semble affecter les quantités de CO et de CO₂ dont la somme reste néanmoins en cohérence avec les autres travaux.

3.2.3.2 Flux de gaz produit

Le flux de gaz produit par les réactions de gazéification est calculé à partir de la composition moyenne. Dans les conditions d'essais, on mesure des flux totaux de 0,78 Nm³.kg_{daf}⁻¹ pour le bois et 0,70 Nm³.kg_{daf}⁻¹ pour le DM. Cette différence peut s'expliquer par la teneur en cendres du DM supérieure à celle du bois. La Figure 62 montre la répartition des flux de chaque espèce gazeuse détectée. Ces résultats sont en assez bonne cohérence avec ceux obtenus par (Debal 2014) qui rapporte des flux de gaz de 0,78 Nm³.kg_{daf}⁻¹ à 700°C et 1,16 Nm³.kg_{daf}⁻¹ à 800°C, il observe également que le flux de gaz augmente fortement avec la température. Les valeurs rapportées dans le présent travail sont plus faibles que celles rapportées par (Rapagnà, Jand et al. 2000) qui indiquent 1,25 Nm³.kg_{daf}⁻¹, mais sont assez proches des 0,85 Nm³.kg_{daf}⁻¹

obtenus par (Herguido, Corella et al. 1992) qui pyrolysent des plaquettes de bois à 700°C en présence du sable. (Rapagnà, Jand et al. 2000) utilisent des particules dont la taille est bien plus petite, ce qui a pour conséquence une vitesse de montée en température plus élevée sans accumulation de résidu de charbon. De ce fait, la production de gaz est plus importante. Par contre, (Herguido, Corella et al. 1992) observent un flux proche puisque les plaquettes gazéifiées sont de granulométrie proche de celle des granulés utilisés pour cette étude. De plus, leurs résultats montrent un rendement supérieur à $1 \text{ Nm}^3 \cdot \text{kg}_{\text{daf}}^{-1}$ dans les mêmes conditions que (Debal 2014) en gazéifiant de la sciure dont la taille s'apparente à celle des coquilles d'amandes utilisées par (Rapagnà, Jand et al. 2000). A 800°C, (Michel, Rapagnà et al. 2011) mesurent une production de $1,0 \text{ Nm}^3 \cdot \text{kg}_{\text{daf}}^{-1}$ et (Turn, Kinoshita et al. 1998) une production de $1,13 \text{ Nm}^3 \cdot \text{kg}_{\text{daf}}^{-1}$. La comparaison de ces résultats montre que la réaction de gazéification à l'air semble produire moins de gaz qu'avec la vapeur d'eau.

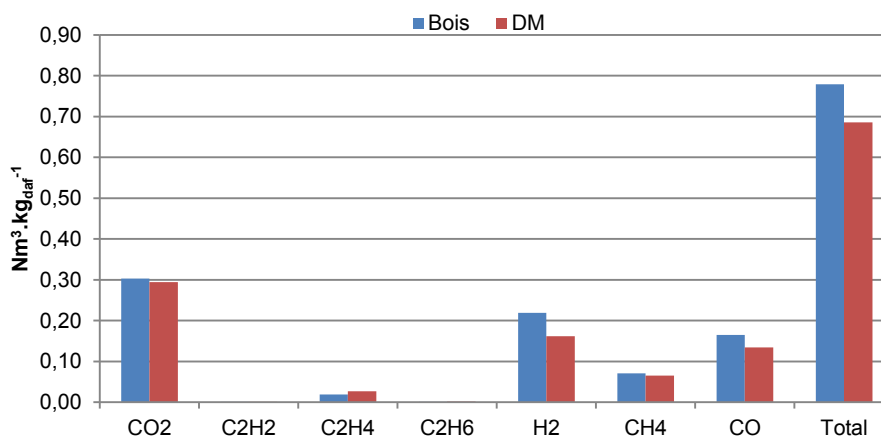


Figure 62 : composition du flux moyen de gaz produit à 800°C pour 1kg de combustible sec sans cendres

Les taux de conversion en carbone calculés pour les combustibles sont, pour les granulés de bois 84% et 80% pour le DM. Ces valeurs sont en accord avec celles rapportées dans la littérature 85,9% pour (Lv, Xiong et al. 2004) et 83,4% pour (Pan, Velo et al. 2000).

La comparaison des résultats obtenus pour ces deux combustibles montre que le flux de gaz et le taux de conversion obtenus pour les granulés DM sont inférieurs aux valeurs obtenues avec les granulés de bois. En effet, le charbon de bois à cette température est meilleur combustible que le charbon de DM (voir Tableau 35)

Le Tableau 39 et la Figure 63 regroupent les PCI des mélanges gazeux et les Energies récupérables pour un kg de combustible sec sans cendres.

Ces résultats sont supérieurs à ceux trouvés par (Narvæz, Orào et al. 1996) qui rapportent une énergie de $6,3 \text{ MJ} \cdot \text{Nm}^{-3}$ pour la gazéification à l'air des sciures de pin et (Aznar, Caballero et

al. 2006) qui rapportent 5 MJ.Nm^{-3} pour la gazéification à l'air de mélange de 60% de charbon, 20% de sciures de pin et 20% de plastique.

Tableau 39 : PCI (MJ.Nm^{-3} de gaz) et Energie récupérable ($\text{MJ.kg}_{\text{daf}}^{-1}$ de combustible) des mélanges gazeux obtenus

		CO_2	C_2H_2	C_2H_4	C_2H_6	H_2	CH_4	CO	Total
Bois	PCI (MJ.Nm^{-3})	0,00	0,03	1,34	0,10	3,01	3,12	4,06	11,66
	Energie ($\text{MJ.kg}_{\text{daf}}^{-1}$)	0,00	0,03	1,22	0,08	2,79	2,81	2,09	9,02
DM	PCI (MJ.Nm^{-3})	0,00	0,06	2,07	0,15	2,70	3,16	3,63	11,76
	Energie ($\text{MJ.kg}_{\text{daf}}^{-1}$)	0,00	0,05	1,71	0,12	2,06	2,61	1,70	8,26

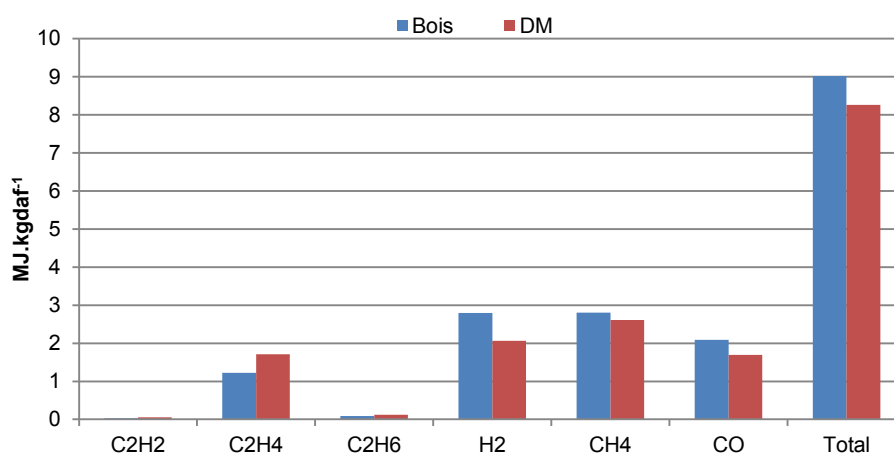


Figure 63 : Energies récupérables pour 1kg de combustible sec sans cendre

Ces différences peuvent s'expliquer par les différences de la granulométrie des combustibles utilisés, de leurs densités et éventuellement leurs PCI initiaux. Les combustibles initiaux possèdent des $\text{PCI}_{\text{humide}}$ de $17\,322 \text{ kJ.kg}^{-1}$ pour le bois et $18\,409 \text{ kJ.kg}^{-1}$ pour le DM. Par suite les taux de conversion (énergie récupérable dans les gaz / $\text{PCI}_{\text{humide}}$) calculés à partir des flux de gaz à la fin de l'essai (120 min) sont de 52% pour le bois et 45 % pour le DM. Il faut cependant noter que ces taux de conversions sont sous-estimés par rapport à celui qui aurait été mesuré si les essais avaient pu être prolongés jusqu'au régime stationnaire. En effet, le débit de biomasse entrant reste constant mais celui de gaz augmente. Le taux de conversion et le rendement global en régime stationnaire seront estimés dans la partie modélisation de la gazéification (paragraphe 3.3.5)

3.2.4 Analyse des résidus solides

Ce travail a été effectué sur les solides (résidus solides obtenus après la gazéification) : l'analyse élémentaire fut réalisée par un laboratoire extérieur et la détermination du PCI à l'aide de la bombe calorimétrique. Les résultats sont récapitulés dans le Tableau 40.

Tableau 40 : Analyse des résidus solides après la réaction de gazéification

Combustibles bruts	C%	H%	O%	N%	PCI (kJ.kg ⁻¹)
Bois	86,7	0,75	11,44	0,54	29187
DM	82,7	0,9	15,28	0,56	28558

Le Tableau 40 montre que les concentrations en carbone et les PCI de ces résidus obtenus après la réaction de gazéification à 800°C sont supérieurs aux valeurs obtenues avec les combustibles pyrolysés (Tableau 35). Le PCI du charbon issu du bois est supérieur à celui issu du DM, ce qui s'explique par la teneur importante en cendres dans le carton et donc plus importante dans le charbon issu du DM que dans celui issu du bois.

3.2.5 Analyse des composés condensables

Lors des travaux de gazéification, les condensables ont été prélevés et analysés. Les analyses de goudrons ont été effectuées par GC-FID et la teneur en eau a été déterminée par la méthode Karl Fisher.

3.2.5.1 Analyse des gaz condensables (goudrons)

La répartition des goudrons issus de la gazéification du bois et du DM est donnée par le Tableau 41 et la Figure 64, le Tableau 41 faisant apparaître pour chaque composé identifié la teneur en g.Nm⁻³, ainsi que la production de goudrons exprimée en g.kg_{sec}⁻¹ et g.kg_{daf}⁻¹. Les composés majoritaires sont le benzène, suivi du toluène et le naphthalène tout comme dans le cas de la pyrolyse.

Tableau 41 : Identification des gaz condensables issus de la réaction de gazéification

Composés	Bois			DM		
	Teneur (g.Nm ⁻³)	Production (g.kg ⁻¹)	Production (g.kg _{DAF} ⁻¹)	Teneur (g.Nm ⁻³)	Production (g.kg ⁻¹)	Production (g.kg _{DAF} ⁻¹)
2_MethylNaphthalène	0,08	0,17	0,19	0,09	0,20	0,23
Phénantrène	0,08	0,16	0,18	0,09	0,19	0,22
Benzène	20,96	43,96	49,39	18,52	41,44	47,09
Toluène	2,91	6,11	6,86	2,70	6,06	6,88
Styrène	0,39	0,82	0,92	0,50	1,12	1,27
Phenol	0,30	0,63	0,71	0,34	0,77	0,88
Indène	0,62	1,31	1,47	0,61	1,36	1,55
M_crésol	0,02	0,04	0,04	0,02	0,05	0,06
Naphthalène	1,01	2,13	2,39	1,02	2,28	2,59
1_MethylNaphthalène	0,10	0,22	0,24	0,12	0,27	0,31
Bi-Phényl	0,04	0,08	0,09	0,05	0,11	0,12
Anthracène	0,07	0,15	0,16	0,08	0,18	0,21
Acenaphtylène	0,14	0,28	0,32	0,17	0,37	0,42
Acénaphtène	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02
Fluorène	0,06	0,12	0,14	0,07	0,17	0,19
Fluoranthène	0,03	0,05	0,06	0,03	0,06	0,07
Pyrène	0,02	0,04	0,05	0,02	0,05	0,06
Total	26,84	56,27	63,22	24,43	54,70	62,16

Ce résultat montre que les goudrons issus de la gazéification sont en fait majoritairement produits lors de la pyrolyse. La production de goudrons au cours des essais de pyrolyse semble être plus faible que celle obtenue au cours de la gazéification (35 g.kg^{-1} pour la pyrolyse du bois contre 56 g.kg^{-1} pour la gazéification du bois). Ce résultat est faussé dans la mesure où l'ensemble des goudrons n'a pu être mesuré au cours des essais de pyrolyse du fait de la teneur importante en goudrons primaires. Au cours des essais de gazéification, le passage dans le lit d'olivine (aux propriétés catalytiques), le temps de séjour important dans la zone chaude, ainsi que les conditions partiellement oxydantes favorisent le craquage des goudrons et leur conversion vers des goudrons secondaires et tertiaires mieux identifiés et quantifiés avec les appareils utilisés dans ce travail de thèse.

Dans les deux cas (Bois et DM), le benzène représente plus de 75% de la production, suivi du toluène 11% et enfin du naphthalène avec environ 4%.

La Figure 64 présente la répartition de la production de chaque composé contenu dans un kg de déchet sec sans cendre pour les deux types de combustible. Ces résultats pour les deux combustibles (bois et DM) se rapprochent non seulement en qualité mais aussi en quantité. La présence de plastique et de carton ne semble pas avoir d'impacts sur la production de ces espèces condensables.

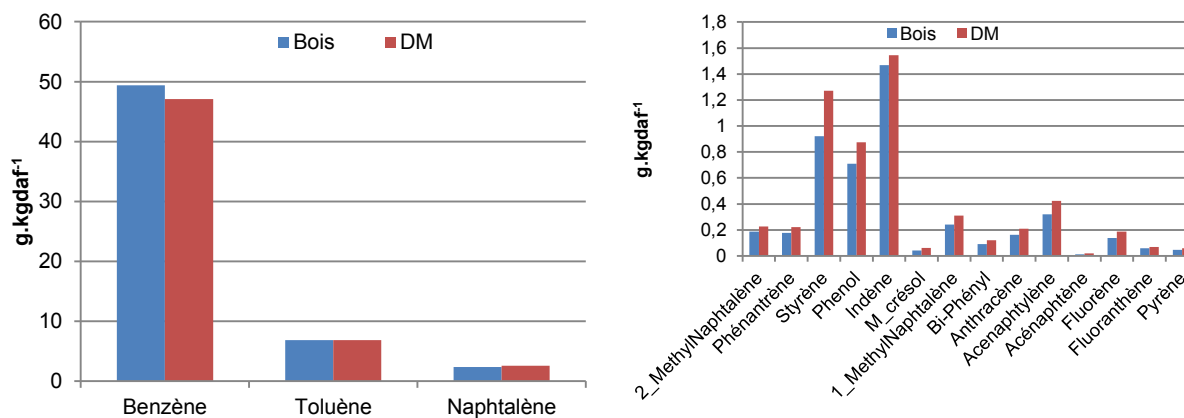


Figure 64 : Production de goudrons pour un kg de déchets sec sans cendres

Une comparaison de ces résultats avec ceux obtenus en pyrolyse montre que la production en benzène a triplé par rapport à la pyrolyse de bois et du DM à 800°C , tandis que la production en toluène, phénol et naphthalène sont restées sensiblement constantes. En conséquence, on déduit qu'une durée plus longue de la pyrolyse et la présence d'une quantité ménagée d' O_2 dans le réacteur favorise la production du benzène et entraîne une meilleure conversion des condensables en produits gazeux. La Figure 65 présente la répartition des éléments identifiés lors de l'analyse des goudrons au cours des travaux de gazéification et montre moins de

composés par rapport à ceux obtenus par la pyrolyse à 800°C (Figure 52). Ce qui confirme le meilleur taux de conversion des goudrons observé en gazéification par rapport à la pyrolyse.

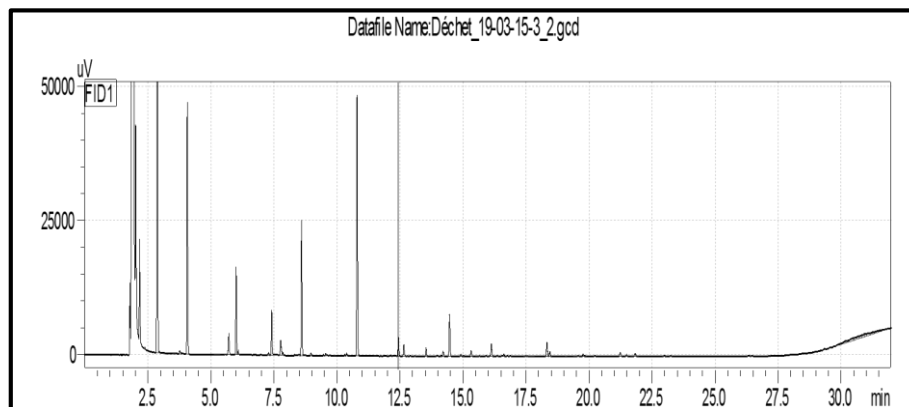


Figure 65 : chromatogramme obtenu pendant l'analyse des goudrons du DM en gazéification

3.2.5.2 Bilan des condensables contenus dans les échantillons

Le Tableau 42 présente le bilan des produits condensables (goudrons et eau) des combustibles (bois et DM) pour les essais de gazéification.

Ces valeurs de teneur en goudrons sont supérieures à celles rapportées par (Narvæz, Orào et al. 1996) et (Aznar, Caballero et al. 2006) ($11,53 \text{ kg.kg}_{\text{daf}}^{-1}$ pour les premiers et $0,8 \text{ g.Nm}^{-3}$ pour les seconds) qui utilisent un co-réacteur catalytique et divers types de caloporteurs qui ont des effets catalytiques différents sur la conversion des goudrons.

Tableau 42 : Bilan des condensables dans les échantillons analysés

	Bois	DM
Débit de gaz Q_{moyen} (NL.min ⁻¹)	8,27	8,20
Durée essai (min)	120	120
Volume total gaz (Nm ³)	0,99	0,98
Teneur moyenne en eau (g.Nm ⁻³)	87,43	97,80
Teneur moyenne en goudrons (g.Nm ⁻³)	26,84	24,43
Masse de goudrons (g)	26,62	24,05
Masse d'eau (g)	86,72	96,17
Masse de condensables (g)	113,33	120,21
Condensables (%)	17,52	18,92

Ces résultats aboutissent à un bilan global des condensables à 17,52 et 18,92% pour le bois et le DM respectivement. La comparaison entre ces valeurs et celles obtenues par pesée différentielle du système de condensation à la fin des essais : 15,58 et 19,92% pour le bois et le DM respectivement (Figure 59) révèle leurs similitudes, ce qui confirme la qualité et la représentativité des résultats obtenus. Les méthodes de mesures des teneurs en goudrons et en eau développées au laboratoire, bien qu'indirectes car elles nécessitent le piégeage des condensables dans des barboteurs et une analyse à posteriori, se révèlent très satisfaisantes.

3.2.6 Energie libérée par la gazéification

La Figure 66 fait apparaître la puissance consommée par le four maintenant le réacteur à la température de consigne. La première partie de la courbe correspond à la phase de stabilisation de la température du réacteur avant injection de la biomasse. Elle peut être considérée comme une ligne de base. Au moment de l'injection de la biomasse, une baisse de la consommation énergétique est observée sur ces courbes, ceci s'expliquant par l'énergie libérée lors de la combustion partielle des échantillons injectés. Il est ainsi possible d'estimer la quantité d'énergie libérée de façon globale lors de la gazéification ce qui est un point important pour le dimensionnement d'un réacteur, notamment concernant le choix des caractéristiques de la paroi isolante.

Cette valeur varie entre 300 et 400 watts en moyenne pour les deux types de combustible et a une tendance à légèrement diminuer avec le temps, ce point étant discuté dans la partie comparaison modèle et expérience (paragraphe 3.3.4.4)

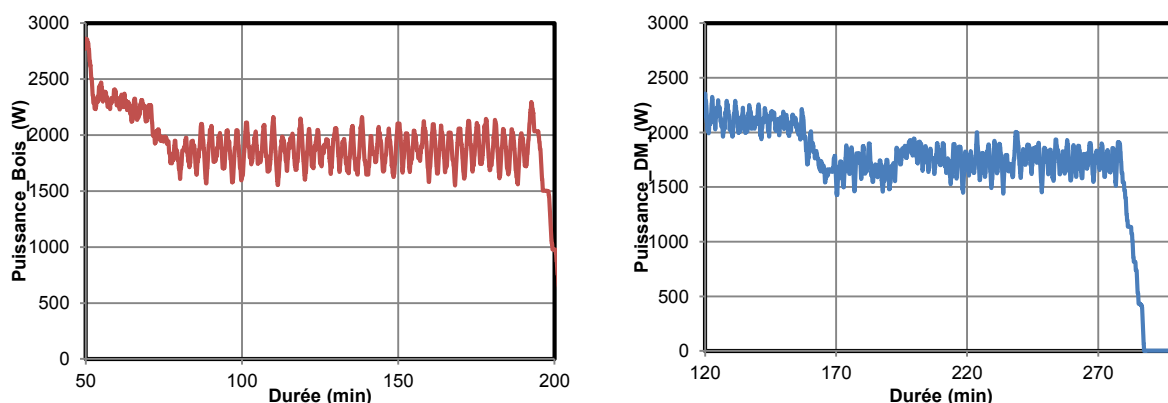


Figure 66 : Energies supplémentaires apportées au réacteur par la gazéification des combustibles

3.3 Modélisation de la cinétique de la réaction de gazéification à l'air

Afin de vérifier les hypothèses faites après observation qualitative des essais de gazéification (paragraphe 3.2.1), un modèle de la réaction de gazéification a été développé. Les résultats théoriques et expérimentaux seront confrontés après la présentation du modèle.

Le modèle développé décrit l'évolution de la masse de solide dans le lit, des flux de gaz et de leur composition en termes de gaz permanents, de teneur en goudrons et en eau, de l'énergie libérée par la réaction et du rendement global de l'installation.

3.3.1 Réactions considérées

Les hypothèses du modèle sont les suivantes :

- La première étape de la réaction est le séchage suivi de la pyrolyse. Celle-ci conduit à la production de charbon, de gaz, d'eau et de goudrons. D'un point de vue énergétique, elle est considérée comme athermique;
- Les charbons produits par la pyrolyse sont ensuite oxydés en partie en consommant l'oxygène injecté avec l'air et en produisant de l'eau et du CO₂. D'un point de vue énergétique, la réaction est considérée comme exothermique;
- La part non oxydée des charbons est réduite par gazéification à la vapeur d'eau (eau issue du séchage, de la pyrolyse et de la combustion). Cette réaction conduit à la production de CO et de H₂. D'un point de vue énergétique, cette réaction est considérée comme endothermique.

3.3.1.1 Etape N°1 : Pyrolyse du bois

Le combustible de formule C_xH_yO_z (Bois ou DM) est pyrolysé selon une cinétique k_{pyrolyse} du premier ordre par rapport à sa masse et produit du gaz, de l'eau, des goudrons et du charbon de formules empiriques CH_{0,102}O_{0,095} pour le bois et CH_{0,13}O_{0,143} pour le DM qui restent dans le lit (Figure 67). Ces formules sont issues des analyses effectuées sur les charbons récoltés à la fin des essais (Tableau 43).

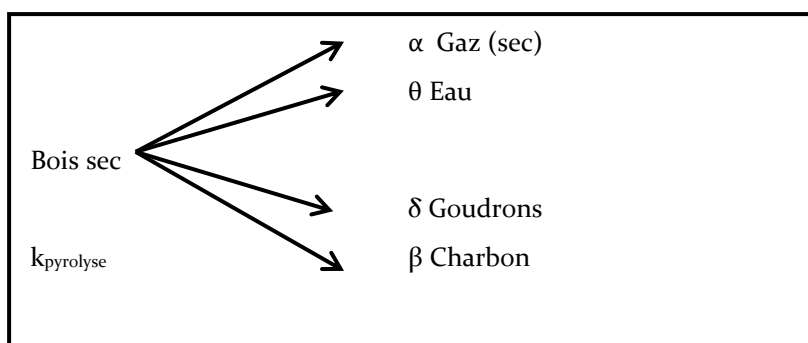


Figure 67 : schéma réactionnel relatif à la pyrolyse du combustible

α , β , δ et θ sont des coefficients réels définissant la proportion du produit concerné. Par suite, on a :

$$\alpha + \beta + \delta + \theta = 1 \quad \text{Équation 54}$$

Tableau 43 : Analyses élémentaires des charbons

Combustible	C	H	O	Cendres
Bois	87,27	0,75	11,98	$\lambda_{\text{bois_sec}}=1$
DM	83,26	0,90	15,84	$\lambda_{\text{DM_sec}}=1,25$

α représente le total de la composition de gaz (g gaz/g de bois sec) issue de la pyrolyse et donnée par le Tableau 44. Ce Tableau 44 provient des résultats des études de la pyrolyse de la partie précédente (sections 2.4.2.2 et 2.4.3.2, Figure 43 et Figure 45).

Tableau 44 : Composition du gaz de pyrolyse (g gaz/g bois sec)

Combustible	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	Total α	β	θ
Bois	0,276	0,162	0,0067	0,053	0,024	0,0046	0,0014	0,53	0,21	0,1
DM	0,23	0,15	0,006	0,049	0,037	0,0055	0,0014	0,48	0,23	0,1

3.3.1.2 Etape N°2 : Combustion du charbon

Une partie du charbon accumulé dans le lit est alors oxydée avec l'oxygène contenue dans l'air de fluidisation afin de produire la vapeur d'eau nécessaire à la réaction de vapo-gazéification selon une cinétique de premier ordre de constante de vitesse $k_{\text{combustion}}$ (Figure 68). Cette réaction est limitée par la quantité d'oxygène présente avec un facteur d'air de 0,4. La masse de cendres dans le combustible sec étant la même que celle contenue dans le charbon, la teneur en cendre λ dans le charbon est donnée alors par l'expression :

$$\lambda = \text{teneur en cendres de combustible} / \beta \quad \text{Équation 55}$$

Les équations de la combustion des deux combustibles sont :

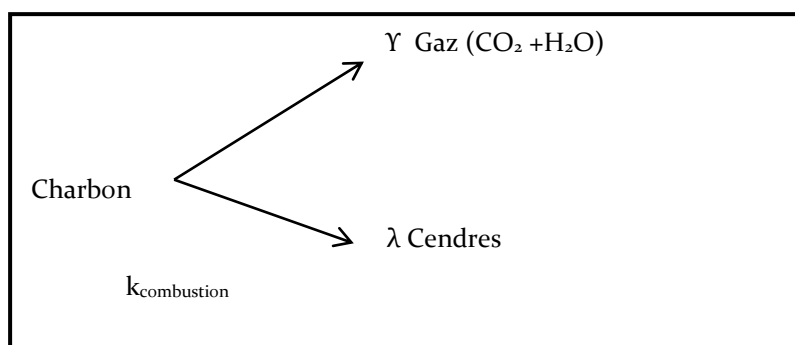
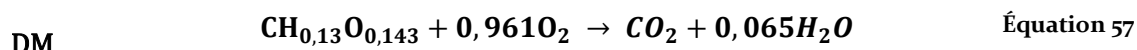
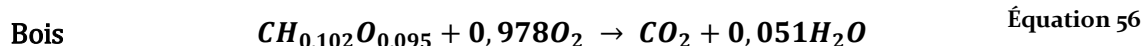


Figure 68 : schéma réactionnel relatif à la combustion du combustible

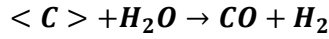
Il est alors possible de déduire les volumes d'O₂ consommé et de CO₂ et H₂O produits par unité de masse de charbon. Le bilan des gaz consommés et produits est récapitulé dans le Tableau 45.

Tableau 45 : Bilan des gaz consommés et produits lors de la combustion

Combustible	VO ₂ _combustion (NL/g de charbon)	VCO ₂ _combustion (NL/g de charbon)	VH ₂ O_combustion (NL/g de charbon)
Bois	1,610	1,645	0,084
DM	1,494	1,554	0,101

3.3.1.3 Etape N°3 : Gazéification du charbon

Le charbon réagit avec la vapeur d'eau produite par la réaction de combustion pour produire un mélange gazeux composé essentiellement de CO et de H₂ : c'est l'équation de vapo-gazéification suivant une cinétique d'ordre 1 de constante de vitesse $k_{\text{gazéification}}$ (Figure 69)



Équation 58

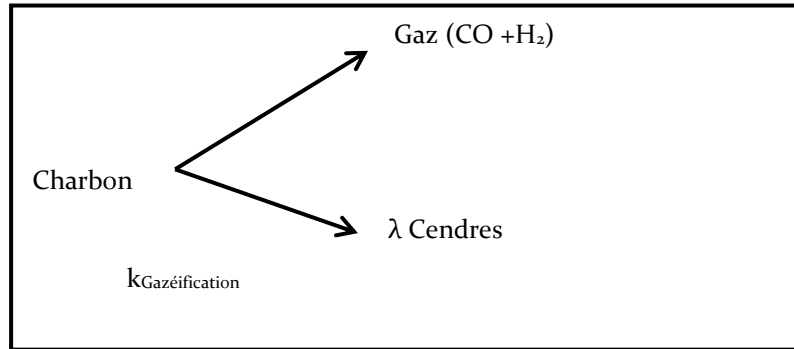


Figure 69 : schéma réactionnel de la vapo-gazéification

Le bilan des gaz consommés et produits est récapitulé dans le Tableau 46 mais est cette fois présentée par unité de masse de carbone, celle-ci étant déduite de la masse de charbon en tenant compte de la teneur en carbone donnée dans le Tableau 43.

Tableau 46 : Bilan des gaz consommé et produits lors de la gazéification

Combustible	VH ₂ O _{gazéification} (NL/g de carbone)	VCO _{gazéification} (NL/g de carbone)	VH ₂ _{gazéification} (NL/g de carbone)
Bois	1,866	1,866	1,866
DM	1,866	1,866	1,866

3.3.2 Bilan matière et mise en équations

Les équations suivantes permettent de décrire de façon théorique les bilans massiques au niveau de chaque étape du processus. Q_e , Q_s et $Q_{accumulé}$ désignent respectivement les débits massiques en (g de combustible solide/min) entrant, sortant (consommé) et accumulé relatifs à chaque type de combustible, m désigne la masse en g, M la masse molaire (g.mol⁻¹), V_{mol} le volume molaire (22,4 NL.mol⁻¹), t le temps en minutes, k la constante de vitesse en min⁻¹ de la cinétique.

- Bilan du bois

$$Q_{e\ bois\ sec} = Q_{e\ bois\ humide} \times \frac{(100 - \%humidité)}{100} \quad \text{Équation 59}$$

$$Q_{s\ bois\ sec} = k_{pyrolyse} \times m_{bois} \quad \text{Équation 60}$$

$$Q_{accumulé\ bois} = Q_{e\ bois\ sec} - Q_{s\ bois\ sec} \quad \text{Équation 61}$$

$$m_{bois}(t+1) = m_{bois}(t) + Q_{accumulé\ bois} \times \Delta t \quad \text{Équation 62}$$

- Bilan du charbon

$$Q_{e\ charbon} = \beta \times Q_{s\ bois\ sec} \quad \text{Équation 63}$$

$$Q_{s\ charbon} = Q_{s\ combustion} + Q_{s\ Gazéification} \quad \text{Équation 64}$$

$$Q_{s \text{ combustion}} = k_{\text{combustion}} \times m_{\text{charbon}} \quad \text{Équation 65}$$

$$Q_{s \text{ combustion max}} = \frac{Q_{O_2}}{V_{O_2 \text{ combustion}}} \quad \text{Équation 66}$$

$$Q_{s \text{ Gazéification}} = k_{\text{Gazéification}} \times m_{\text{charbon}} \quad \text{Équation 67}$$

$$Q_{\text{accumulé charbon}} = Q_{e \text{ charbon}} - Q_{s \text{ charbon}} \quad \text{Équation 68}$$

$$m_{\text{charbon}}(t + 1) = m_{\text{charbon}}(t) + Q_{\text{accumulé charbon}} \times \Delta t \quad \text{Équation 69}$$

- Bilan des cendres

$$Q_{e \text{ cendres}} = \lambda \times Q_{s \text{ charbon}} \quad \text{Équation 70}$$

$$Q_{s \text{ cendres}} = 0 \quad \text{Équation 71}$$

$$Q_{\text{accumulé cendres}} = Q_{e \text{ cendres}} \quad \text{Équation 72}$$

$$m_{\text{cendres}}(t + 1) = m_{\text{cendres}}(t) + Q_{\text{accumulé cendres}} \times \Delta t \quad \text{Équation 73}$$

- Bilan des goudrons

$$Q_{\text{Goudrons}} = \delta \times Q_{s \text{ boissec}} \quad \text{Équation 74}$$

$$m_{\text{Goudrons}}(t + 1) = m_{\text{Goudrons}}(t) + Q_{\text{Goudrons}} \times \Delta t$$

- Bilan du solide total

$$Q_{e \text{ solide}} = Q_{\text{accumulé bois sec}} + Q_{\text{accumulé charbon}} + Q_{\text{accumulé cendres}} \quad \text{Équation 75}$$

$$Q_{s \text{ solide}} = 0 \quad \text{Équation 76}$$

$$Q_{\text{accumulé solide}} = Q_{e \text{ solide}} \quad \text{Équation 77}$$

$$m_{\text{solide}}(t + 1) = m_{\text{solide}}(t) + Q_{\text{accumulé solide}} \times \Delta t \quad \text{Équation 78}$$

3.3.2.1 Composition des gaz en sortie du réacteur

Les équations suivantes permettent de décrire de façon théorique les bilans volumiques (NL de gaz/min) des gaz au niveau de chaque étape du processus à partir des bilans massiques établis ci-dessus.

- Le dioxygène O₂

L'oxygène provient principalement de l'air de fluidisation, une partie de ce gaz sert de comburant pour la réaction de combustion. La quantité supplémentaire est évacuée dans les fumées.

$$Q_{O_2 \text{ entrant}} = 0,21 \times Q_{\text{air}} \quad \text{Équation 79}$$

$$Q_{O_2 \text{ sortant}} = Q_{s \text{ combustion}} \times V_{O_2 \text{ combustion}} \quad \text{Équation 80}$$

$$Q_{O_2 \text{ sortie réacteur}} = Q_{O_2 \text{ entrant}} + Q_{O_2 \text{ sortant}} \quad \text{Équation 81}$$

- L'azote N₂

L'azote est un gaz neutre qui ne participe à aucune des réactions. Ce gaz sert de complément pour la fluidisation. En plus de la quantité d'azote injectée dans le réacteur, une partie importante est apportée par l'air.

$$Q_{N_2 \text{ entrant}} = 0,79 \times Q_{\text{air}} + Q_{N_2 \text{ supplémentaire}} \quad \text{Équation 82}$$

$$Q_{N_2 \text{ sortie réacteur}} = Q_{N_2 \text{ entrant}} \quad \text{Équation 83}$$

- La vapeur d'eau H₂O

La quantité d'eau entrant dans le réacteur est apportée non seulement par l'humidité du combustible, mais aussi par la réaction de combustion entre le charbon et l'oxygène. Une partie de la vapeur d'eau est consommée au cours de la réaction de vapo-gazéification, et le reste piégé dans les condensats ou évacué dans les fumées. Le bilan de l'eau est décrit (g/min) par les équations ci-après.

$$Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{humidité}}} = Q_{\text{bois humide}} \times \frac{\% \text{humidité}}{100} \quad \text{Équation 84}$$

$$Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{pyrolyse}}} = Q_{s \text{ bois sec}} \times \theta \quad \text{Équation 85}$$

$$Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{combustion}}} = Q_{s \text{ combustion}} \times \frac{n_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{charbon}}} \times M_{\text{H}_2\text{O}} \quad \text{Équation 86}$$

$$Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{total}}} = Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{humidité}}} + Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{pyrolyse}}} + Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{combustion}}} \quad \text{Équation 87}$$

$$Q_{s \text{ H}_2\text{O}_{\text{Gazéification}}} = Q_{s \text{ Gazéification}} \times \%C/100 \times n_{\text{H}_2\text{O}} \times M_{\text{H}_2\text{O}} \quad \text{Équation 88}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}_{\text{sortie réacteur}}} = Q_{e \text{ H}_2\text{O}_{\text{total}}} - Q_{s \text{ H}_2\text{O}_{\text{Gazéification}}} \quad \text{Équation 89}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{produite}}}(t+1) = m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{produite}}}(t) + Q_{\text{H}_2\text{O}_{\text{sortie réacteur}}} \times \Delta t \quad \text{Équation 90}$$

- Les gaz de pyrolyse

Les gaz issus de la réaction de pyrolyse sont : CO, H₂, CO₂, CH₄, C₂H₂, C₂H₄, et C₂H₆. Le débit de production de chaque gaz nommé *i* est donné par l'Équation 91

$$Q_i = Q_{s \text{ bois sec}} \times \frac{i}{M_i} \times V_{\text{mol}} \quad \text{Équation 91}$$

- Les gaz de combustion

Les gaz produits par la réaction de combustion sont le CO₂ et le H₂O. La quantité d'eau de combustion ayant déjà été prise en compte ci-dessus (bilan H₂O), le débit de CO₂ de combustion se calcule comme suit :

$$Q_{\text{CO}_2} = Q_{s \text{ combustion}} \times V_{\text{CO}_2 \text{ combustion}} \quad \text{Équation 92}$$

- Les gaz issus de la gazéification

L'unique réaction de gazéification considérée dans le présent modèle est la vapo-gazéification qui produit du CO et du H₂.

$$Q_{CO} = Q_{s_gazéification} \times V_{CO_gazéification} \times \%C/100 \quad \text{Équation 93}$$

$$Q_{H_2} = Q_{s_gazéification} \times V_{H_2_gazéification} \times \%C/100 \quad \text{Équation 94}$$

- Production totale de gaz

$$Q_{Gaz_sec_produits} = \sum Q_i; Q_{CO_2}; Q_{CO}; Q_{H_2} \quad \text{Équation 95}$$

$$Q_{Total_Gaz} = \sum Q_{Gaz_sec_produits}; Q_{N_2\text{sortie réacteur}}; Q_{O_2\text{sortie réacteur}} \quad \text{Équation 96}$$

3.3.2.2 Calcul de l'énergie libérée au cours de la gazéification

Du point de vue énergétique, la combustion produit de la chaleur, tandis que la vapo-gazéification en consomme. La puissance complémentaire produite par la réaction peut donc être évaluée de la manière suivante :

$$P(W) = P_{Comb} - P_{Gaz} \quad \text{Équation 97}$$

$$P_{comb} = Q_{scomb} \times PCI_{Charbon} \quad \text{Équation 98}$$

$$P_{Gaz} = Q_{scomb} \times \Delta H_{Gaz} \quad \text{Équation 99}$$

ΔH_{Gaz} : Chaleur nécessaire pour la réaction de vapo-gazéification : 131,4/M_{Charbon} (kJ.kg⁻¹ de charbon), M_{Charbon} est la masse molaire du charbon.

3.3.3 Détermination des constantes de vitesse k

Dans un premier temps, les constantes de vitesses $k_{pyrolyse}$ et $k_{combustion}$ ont été déterminées par des essais en ATG de la même manière qu'il est décrit en section 2.1.3 pour une étude cinétique en régime isotherme à 800°C. En effet, la programmation de la montée en température est décrite comme suit :

- Montée en température de 20 à 800°C à une vitesse de chauffe de 500°C.min⁻¹ (cette vitesse a été choisie pour se rapprocher des conditions de l'expérience, la vitesse de montée en température pour des particules de cette taille en lit fluidisé étant proche de 500°C.min⁻¹). Des essais complémentaires à 700°C.min⁻¹ ont aussi été réalisés, la comparaison des résultats n'ayant pas montré de différence significative;
- Dégradation isotherme (pyrolyse) à 800°C sous 30 mL.min⁻¹ d'argon pendant 60 min;
- Dégradation isotherme (Combustion) à 800°C sous 30 mL.min⁻¹ d'Air pendant 60 min.

Les valeurs de TG enregistrés pour chaque type de réaction sont utilisées pour déterminer les constantes recherchées par optimisation avec la fonction Solver de Microsoft Excel 2013. Ces essais ont été répétés cinq fois pour réduire les erreurs.

3.3.3.1 Détermination de $k_{pyrolyse}$

La Figure 70 présente les allures de la masse résiduelle normalisée (TG) des différents types de granulés lors de la phase de pyrolyse. Ces résultats montrent que les granulés de bois et de DM se comportent de la même manière aussi bien dans la pratique que dans la théorie, bien que le modèle cinétique simple utilisé ne soit pas vraiment correcte.

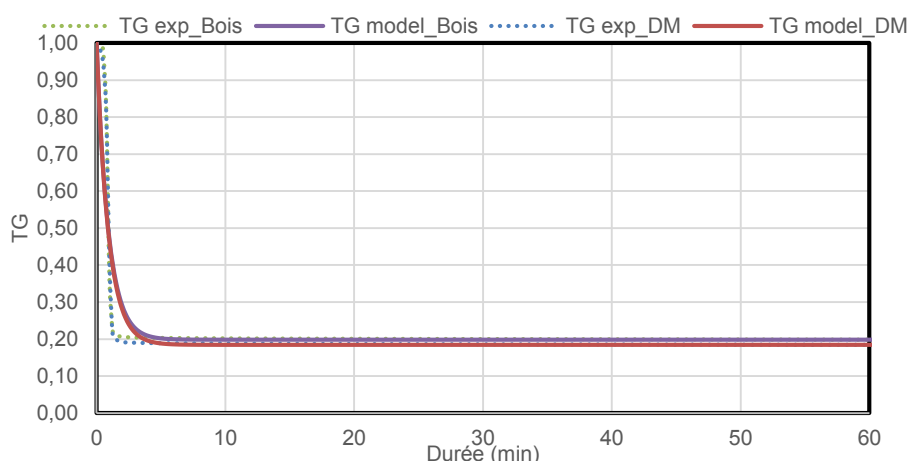


Figure 70 : TG expérimentaux et calculés du Bois et du DM lors de la réaction de pyrolyse

Les valeurs de $k_{pyrolyse}$ obtenues après optimisation du modèle, dans les deux cas, donnent rigoureusement $k_{pyrolyse_Bois} = k_{pyrolyse_DM} = 1 \text{ min}^{-1}$. Ce qui suppose que la réaction de pyrolyse à 800°C est instantanée. En effet, la Figure 70 montre que la pyrolyse s'effectue lors de la première minute du processus et confirme cette valeur trouvée par le modèle utilisé. Par ailleurs, l'échelle de temps considéré étant la minute, et l'étude de la gazéification s'effectuant sur deux heures, la réaction de pyrolyse peut alors être considérée comme instantanée.

3.3.3.2 Détermination de $k_{combustion}$

La Figure 71 présente les allures de la masse résiduelle normalisée (TG) des différents types de granulés lors de la phase de combustion avec de l'air. Ces résultats montrent que les comportements des deux combustibles sont très similaires. La valeur de $k_{combustion}$ pour les deux combustibles est donc la même. Il apparaît clairement que le modèle en une étape choisie pour représenter la combustion des charbons n'est pas idéal, cependant il est considéré satisfaisant pour représenter la vitesse moyenne de combustion.

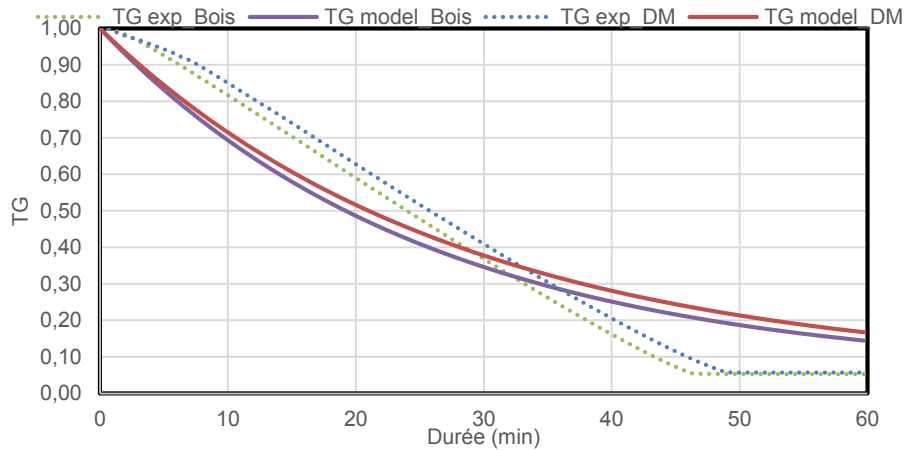


Figure 71 : TG expérimentaux et calculés du Bois et du DM lors de la réaction de combustion

Les valeurs de $k_{\text{combustion}}$ obtenues après optimisation du modèle, dans les deux cas, donnent en moyenne $k_{\text{combustion_Bois}} \approx k_{\text{combustion_DM}} \approx 0,07 \text{ min}^{-1}$.

3.3.3.3 Détermination de $k_{\text{gazéification}}$

Contrairement aux valeurs de k_{pyrolyse} , $k_{\text{combustion}}$, déterminées expérimentalement en ATG, $k_{\text{gazéification}}$ a été optimisé en minimisant une fonction d'erreur calculée selon l'Équation 100. La valeur moyenne de $k_{\text{gazéification}}$ obtenue sur l'ensemble des essais réalisés avec le bois et le DM est de $0,006 \text{ min}^{-1}$

$$\sum (Q_G(t) - Q_{G_{\text{mesureGC}}})^2 \quad \text{Équation 100}$$

3.3.4 Comparaison du modèle et de l'expérience

Afin de valider le modèle détaillé ci-dessus, il convient de comparer les résultats théoriques aux résultats expérimentaux obtenus lors des différents essais.

3.3.4.1 Bilan solide

Le bilan solide global regroupe la masse de combustible initial sec (bois sec, DM sec), de charbon et de cendre dans le réacteur à l'instant t . La Figure 72 présente l'évolution de chacune des quantités de combustible initial sec (m_b et m_{DM}), de charbon (m_{c_b} et m_{c_DM}) de cendres (m_{a_b} et m_{a_DM}) et de solide total (m_{s_b} et m_{s_DM}) présents dans le réacteur à l'instant t (min) de la réaction.

D'après le modèle, la masse de bois non pyrolysé dans le réacteur se stabilise très rapidement autour de 3,5 g. La masse de charbon croît rapidement dans les 20 premières minutes et continue sa croissance à une vitesse plus faible dans les minutes suivantes laissant penser qu'une stabilisation est possible. Cette augmentation de la masse de charbon dans le lit prédite par le modèle vient confirmer les hypothèses réalisées précédemment. Quant à la masse de

condens, elle ne cesse d'augmenter ce qui est tout à fait cohérent puisque les cendres ne sont jamais consommées.

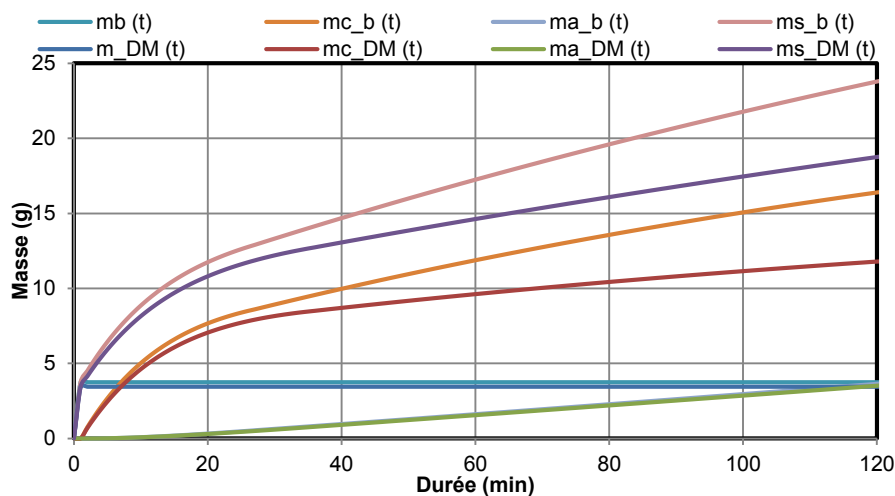


Figure 72 : Evolution des masses calculées des matières solides en fonction de la durée de la réaction

Afin de confronter le modèle à l'expérience, il s'agit de comparer les masses de solides données par le modèle après 120 min et celle mesurées expérimentalement à l'issue d'un essai. Après les deux heures de réaction, l'alimentation en biomasse est arrêtée et le réacteur est refroidi jusqu'à la température ambiante, avant la mesure de la prise de masse du lit (et du filtre à particules pour tenir compte de la masse de lit et de particules transportée sous forme de fines à l'extérieur du réacteur). Il est alors normal que le contenu pesé ne renferme pas en temps réel du bois. En effet, le bois restant dans le réacteur au moment de l'arrêt de l'essai a eu le temps de se transformer en charbon. Il est alors plus juste de comparer cette prise de masse à la valeur donnée par l'expression de l'Équation 101 et qui tient compte de la conversion du bois et du DM en charbon dans le réacteur, avec le rendement en solide de la pyrolyse $\beta = 0,2$

$$m_S = \beta m_b + m_C + m_a \quad \text{Équation 101}$$

Tableau 47 : Bilans solides expérimental et théorique

	BOIS	DM
m_S expérimental (g)	29	26
m_S modèle (g)	24	20

La comparaison des résultats révèle des erreurs comprises entre 25 et 30%.

3.3.4.2 Bilan liquide

Le bilan liquide global regroupe la masse des condensables (eau et goudrons) mesurés tout au long des essais. La Figure 73 présente l'évolution de la masse et de la teneur en eau et en goudrons données par le présent modèle.

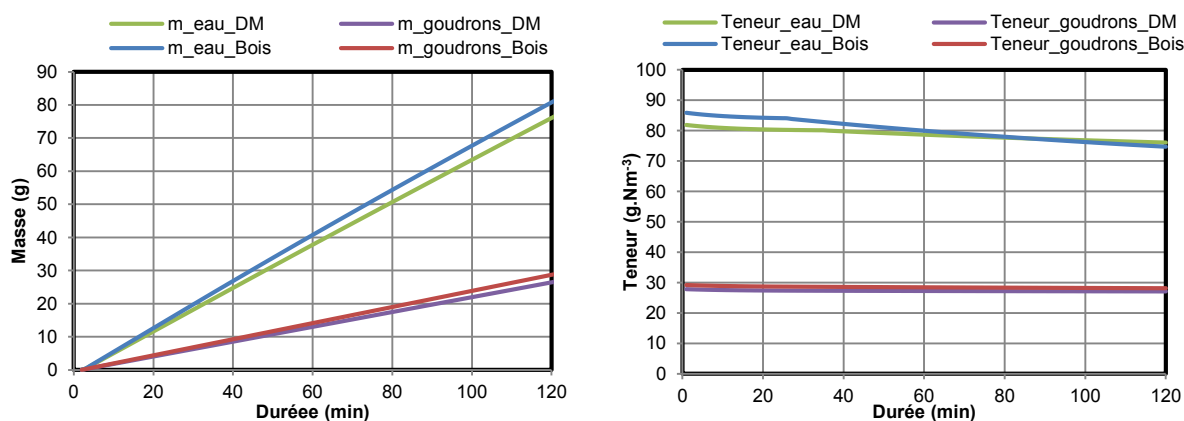


Figure 73 : masse et teneur en condensables produites en fonction du temps

Les masses de goudrons et d'eau données par le modèle suivent une croissance presque linéaire ce qui est normal du fait que leur production soit presque uniquement due à la réaction de pyrolyse (combustion aussi pour l'eau). Ces deux réactions ayant des cinétiques relativement rapides, elles arrivent en régime stationnaire rapidement conduisant à des débits de production relativement constants.

La baisse de la teneur en goudrons annoncée vient du fait que le débit de production de goudrons est constant alors que le flux de gaz produit augmente, ceux-ci sont donc de plus en plus dilués.

La baisse de la teneur en eau annoncée s'explique de la même manière qu'avec les goudrons. Il faut ajouter aussi que l'augmentation de la masse de charbon dans le réacteur conduit à une augmentation du débit de charbon gazéifié et donc d'eau consommée pour cette réaction.

Tableau 48 : Comparaison des résultats expérimentaux et théoriques des condensables

Temps	Teneur en eau (g.Nm ⁻³)				Teneur en goudron (g.Nm ⁻³)			
	Essai 1	Essai 2	Moyenne	Modèle	Essai 1	Essai 2	Moyenne	Modèle
BOIS								
30-40	95,78	88,42	92,10	82,85	31,59	29,41	30,50	28,60
70-80	90,39	100,91	95,65	78,48	28,61	30,81	29,71	28,35
100-110	77,58	71,50	74,54	75,86	20,00	20,44	20,22	28,19
Moyenne	87,92	86,94	87,43	79,07	26,73	26,89	26,81	28,38
Masse totale (g)	87,04	86,39	86,72	82,05	26,51	26,11	26,31	29,2
DM								
30-40	100,49	95,83	98,16	80,06	31,02	15,92	23,47	27,34
70-80	89,48	95,85	92,66	77,93	24,99	23,23	24,11	27,21
100-110	-	110,20	110,20	76,61	-	23,43	23,43	27,14
Moyenne	94,98	100,63	100,34	78,20	28,00	20,86	24,43	27,23
Masse totale (g)	93,92	98,41	96,17	76,04	27,69	20,40	24,05	27,11

Le Tableau 48 présente la répartition des résultats expérimentaux (3 mesures au cours de chaque essai) et des valeurs théoriques données par le modèle pour les teneurs en eau et en goudrons. Il s'avère que les erreurs constatées ne dépassent pas 20% et qu'elles avoisinent en

moyenne les 10% ce qui peut être considéré comme satisfaisant aux vues des erreurs potentielles de mesures.

3.3.4.3 Bilan gazeux

Les seules mesures effectuées tout au long des essais sont les informations qualitatives et quantitatives sur les mélanges gazeux. La Figure 74 présente l'évolution des productions des gaz mesurés et calculés en (%vol) et en fonction de la durée de la réaction en (min).

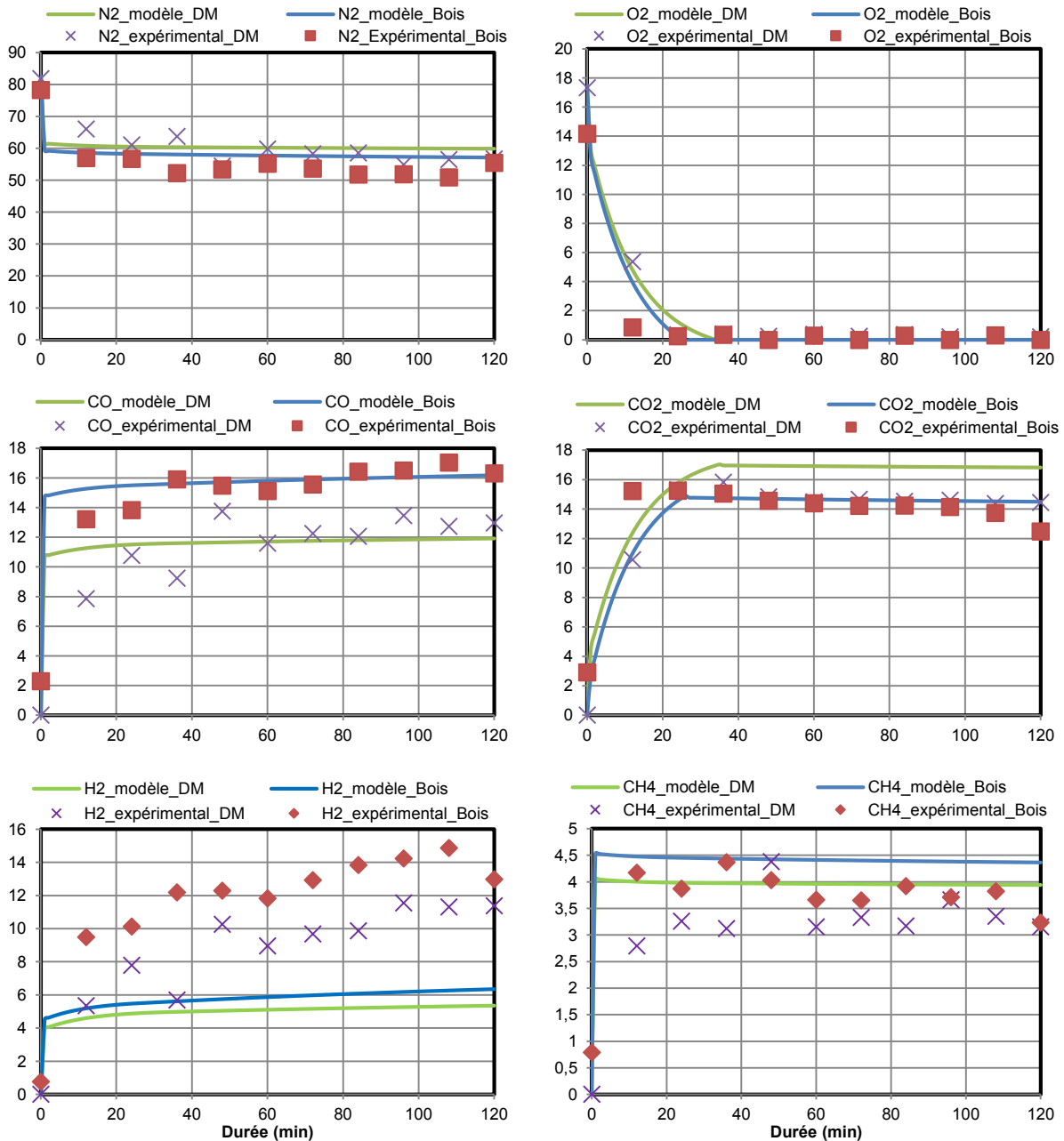


Figure 74 : débits des gaz produits mesurés et calculés en fonction de la durée (min)

La Figure 74 et le Tableau 49 décrivent de façon satisfaisante l'évolution des quantités de gaz dans tous les cas sauf pour le cas de H₂ et du CH₄ où le modèle est plus éloigné de la réalité. Il apparait aussi que des écarts importants apparaissent dans les 20 premières minutes de l'essai.

Ces erreurs étaient attendues dans la mesure où il y a un léger décalage temporel entre les mesures et ce qu'il se passe dans le réacteur. De plus des phénomènes de mélange apparaissent dans les différents éléments de la chaîne d'épuration des gaz où l'écoulement ne peut être considéré comme piston. Une étude de la distribution de temps de séjour (DTS) dans l'ensemble du dispositif permettrait de retrouver à partir du signal brut enregistré par les appareils d'analyse le signal réel en sorti du réacteur. Ce travail n'a pu être réalisé faute de temps ! Néanmoins, le modèle est considéré très satisfaisant concernant la prédiction des flux et des compositions de gaz à part pour l'hydrogène où l'erreur est plus importante. Le Tableau 49 présente le récapitulatif des quantités de gaz obtenues sur deux heures de réaction.

Tableau 49 : Récapitulatif des résultats moyens des mélanges gazeux après deux heures de réaction (% vol)

Composés	CO ₂	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	H ₂	CH ₄	CO	O ₂	N ₂	Total
BOIS										
Expériences	13,28	0,01	0,92	0,06	11,41	3,57	14,33	1,50	56,05	101,12
Modèle	13,64	0,00	1,09	0,43	5,75	4,38	15,61	1,07	58,03	100,00
DM										
Expériences	13,06	0,04	1,22	0,08	8,34	3,03	10,61	2,31	61,09	99,78
Modèle	15,69	1,83	0,25	0,06	5,00	3,93	11,54	1,27	60,43	100,00

3.3.4.4 Bilan énergétique

La Figure 75 présente l'énergie libérée au cours de la réaction de gazéification du bois et du DM qui est calculée en faisant la différence entre l'énergie libérée par la combustion et celle consommée par la gazéification du charbon par la vapeur d'eau.

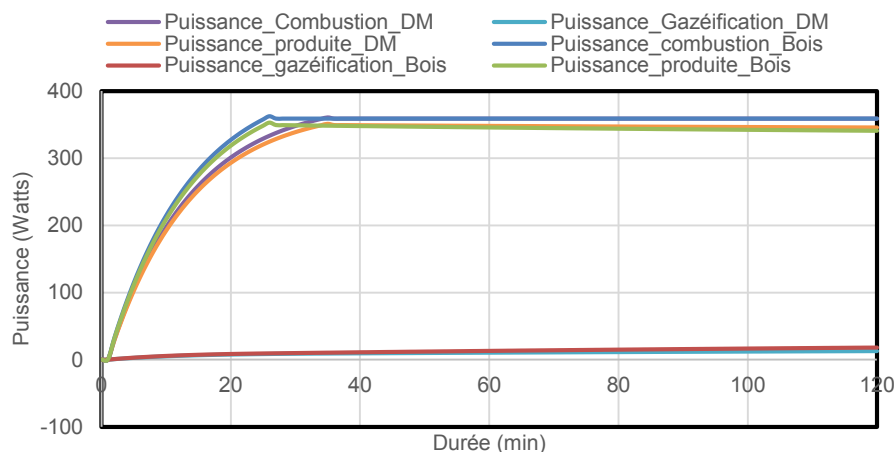


Figure 75 : Bilan énergétique théorique du processus

Les résultats du modèle donnent une moyenne de puissance produite de 350W lorsque le régime de fonctionnement est atteint (20 min après le début du processus). Cette valeur est cohérente par rapport à celles trouvées expérimentalement et qui varient entre 300 et 400W (Figure 66). Le modèle est donc aussi très satisfaisant concernant la prédiction de quantité d'énergie libérée au cours de l'essai.

3.3.5 Temps mis pour atteindre le régime permanent et rendement énergétique du procédé

La Figure 76 présente l'évolution des quantités massiques des produits solides en fonction de la durée de la réaction. Il peut être constaté sur cette figure que le temps minimum pour que le système entre en stabilisation (quantité de charbon constante) est d'environ 11,5-12 heures (700 minutes). Le Tableau 50 résume la composition moyenne du mélange gazeux produit par le système en régime permanent. Les énergies récupérables en régime établi sont supérieures à celles obtenues en régime non établi (paragraphe 3.2.3.2). L'erreur commise est en moyenne de 31% pour les deux types de combustible, valeur très importante.

Tableau 50 : Composition des mélanges gazeux en régime établi

	CO ₂	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	H ₂	CH ₄	CO	Total
BOIS								
Débit (NL.min ⁻¹)	1,26	0,00	0,09	0,04	0,66	0,38	1,51	3,93
Composition (%vol)	31,93	0,00	2,38	0,95	16,73	9,62	38,38	100,00
Energie (kJ.kg ⁻¹)	0,00	0,00	1486,25	644,30	2237,23	3620,57	5095,80	13084,15
Energie (kJ.kg _{daf} ⁻¹)	0,00	0,00	1501,26	650,81	2259,83	3657,14	5147,27	13216,32
DM								
Débit (NL.min ⁻¹)	1,39	0,15	0,02	0,00	0,50	0,33	1,04	3,43
Composition (%vol)	40,61	4,42	0,61	0,14	14,45	9,51	30,27	100,00
Energie (kJ.kg ⁻¹)	0,00	2477,71	359,35	89,00	1829,81	3388,87	3806,51	11951,25
Energie (kJ.kg _{daf} ⁻¹)	0,00	2502,74	362,98	89,90	1848,30	3423,10	3844,96	12071,97

En prenant en compte l'énergie fournie à l'installation et l'énergie produites par la réaction de gazéification, l'énergie globale récupérable est de 15793 kJ.kg⁻¹ pour le bois et 15386 kJ.kg⁻¹ pour le DM.

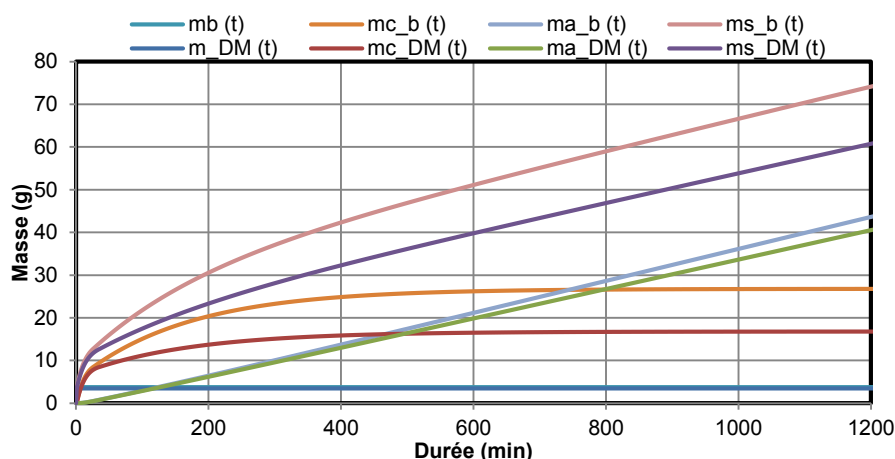


Figure 76 : Evolution des produits solides jusqu'à stabilisation de système

Les rendements énergétiques du procédé sont respectivement de 91 et 83% pour le bois et le DM, ces valeurs étant plus élevées que celles obtenues en pyrolyse à 800°C qui sont très proches de 75%. Il faut néanmoins rester prudent avec ces valeurs qui ne sont que des estimations obtenues à l'aide du modèle qui n'est parfait.

3.3.6 Conclusion sur la modélisation de la réaction de gazéification

Le présent modèle mis en place pour la réaction de gazéification à l'air permet d'évaluer de façon globale tous les réactifs et les produits lors de la réaction. Le modèle a été testé pour les deux types de combustibles (Bois et DM). Les résultats montrent que le modèle répond mieux au bois qu'au DM. En effet, les essais sur le DM ont été extrêmement difficiles à maîtriser, surtout au niveau de la pression de gaz dans les conduits en raison de la présence du plastique qui est composé à 99% de produits volatils. De plus, la synergie entre les matières cellulosiques et plastiques a éventuellement des effets secondaires sur les réactions chimiques considérées. Ces difficultés rencontrées ajoutées aux effets induits par la synergie entre les matériaux peuvent expliquer ces décalages entre les résultats expérimentaux et les valeurs fournies par le modèle dans le cas du DM. Concernant les produits gazeux, le modèle ne répond pas à la production du H₂ qui est un gaz majoritaire du processus. En effet, le modèle fournit des valeurs à moitié satisfaisantes (voir Tableau 49) alors qu'il répond favorablement à la production de tous les autres gaz majoritaires. Il en est de même pour tous les autres produits issus de la réaction de gazéification du bois avec de l'air.

3.4 Conclusion

Les essais de gazéification en lit fluidisé à l'air et à 800°C sur les granulés de bois et de DM ont permis d'observer que les résultats sur ces deux combustibles sont très proches. En effet, les bilans matière sur combustibles bruts à 10% d'humidité en moyenne, ont donné 80% de mélange gazeux pour le bois, 76% pour le DM et en moyenne 5% de charbon pour les deux types de combustibles. Dans les deux cas, les mélanges gazeux de PCI très proches, sont composés en majorité de CO, CO₂ et H₂. Les résidus solides ont aussi des PCI et des compositions chimiques très proches.

Un modèle simple pour la production de gaz, de condensables et de charbon pendant la gazéification en lit fluidisé a été élaboré. Ce modèle se décompose en trois étapes et prévoit la formation de la totalité des produits. Alimenté avec les données des essais, ce modèle donne d'assez bons résultats. En affinant les bilans massiques sur l'hydrogène, l'oxygène, et en tenant en compte toutes les réactions ayant lieu au cours de la gazéification, ce modèle pourrait être largement amélioré.

Du point de vue énergétique, la gazéification donne de meilleurs résultats par rapport à la pyrolyse. L'intérêt de la gazéification est la conversion de l'ensemble du carbone contenu dans le solide de départ. Même si l'intérêt environnemental de la gazéification ne peut pas être mis en doute, l'intérêt économique est certainement plus discutable. Ainsi, la voie de la

pyrolyse en atmosphère inerte devrait donc être privilégiée par rapport à la gazéification, le charbon produit pouvant alors être utilisé pour fournir de l'énergie au procédé via une combustion dans un réacteur séparé.

D'autre part, lors de la réalisation des essais en gazéification, d'énormes difficultés ont été rencontrées, notamment au niveau de l'étanchéité des conduits, le contrôle de la pression de l'ensemble de l'installation, le réglage du débit des agents fluidisant (air et azote), le réglage du débit du combustible. Ainsi, l'obtention de bons résultats dans des conditions acceptables d'essais étaient rares et très difficiles. Ces problèmes rencontrés sont dûs notamment à l'état du matériel, son principe d'utilisation (démontage complet après un essai) et à la complexité de la réaction de la gazéification.

En conclusion, cette voie de valorisation paraît peu recommandable à l'échelle industrielle pour le traitement des DSM de la ville d'Abomey-Calavi dont le système de gestion est encore à l'étape de mise en place.

4 Etude de la Combustion

Le mode de traitement et d'élimination des déchets le plus répandu et qui permet un maximum de réduction du volume initial est l'incinération. Ses technologies sont aussi les plus répandues et permettent d'obtenir les meilleurs rendements pour la production de chaleur. Les essais de combustion ont été réalisés en deux parties.

Les essais ont été menés dans un premier temps sur la thermobalance décrite précédemment lors de l'étude de la pyrolyse pour décrire le comportement thermique des matériaux dans une atmosphère oxygénée.

En deuxième partie, les essais ont été effectués sur une chaudière de 200 kW, représentative d'un dispositif industriel faisant partie de l'équipement du LERMAB à Epinal. La chaudière utilisée est automatique de type foyer co-courant à grilles mobiles et adaptée à la plaquette forestière. Contrairement aux chaudières de petite puissance (quelques dizaines de kW), les chaudières de taille supérieure ne sont pas déplaçables. Le banc d'essais et la chaudière sont donc intimement liés.

4.1 Etudes dynamiques en ATG

4.1.1 Mise en évidence des domaines de dégradation

La Figure 77 présente les évolutions des quantités de combustibles (TG et DTG) en fonction de la température à une vitesse de montée en température de $10^{\circ}\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$.

Ces résultats montrent que le carton et le bois se dégradent entre 200 et 500°C en deux étapes : une première étape correspondant au pic le plus intense entre 200 et 350°C environ et une deuxième étape correspondant au deuxième pic apparaissant entre 350 et 500°C . En faisant une comparaison avec les résultats de l'ATG issu de la pyrolyse (dégradation entre 200 et 350°C), on en déduit alors que le premier pic issu de la dégradation en combustion correspond à celui de la pyrolyse au cours de laquelle les espèces volatiles sont produites.

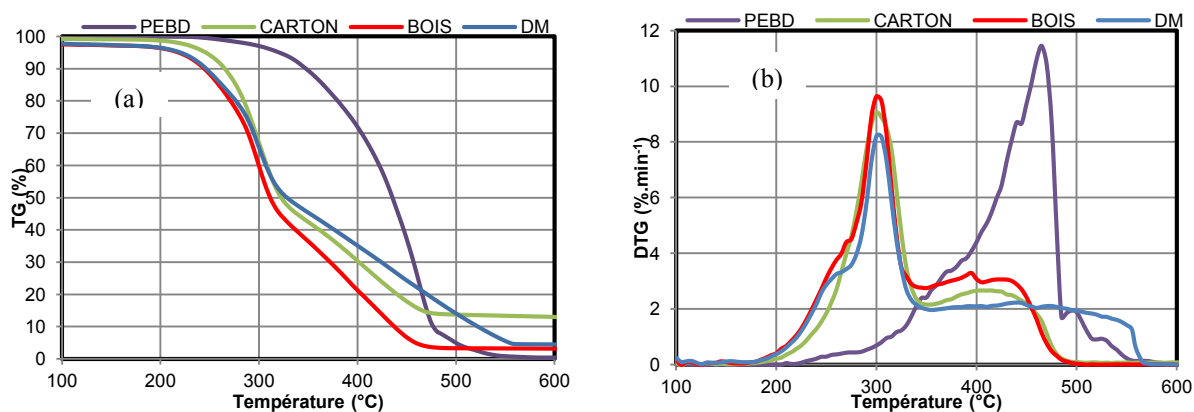


Figure 77 : TG (a) et DTG (b) des différents types de matériaux en combustion

La deuxième phase de la dégradation représente alors la phase d'oxydation du résidu carbonneux obtenu au cours de la première phase. Le deuxième pic et la plage de dégradation moins grande du carton par rapport au bois s'expliquent par le fait que le bois renferme plus de produits carbonneux (taux de carbone fixe) que celui-ci. En effet, la caractérisation de ces matériaux le confirme aisément (voir Tableau 21).

Quant au plastique (PEbD), la combustion s'effectue entre 200 et 600°C et ne comporte qu'un seul pic de dégradation entre 400 et 500°C. La combustion du plastique commence à des températures plus faibles que sa pyrolyse (entre 400 et 600°C). Il est alors normal que la combustion du DM se fasse entre 200 et 600°C comme le montre la Figure 77. Les pics observés montrent qu'il existe une éventuelle synergie entre le plastique et les matières cellulosiques. Notons également qu'à partir de 570°C, tout le combustible est oxydé.

4.1.2 Etude de la synergie entre les différents matériaux

La Figure 78 montre l'effet de synergie (obtenu avec les Équation 42 et Équation 43) entre les sachets plastiques et les matières cellulosiques. Avant 200°C, le plastique se ramollit et a un impact négligeable sur la décomposition du mélange ($\Delta W < 1\%$). ΔW devient important après 200°C, varie de 0 à 15% et balaie la plage de dégradation du plastique. L'interaction entre le plastique et les matières cellulosiques est donc non négligeable en combustion contrairement à l'effet observé en pyrolyse (0 à 5%). La présence du plastique ralentit la combustion du DM en augmentant sa plage de température et sa durée. Ce comportement est probablement dû à la présence éventuelle d'atomes de chlore ou d'autres produits dont la présence est liée au processus de fabrication du sachet plastique par ajout d'additifs comme il a déjà été souligné dans le cas de la réaction de pyrolyse.

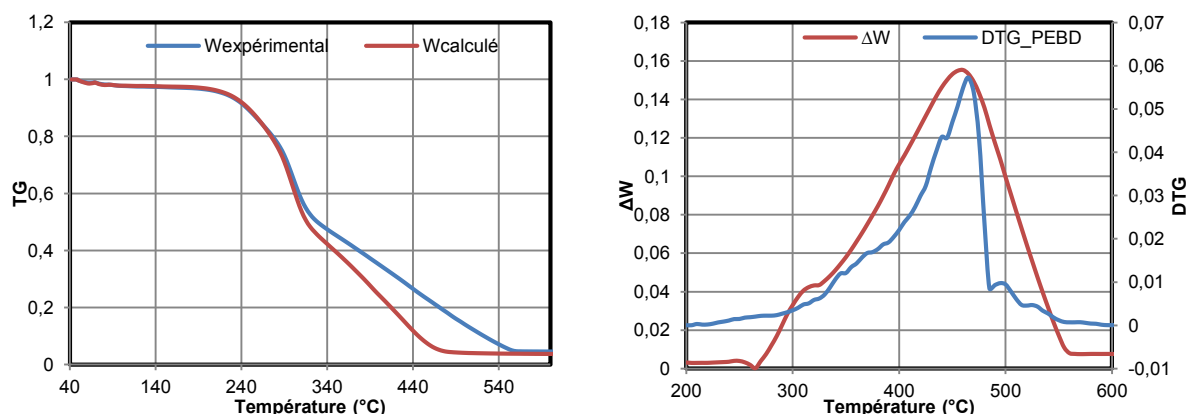


Figure 78 : Effet de synergie entre les matières cellulosiques et plastiques

L'effet de synergie étant non négligeable entre le plastique et les matières cellulosiques, il est à priori possible d'effectuer la combustion du DM à partir de 200°C. Cependant, quelles en sont les conséquences sur les émissions de polluants?

4.2 Étude de la combustion dans la chaudière à grilles mobiles du LERMAB

Des essais ont été effectués sur une chaudière d'une puissance nominale de 200 kW équipée d'un foyer à grilles mobiles. Cette installation est représentative des chaufferies industrielles utilisées pour les réseaux de chaleur urbains mais aussi des foyers utilisés dans la plupart des incinérateurs de déchets dans le monde.

4.2.1 Dispositif expérimental

Le dispositif illustré sur la Figure 79 est composé d'un silo de 5 m³ assurant une autonomie de fonctionnement de 30 heures à pleine charge, d'une vis de transfert prévu pour le convoyage des plaquettes forestières de taille fine ou moyenne et d'une chaudière de 200 KW (Compte.Air) instrumentée pour la mesure des débits d'air entrants et des températures à différents niveaux dans le foyer. Une description plus complète de l'ensemble est disponible en annexe 8.

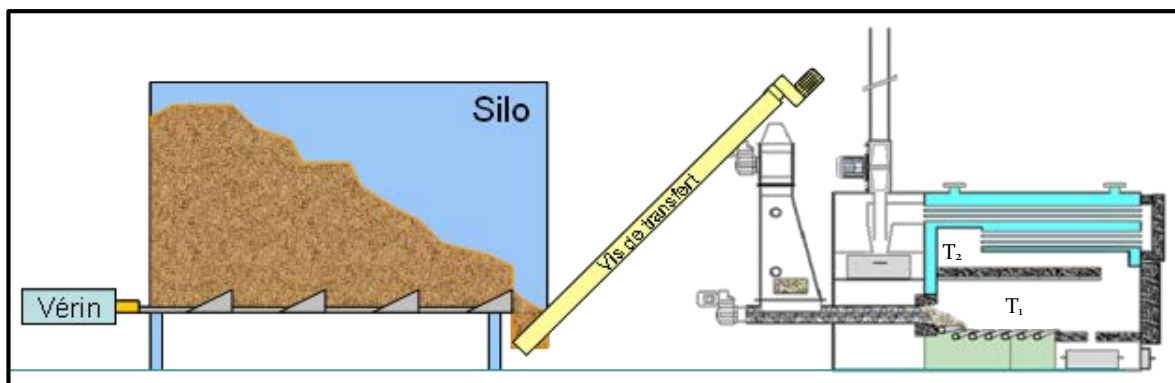


Figure 79 : schéma général de l'installation de 200 kW

4.2.2 Calcul du rendement de la combustion

Puisque la combustion n'a pour but que de produire de la chaleur, la mesure du rendement de la transformation est simple : il suffit de connaître la quantité de biomasse injectée et l'énergie récupérée sous forme de chaleur. Pour cela, il existe des compteurs d'énergie constitués d'un débitmètre pour mesurer le débit d'eau dans l'échangeur de chaleur et de deux sondes de température pour mesurer l'élévation de température de l'eau (liquide) aux bornes de l'échangeur.

$$\mathcal{P} = Q \cdot \rho \cdot C_p \cdot \Delta T \quad \text{Équation 102}$$

$$E = \int_0^t \mathcal{P} dt \quad \text{Équation 103}$$

Avec \mathcal{P} la puissance, Q le débit volumique du fluide caloporteur, ρ sa masse volumique, C_p sa capacité calorifique et ΔT la différence de température aux bornes de l'échangeur.

4.3 Résultats des études de la combustion dans la chaudière

4.3.1 Démarrage et chauffage de l'installation

La mise en température de la chaudière a été réalisée avec des plaquettes de bois pendant environ trois heures. Après la stabilisation, la combustion a été effectuée d'abord avec les plaquettes de bois d'une humidité de 30% environ et ensuite sur le DM à une humidité d'environ 42%. La puissance développée par la chaudière pendant l'essai est légèrement supérieure à 200 kW qui est la puissance nominale.

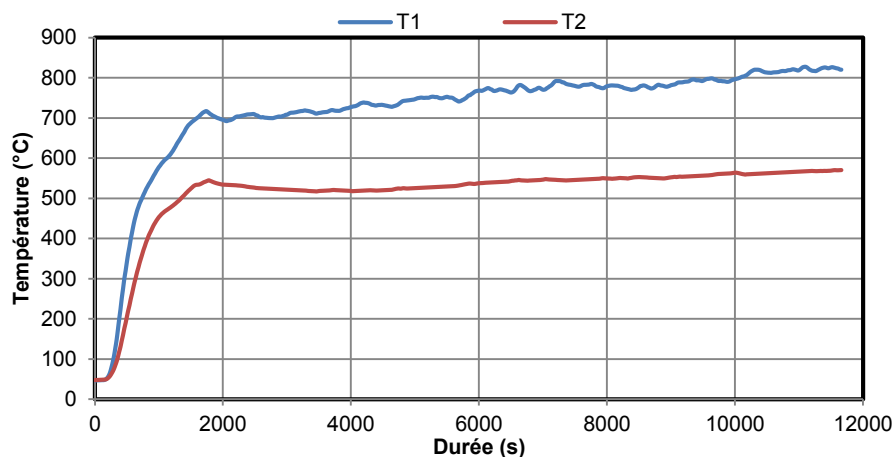


Figure 80 : Evolution de la température du foyer lors de la mise en température

La Figure 80 montre qu'au démarrage de la chaudière, les températures T₁ (Température à l'entrée du foyer) et T₂ (la température au milieu du foyer) affichent des allures croissantes, d'abord très rapide caractérisant l'allumage et la montée en température de l'installation. Ensuite, les températures commencent à se stabiliser à des valeurs d'environ 800°C pour T₁ et 600°C pour T₂. Lors de cette étape de stabilisation, la Figure 81 montre que les émissions liées à la formation de monoxyde de carbone, d'oxydes de soufre et d'azote ainsi que l'oxygène résiduelle ne sont pas stables. Mais lorsque la chaudière entre en régime stationnaire, on remarque une stabilité des émissions et l'oxygène à 8% environ dans les fumés.

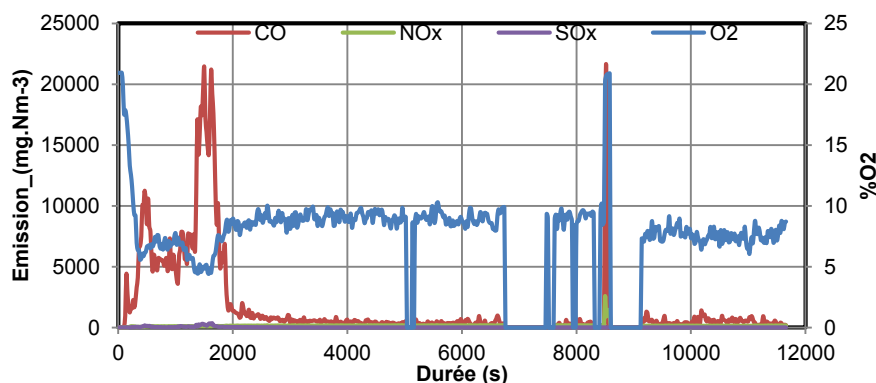


Figure 81 : Emissions et O₂ résiduelle dans les fumées lors de la mise en température

L'apport d'air est réalisé à 50 % par de l'air primaire et 50 % par de l'air secondaire. Cette quantité d'air primaire convient pour les combustibles utilisés car cela est suffisant pour entretenir les réactions exothermiques de pyrolyse du bois et du DM et permet ensuite d'apporter suffisamment d'air pour les réactions en phase homogène.

4.3.2 Combustion du bois

Suite à la période d'allumage et de montée en température de l'installation, un essai stabilisé de 3 heures avec du bois a été réalisé. Les résultats obtenus sont présentés dans la Figure 82.

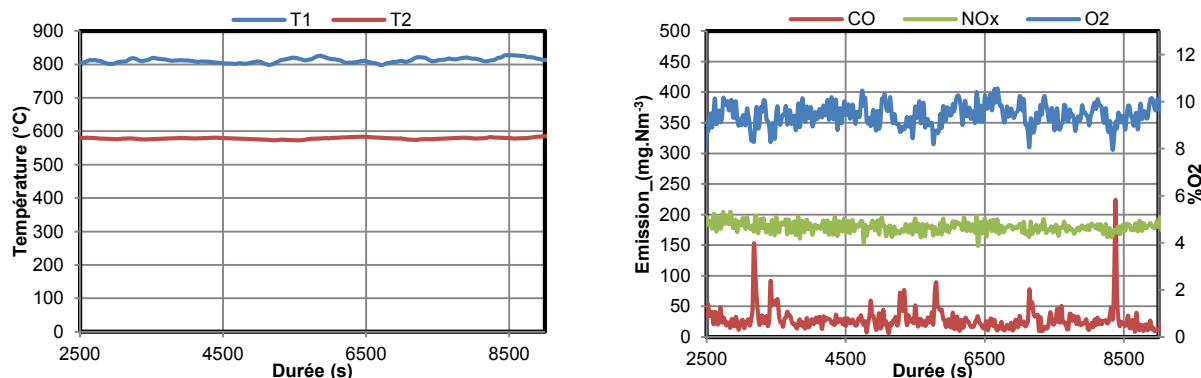


Figure 82 : Evolution de la température du foyer et des émissions de gaz lors de la combustion des plaquettes de bois

Ces graphiques montrent d'abord clairement le fonctionnement très stable de l'installation durant ces essais : que ce soit au niveau des températures, de la teneur en oxygène ou des émissions polluantes, les valeurs restent très stables pendant plus de 2 heures. La teneur en oxygène moyenne de 9,2% correspond à un facteur moyen de 1,8.

Les résultats des émissions polluantes (NO_x et CO) sont présentés corrigés à 10% d' O_2 , ce qui correspond à la correction habituelle pour des chaudières à biomasse de ce niveau de puissance. Malgré les quelques variations de la teneur en oxygène, il est surprenant de noter des teneurs en NO_x extrêmement stables. La teneur moyenne en NO_x des fumées sèches pendant l'essai est ainsi de 190 mg.Nm^{-3} équivalent NO_2 à 10 % d' O_2 , cette valeur est inférieure à celle de 260 mg.Nm^{-3} rapportée par (Debal 2014) lors de la combustion des granulés de MXG dans la même chaudière. Cette différence est due au fait que le MXG possède une teneur en azote supérieure à celle du bois. Cette teneur est cependant faible, très largement inférieure aux seuils réglementaires qui sont fixés à 525 mg.Nm^{-3} équivalent NO_2 à 10 % d' O_2 pour ce type d'installations.

La teneur en CO présente quant à elle des variations légèrement plus importantes, même si finalement elle reste la plupart du temps très faible. La moyenne des émissions est de 30 mg.Nm^{-3} à 10 % d' O_2 avec des minimas à 6 mg.Nm^{-3} et deux pics atteignant 150 mg.Nm^{-3} . Ces petites variations sont principalement dues aux mouvements des grilles qui modifient la

forme du lit et joue donc sur les passages d'air au sein même du lit de combustible. Lorsque les grilles cassent les agglomérats de biomasse, la matière organique subitement libérée se trouve à une température suffisante pour permettre la combustion. La combustion est immédiate et s'accompagne d'une consommation forte d'O₂ dont la quantité peut parfois être trop faible à cet instant pour limiter la formation de CO : cette explication est montrée sur les courbes de la Figure 82 où l'on voit apparaître des alternances de pics de CO et d'O₂.

La puissance moyenne développée par la combustion des plaquettes de bois est de 214 kW, légèrement supérieure à la puissance nominale de l'installation. Le débit moyen de combustible est de 70 kg.h⁻¹, le PCI_{humide} du bois de 12 557 kJ.kg⁻¹ et son PCI_{sec} est de 19 010 kJ.kg⁻¹. Le rendement sur biomasse humide est alors évalué à environ 88%.

4.3.3 Période intermédiaire entre la combustion du bois et du DM : effet de l'humidité

Lorsque l'humidité du combustible augmente, la température du foyer diminue d'environ 100°C pour T₁ et 60 pour T₂ pour une durée de fonctionnement d'une heure environ (Figure 83). Cette figure montre néanmoins qu'un fonctionnement relativement stable avec des émissions de polluants stables dans le temps et assez faibles semble pouvoir être obtenu. La concentration en O₂ dans les fumées augmente de 10 à 13%, l'augmentation de la quantité d'eau refroidit le foyer et peut alors limiter l'oxydation du CO en CO₂. La puissance fournie au réseau hydraulique de distribution de la chaleur passe alors à 205 kW. Cette valeur obtenue est non seulement due à l'augmentation de l'humidité, mais aussi à la diminution de la densité du combustible par rapport aux plaquettes de bois. Les émissions de NO_x ne semblent pas être influencées par l'augmentation de la teneur en eau.

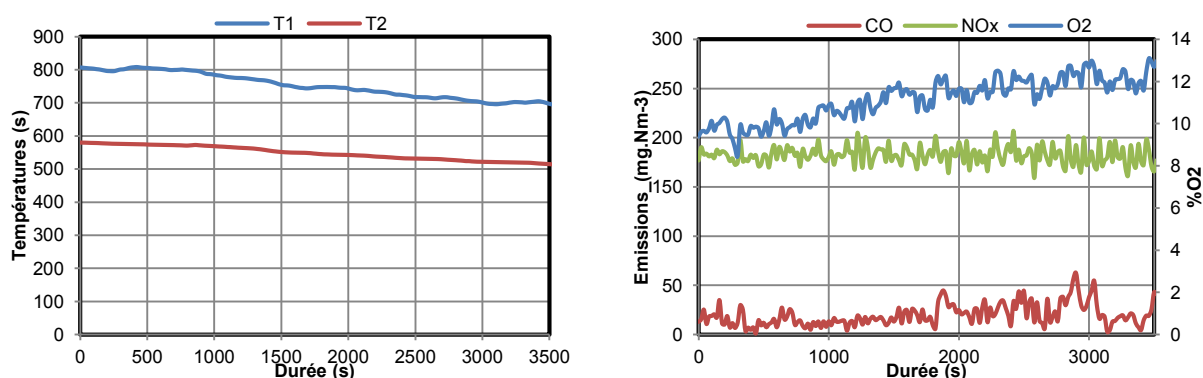


Figure 83 : Effet de l'humidité sur l'évolution de la température du foyer et sur les émissions

4.3.4 Combustion du DM

Pour avoir les mêmes conditions de température que précédemment (cas du bois), le débit de combustible a été augmenté grâce au réglage de la vis d'alimentation. Le débit passe alors de 70 à 76 kg.h⁻¹ en moyenne. La Figure 84 montre que les résultats sur le DM sont similaires à

ceux obtenus avec les plaquettes de bois dans les mêmes conditions de température. La teneur en oxygène dans les fumées a été ramenée à 10%, légèrement supérieure à celle des essais sur le bois, mais avec un facteur d'air proche, de l'ordre de 1,9. Les émissions en NO_x sont très stables durant tout l'essai avec une valeur moyenne de 163 mg.Nm^{-3} équivalent NO_2 corrigés à 10% d' O_2 . Les émissions en CO sont très faibles et stables, avec une moyenne de 9 mg.Nm^{-3} corrigés à 10% d' O_2 .

La puissance moyenne développée par la combustion du DM est de 210 kW, identique à celle obtenue lors de la combustion du bois. Le débit moyen de combustible est de 76 kg.h^{-1} , le $\text{PCI}_{\text{humide}}$ du DM de $10\,771 \text{ kJ.kg}^{-1}$. Le rendement sur DM humide est alors d'environ 92%.

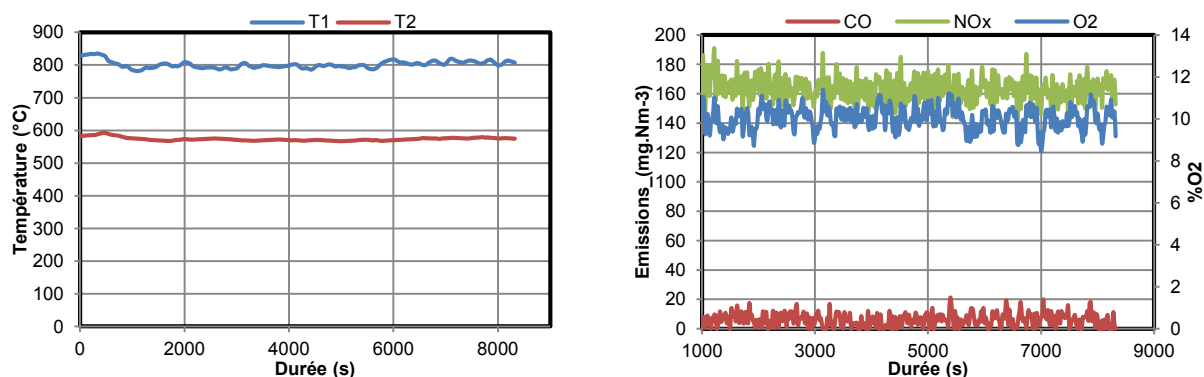


Figure 84 : Evolution de la température du foyer et des émissions lors de la combustion du DM

4.4 Conclusion

Cette étude de combustion en thermobalance et en pilote semi-industriel montre que le DM sec se comporte de façon similaire au bois sec. En effet, les caractéristiques de ces deux combustibles (Analyse élémentaire, PCI, Formule empirique) sont très proches.

Par ailleurs les essais sur la chaudière montrent que la combustion est très bien maîtrisée et permet d'obtenir des rejets très faibles, en deçà des normes réglementaires. De plus, nous avons pu montrer un fonctionnement très stable et pas perturbé par les différences d'humidité. Par rapport aux plaquettes de bois, la combustion du mélange combustible (DM) dans la chaudière fournit des résultats similaires, avec des émissions d'imbrûlés (CO) très faibles et des émissions de NO_x aussi faibles, même si les niveaux de températures étaient assez fort (800°C environ).

Ces résultats paraissent très intéressants quant au choix d'une meilleure voie de valorisation des déchets de la ville d'Abomey-Calavi.

En conclusion, la part combustible des déchets ménagers de la ville d'Abomey-Calavi peut tout à fait être brûlée dans une installation de type four à grilles mobiles. Pour ce faire, il semble important de réduire au maximum la teneur en matières minérales, mais aussi de

limiter autant que possible l'humidité du combustible. Enfin, pour que cette solution soit viable, il semble intéressant de valoriser l'énergie produite, soit sous forme de chaleur, soit sous forme d'électricité.

CHAPITRE 4 : PROPOSITION D'UNE
FILIERE DE GDSM DE LA VILLE
D'ABOMEY-CALAVI

A Abomey-Calavi, le système de gestion des déchets solides ménagers (DSM) se réduit à la précollecte qui constitue aujourd'hui le seul maillon fonctionnant, aucune action de collecte ou d'élimination n'étant opérationnelle. Même si la question est posée et que des réflexions sont menées, la gestion des déchets dans la commune ne répond à aucune planification précise. Elle est l'œuvre spontanée des acteurs qui agissent en fonction de leurs intérêts immédiats. C'est donc une gestion hasardeuse et dichotomique qui s'observe.

L'objectif de la mise en place d'un système de gestion des déchets ménagers (GDSM) est de sensibiliser la population à la problématique environnementale et de santé publique liées à l'existence de ces déchets et donc à la nécessité de les traiter. Les résultats issus des différents essais décrits dans les précédents chapitres, les investigations menées par ailleurs et surtout dans la commune de Ouagadougou au Burkina Faso ont conduit à proposer des choix de modes de valorisation et à suggérer des propositions quant à la mise en place d'une bonne filière de gestion des DSM dans la ville d'Abomey-Calavi.

Une analyse de la filière proposée est faite en mettant en exergue l'organisation, le rôle des acteurs impliqués et les différentes étapes du circuit de la filière de gestion des DSM.

1 Organisation de la filière

Un système efficace de gestion s'articulerait autour de trois (03) étapes : la précollecte, la collecte et le traitement. Chacune de ces étapes pouvant être réalisée de différentes façon en fonction des contextes particuliers de quartiers par exemple ou de nature des déchets collectés. Ces étapes sont reliées par le transport des déchets qui se trouve être une partie très importante, complexe et très coûteuse.

1.1 La précollecte

La précollecte est une étape intermédiaire entre la production des ordures dans les ménages et les bacs de regroupement (il n'y en a aucun dans la ville d'Abomey-Calavi actuellement). Elle se déroule ainsi au niveau de plusieurs habitations, voire d'un quartier en fonction de la taille de ceux-ci. Son organisation doit tenir compte à la fois des caractéristiques physiques du milieu et des données psychologiques et socio-économiques des populations concernées. Le Tableau 51 présente trois options possibles dans le contexte béninois.

La première option est à première vue la plus logique et la moins coûteuse pour la communauté. Sa mise en œuvre se heurte pourtant à de nombreuses difficultés, notamment dans le contexte africain. En effet, la majorité de la voirie d'Abomey-Calavi n'est pas aménagée, ce qui rend difficile la mise en place des bacs de regroupement d'ordures disséminés dans la ville. Ceci est pourtant nécessaire à la réussite de cette solution. Les points de regroupement doivent être assez proches des riverains et doivent être faciles d'accès afin que chacun puisse y déposer ses déchets facilement.

Tableau 51 : Options de précollecte envisageables à Abomey-Calavi

Type de collecte	Avantages	Inconvénients
Option 1 : Apport volontaire des ménages	Implication de la population	Education et sensibilisation préalables des populations
	Principe simple dans sa conception	Création des points de regroupement
	Coût direct réduit pour la collectivité	Achat des bennes Envisageable dans les quartiers structurés (voirie aménagée)
Option 2 : ONG de précollecte	Travail soigné	Cout élevé (salaire des précollecteurs et acquisition du matériel)
	Bon rendement, y compris dans les zones à voirie non aménagée	
	Réduction du nombre de points de regroupement	Non implication de la population Education et sensibilisation préalables des populations
	Couverture de toute la ville	
Option 3 : Combinaison des Options 1 et 2	Réduction des coûts et meilleur rendement que l'apport volontaire	Multiplication des points de transit Education et sensibilisation préalables des populations

La deuxième option serait opérante si les ménages avaient un pouvoir d'achat suffisant pour suppléer aux moyens déjà très modestes des services de ramassage des ordures dans la ville. Tel n'est malheureusement pas le cas. En effet, lors de ses travaux, Topanou (Topanou, Domeizel et al. 2011; Topanou 2012) a mené une enquête sociologique. Deux questions de cette enquête ont abordé l'appréciation du coût auprès des abonnés à la précollecte et le coût que les non abonnés pourraient y consacrer. A Abomey-Calavi, le service d'enlèvement des DSM se fait par charrette à traction humaine sur la base du principe pollueur-payeur. Le montant mensuel pouvant être supporté par les familles varie de 1 000 francs CFA (environ 2 euros) pour le bas standing à 3 000 francs CFA (environ 5 euros) pour les autres. Deux tiers (2/3) des charretiers, ont estimé que la contribution financière pour la précollecte est basse, alors que cette même proportion des ménages abonnés pense qu'elle est élevée. Les fonctionnaires, quant à eux, estiment dans cette même proportion que le prix pratiqué est convenable. Il est également intéressant de remarquer qu'une partie des ménages, 5 % estime que le coût pratiqué est bas. Par ailleurs, parmi les réponses des personnes non abonnées à la précollecte, le facteur financier ne semble pas être un verrou. Leur statut de non abonné est motivé par une autre raison principale. En effet, ces personnes se disent capables de faire le travail eux-mêmes, à une fréquence souhaitable.

Ainsi, la troisième option apparaît comme le meilleur compromis aujourd'hui entre les deux premiers.

1.2 Organisation de la précollecte et points de regroupement

Dans les quartiers à bas standing, il faudra installer et multiplier des points de précollecte de sorte que les ménages puissent mettre les ordures en tas pas loin de chez eux. Ainsi les ONG se chargeront alors du ramassage de ces tas vers les points de regroupement au bord des voies goudronnées. Les points de transit doivent être installés en nombre suffisant pour réduire les trajets de ces acteurs. Les services municipaux à partir de ces points de transit devront assurer le transport des déchets vers les points de traitement. Dans les quartiers à voirie aménagée (moyen et haut standing), la précollecte peut être faite soit par apport volontaire des ménages, soit en porte à porte avec un coût légèrement plus important que dans le bas standing. Cette option permet à la fois d'impliquer la population et de réduire les coûts.

Le Tableau 52 donne quelques indications sur le type de conteneur à mettre en place pour le regroupement des déchets avant leur enlèvement.

Tableau 52 : Matériel de précollecte envisagé

Type de récipient	Avantages	Inconvénients
Fut ou demi-fût (50 à 100 l)	Matériel de récupération à faible coût d'acquisition; Accessible aux enfants; Facilement manipulable	Faible contenance, nécessité d'un grand nombre en de nombreux points; Enlèvement manuel, donc plus lent; Fréquence d'enlèvement élevée; Matériel peu solide et donc de faible durée de vie
Conteneur de 1 m³	Bon compromis contenance-encombrement; Matériel plus solide, donc de durée de vie plus longue	Coût d'acquisition élevé; Manutention mécanique; Peu accessible aux enfants
Conteneur de 7 m³ et plus	Grande contenance; Matériel solide et de longue durée de vie	Coût d'acquisition élevé; Encombrant; Nécessité d'une manutention mécanique

Ici encore, la meilleure solution serait l'utilisation combinée de ces divers matériels. En raison des difficultés d'accès à de nombreux quartiers et des problèmes d'encombrement, les grands conteneurs de 7 m³ ne devraient être disposés que dans les quartiers à voirie aménagée. Les fûts et les petits conteneurs seraient disposés aux points de transit aménagés, en fonction de la difficulté d'accessibilité des charrettes ou des tracteurs des ONG de précollecte.

Les résultats de l'enquête menée par Topanou (Topanou, Domeizel et al. 2011; Topanou 2012) ont également montré :

- De faibles connaissances des pratiques de gestion des DSM, y compris de la part de personnes qui travaillent dans le domaine;
- Une insatisfaction aussi bien de la population bénéficiaire des services de précollecte de DSM que des autorités en charge de la GDSM de la ville;
- Le réel point faible de la filière de GDSM est l'irrégularité de ramassage et la qualité médiocre des prestations des ONG de précollecte;
- Le fort niveau de conscience de la part des charretiers qui semblent s'interroger plus sur la gestion de DSM, sinon autant que les ONG, responsables de la précollecte et du dépôt sauvage des déchets;
- La faible implication de la Mairie dans la filière de GDSM, alors qu'elle est le premier acteur responsable de la filière et que c'est elle qui doit organiser le dispositif de gestion.

Pour pallier à tous ces problèmes liés à la précollecte, la Mairie de la ville d'Abomey-Calavi devrait prendre en charge sérieusement et efficacement en tant que superviseur et maître d'ouvrage, le développement de la filière. Ainsi :

- Une subdivision de la ville d'Abomey-Calavi est indispensable et chaque zone doit être pourvue d'une ou de plusieurs centres de collecte (sites de transit);

- Des appels d'offres doivent être lancés pour l'attribution de ces zones qui seront de faibles dimensions pour que les attributaires puissent en assurer l'entretien sans trop de difficultés.

Ces solutions doivent permettre une amélioration de la précollecte pour deux raisons essentielles. Tout d'abord, la taille réduite des zones est censée limiter les déplacements des précollecteurs et optimiser leur travail. Ensuite, l'attribution de concessions pour une longue durée procure à ces entreprises une sécurité financière suffisante qui leur permet alors de réaliser les investissements nécessaires.

1.3 La collecte

La collecte est très dépendante de la précollecte et notamment du matériel utilisé. Le coût d'acquisition de ce matériel est assez élevé, voire dissuasif dans les pays en développement. Il est donc important qu'il soit adapté aux conditions locales.

A Abomey-Calavi, aucune action de collecte n'est opérationnelle. Les déchets précollectés par les ONG sont évacués sur des dépotoirs sauvages, il n'existe pas de centres de collecte, ni de décharges autorisées.

Cette situation est à l'origine de la multiplication des « dépôts sauvages » observés dans la ville. Ainsi, dans chaque zone de collecte qui regroupe plusieurs points de précollecte, il doit être construit une ou plusieurs décharges contrôlées, appelées centres de collecte et de transfert des déchets. C'est là que les attributaires des zones seront chargés de déposer les déchets. Un système de transport devra être mis en place pour évacuer ces déchets vers les centres de traitement. Des exemples de centres de collecte dans la ville de Ouagadougou sont montrés sur la Photo 15.



Photo 15 : Centres de collecte, ville de Ouagadougou

1.4 Le traitement des déchets

Différentes solutions existent au niveau mondial, mais il est important de pouvoir adapter les solutions aux conditions spécifiques de la ville concernée et à l'ensemble du contexte à la fois social, économique et environnemental.

1.4.1 Tri des déchets

C'est une étape très importante pour une bonne gestion des déchets. Compte tenu du caractère hétérogène des DSM, une bonne valorisation dépend de la qualité du tri effectué. Ainsi, dans la logique de la présente étude, le tri doit être effectué au minimum en trois catégories : les matières organiques (fermentescibles), autres combustibles (papiers, carton, plastiques, ...) et les inertes et incombustibles (déchets de génie civil, les graviers, le sable, le métal, le verre, ...). Un tri en deux catégories (inertes d'un côté et reste de l'autre) est également possible pour une valorisation énergétique. Notons d'ailleurs qu'un simple tri granulométrique permettrait certainement dans un premier temps de séparer le sable/terre du reste des déchets et pourrait déjà être une première étape pour une valorisation énergétique.

En prenant en compte les filières de recyclage relatives aux plastiques et au carton-papier, il faudra alors opter pour un tri en quatre catégories : MO, papier-carton, Plastiques et inertes-incombustibles.

Quel que soit le choix envisagé, le tri peut être organisé en deux étapes : un tri à la source (impliquant les ménages et les ONG de précollecte) et un tri beaucoup plus approfondi dans les centres de collecte ou les centres de traitement des déchets. Ce tri s'il est bien effectué aurait pour résultats : 51% de MO, 7% d'autres combustibles et 42 % d'inertes et d'incombustibles. Ces résultats ne sont cependant que théoriques, la mise en place du tri dans les pays européens par exemple a seulement permis de réduire de façon importante la masse de déchets en mélange, mais ce mélange possède des proportions en chaque élément relativement stable et semblable à celle mesurée avant la mise en œuvre du tri.

1.4.2 Séchage des déchets

Les études de caractérisation effectuées par Topanou ont montré que les DSM de la ville d'Abomey-Calavi ont une humidité très élevée (avoisinant 70%). Cette valeur représente un frein pour la valorisation thermochimique des déchets (voir triangle thermochimique en paragraphe 1.1 du chapitre 3). Il apparaît donc nécessaire d'effectuer un prétraitement consistant à abaisser la valeur de l'humidité à une valeur plus basse, au moins en dessous de 50% pour espérer une récupération d'énergie lors du procédé. Notons aussi qu'un séchage

bien fait facilite le tri des déchets qui peut alors être réalisé de façon mécanique. Même si globalement, le séchage des déchets peut être effectué de plusieurs manières (séchage solaire, bioséchage, séchage conventionnel) (voir détail en annexe 10). Dans le contexte béninois, le séchage solaire, même s'il ne permet qu'un pré-séchage semble la voie la plus appropriée.

1.4.3 Mode de traitement des DSM à Abomey-Calavi

Compte tenu de la croissance constante de la population de la ville d'Abomey-Calavi, de l'augmentation des masses, des volumes et de la variation qualitative et quantitative des déchets ménagers, il semble vital que les autorités s'orientent résolument vers les quatre piliers ci-dessous :

- La réduction à la source des déchets par le biais des campagnes de sensibilisation des populations sur les enjeux de la gestion des DSM;
- Le principe pollueur – payeur, notamment pour les entreprises quelles que soient leurs tailles;
- La valorisation biologique et thermochimique;
- Le recyclage et la réutilisation des autres types de déchets.

A Abomey-Calavi, le ratio journalier moyen étant de $0,89 \text{ kg.Jr}^{-1}.\text{hbt}^{-1}$ et la population estimée à 300 000 habitants environ en 2015, une quantité moyenne de près de 100 000 tonnes de déchets sera produite par an dans l'arrondissement, soit, compte tenu des caractérisations, 58 000 tonnes environ de fractions valorisables (compostables et combustibles). En effet, il ressort de la typologie des DSM dans la ville de Calavi que les matières combustibles (fractions fermentescibles et autres combustibles) représentent la proportion de 57,78 % dont 51,07% de fermentescibles, résultat qui suggère à priori une valorisation de la matière organique par compostage. En prenant en compte l'expérience du compostage en Afrique et en particulier au Bénin, il est clair que le compostage ne peut représenter seul une voie de valorisation durable pour la ville d'Abomey-Calavi. Cette valorisation produit en effet du compost qui aujourd'hui ne trouve pas suffisamment de débouché commercial pour soutenir la filière. Il en est cependant de même pour la valorisation énergétique qui doit également trouver une issue à cette énergie. De nombreuses solutions sont possibles, que ce soit par la production de chaleur pour des industries (séchage d'aliments, conserves, cimenterie, bitume, stérilisation, ...) ou la production d'électricité.

En examinant la complexité le développement non encore abouti du procédé de gazéification, il semble difficile que ce procédé puisse être développé dans la ville d'Abomey-Calavi à l'échelle industrielle.

Les deux modes de valorisation paraissant les plus adaptés sont ainsi la pyrolyse et la combustion. D'un côté, la combustion permet un rendement très élevé en production de chaleur, néanmoins, ce vecteur énergétique ne semble pas être celui dont la ville a le plus besoin. Un couplage avec un industriel ou la production électrique peut cependant être une piste intéressante. En effet, la combustion étant très bien maîtrisée au niveau industriel, sa mise en place est sûre et pérenne.

En comparaison, la pyrolyse permet, soit de produire un charbon tout en assurant une production de gaz suffisante pour auto alimenter le procédé en énergie, soit de maximiser la production de gaz au détriment de celle de charbon. Dans ce dernier cas, l'objectif est d'utiliser les gaz en excès pour alimenter un moteur à gaz et produire chaleur et électricité, ce qui conduit aux mêmes besoins que pour le procédé de combustion. La première solution peut avoir un réel intérêt dans le contexte béninois, permettant de produire un charbon qui peut être utilisé pour de multiples applications : charbon pour la cuisine, pour des applications industrielles ou pour l'amendement des sols cultivés.

Le choix du mode de valorisation optimal ne peut ainsi s'appuyer uniquement sur les données expérimentales recueillies au cours de ces travaux de thèse. Une étude socio-économique est nécessaire pour définir les besoins réels de la ville selon le vecteur énergétique (chaleur, électricité, charbon) et estimer les tarifs de vente de chacun de ces vecteurs. En croisant toutes ces données, un modèle de valorisation viable pourra être mis en place.

D'autres utilisations du charbon de pyrolyse peuvent aussi être envisagées afin d'améliorer le procédé au niveau environnemental, énergétique et économique. Par exemple, ce charbon contient une quantité d'azote qui pourrait lui conférer des propriétés particulières en tant que charbon actif. La littérature décrit des recherches en cours pour obtenir des charbons actifs à haute teneur en azote qui ont de très bonnes propriétés pour le traitement de l'eau, ce qui est un enjeu très important dans le contexte béninois. Ce type de matériau, à très haute valeur ajoutée, pourrait permettre d'améliorer considérablement le rendement économique du procédé étudié. Plusieurs méthodes sont envisagées pour produire des charbons de ce type : la co-pyrolyse de composés azotés et de précurseurs de charbons ou l'ammonoxidation de charbons actifs classiques sont les principales voies connues.

Les résultats des essais sur la chaudière ont donné des résultats satisfaisants sur le plan environnemental et sur le plan énergétique, ce qui confère à la combustion un meilleur atout quant au choix d'un procédé de valorisation à l'échelle industrielle.

Ainsi, il semblerait que les voies de traitement les plus efficaces pour la ville d'Abomey-Calavi seraient de coupler d'une part le compostage et une valorisation thermochimique, le tout après une phase de tri :

- Le compostage est une voie très intéressante pour valoriser les matières organiques, mais semble plus difficile à maintenir du point de vue économique. Il semble alors intéressant lors du tri de séparer les meilleurs déchets compostables vers cette voie, comme cela est réalisé dans la ville de Ouagadougou (cf. Photo 16). Cela ne représenterait qu'un faible pourcentage des déchets organiques, mais permettrait de produire un compost de haute qualité et en quantité assez faible, donc plus simple à commercialiser. Pour limiter les coûts liés au transport, il est important que le compost soit produit sur les centre de tri et de valorisation des déchets.
- La valorisation énergétique par combustion ou pyrolyse semble être une voie très intéressante pour réduire considérablement les quantités de déchets et anéantir leur impact sanitaire. Les deux voies (pyrolyse, combustion) ont des avantages et des inconvénients et il semble que le choix devra se faire principalement en fonction des valorisations des produits issus de ces voies : chaleur, électricité ou charbon.



Photo 16 : Retournement et Compost produit au CTVD de Ouagadougou

1.5 Mise en centre d'enfouissement

A Abomey-Calavi à l'instar de nombreuses villes des pays en développement, les considérations environnementales sont plutôt négligées. Les endroits où sont déversés les déchets de la ville tiennent plus de décharges sauvages que de véritables centre d'enfouissement techniques. Les habitants procèdent le plus souvent à l'utilisation de leurs déchets pour remblayer les bas-fonds, les rigoles creusées par les eaux de ruissellement et les maisons situées dans des bas-fonds. Jusqu'à aujourd'hui, Abomey-Calavi ne possède aucune décharge contrôlée pour les ordures ménagères.

Le recours au stockage ne doit être envisageable que dans le cas où aucune autre alternative ne peut être appliquée. La mise en décharge devient donc l'étape ultime et inévitable dans la chaîne de traitement et de gestion intégrée des déchets.

Il est donc clair qu'aucune de ces alternatives (compostage, incinération...) ne peut résoudre à elle seule le problème de gestion et de traitement des déchets. Mais chaque maillon de la chaîne de traitement doit viser la réduction maximale des flux destinés au maillon suivant.



Photo 17 : Bassins de lixiviats du CTVD de Ouagadougou au Burkina Faso

Ainsi, au stade final les quantités à enfouir dans la décharge seront minimales. Il revient alors à la mairie de trouver les voies et moyens pour la mise en place d'un centre de stockage des déchets ultimes (CSDU) pour la ville et respectant les normes internationales. En effet, étant donné l'humidité très importante des déchets de la ville d'Abomey-Calavi, il est indispensable que le CSDU dispose des bassins de collecte de lixiviats comme ceux du CTVD de Ouagadougou au Burkina Faso (Photo 17).

Mais il faut souligner que l'enfouissement des résidus ultimes uniquement après le traitement thermochimique limite de façon drastique ce problème, les cendres produites étant alors sèches et en quantités très limitées.

1.6 Le transport des déchets vers les centres de traitement et d'enfouissement techniques

Le transport des déchets vers les centres de traitement (compostage, traitement thermiques) et vers le CSDU doit être effectué avec des bennes tasseuses et des camions. C'est une étape très importante, très sensible, très complexe et très coûteuse. Les opérations de transport, de gestion des centres de traitement et du CSDU doivent être confiées à des entreprises privées après lancement d'appels d'offres par la Mairie. Le recours aux villes jumelées est aussi une piste intéressante pour débiter le processus et permettre d'acquérir des moyens de transport à bas coûts, mais qui soient suffisants pour mettre en place la démarche.

1.7 Conclusion

Le seul maillon fonctionnant actuellement dans le système de gestion des déchets de la ville d'Abomey-Calavi est la précollecte.

Il faudra alors améliorer cette étape primaire et compléter les autres étapes pour la mise en place d'une filière complète pour la gestion des DSM de la ville.

En effet, l'étape de transport des déchets d'un site à un autre est une phase très importante et très coûteuse. Il implique alors de mettre en place une politique de lancement d'appels d'offres pour confier cette partie aux entreprises privées et supervisée par la Mairie.

2 Filière de gestion des déchets de la ville d'Abomey-Calavi

2.1 Schéma de gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi

Tout comme la filière proposée par Topanou, le schéma proposé se résume en trois étapes comme le montre la Figure 85.

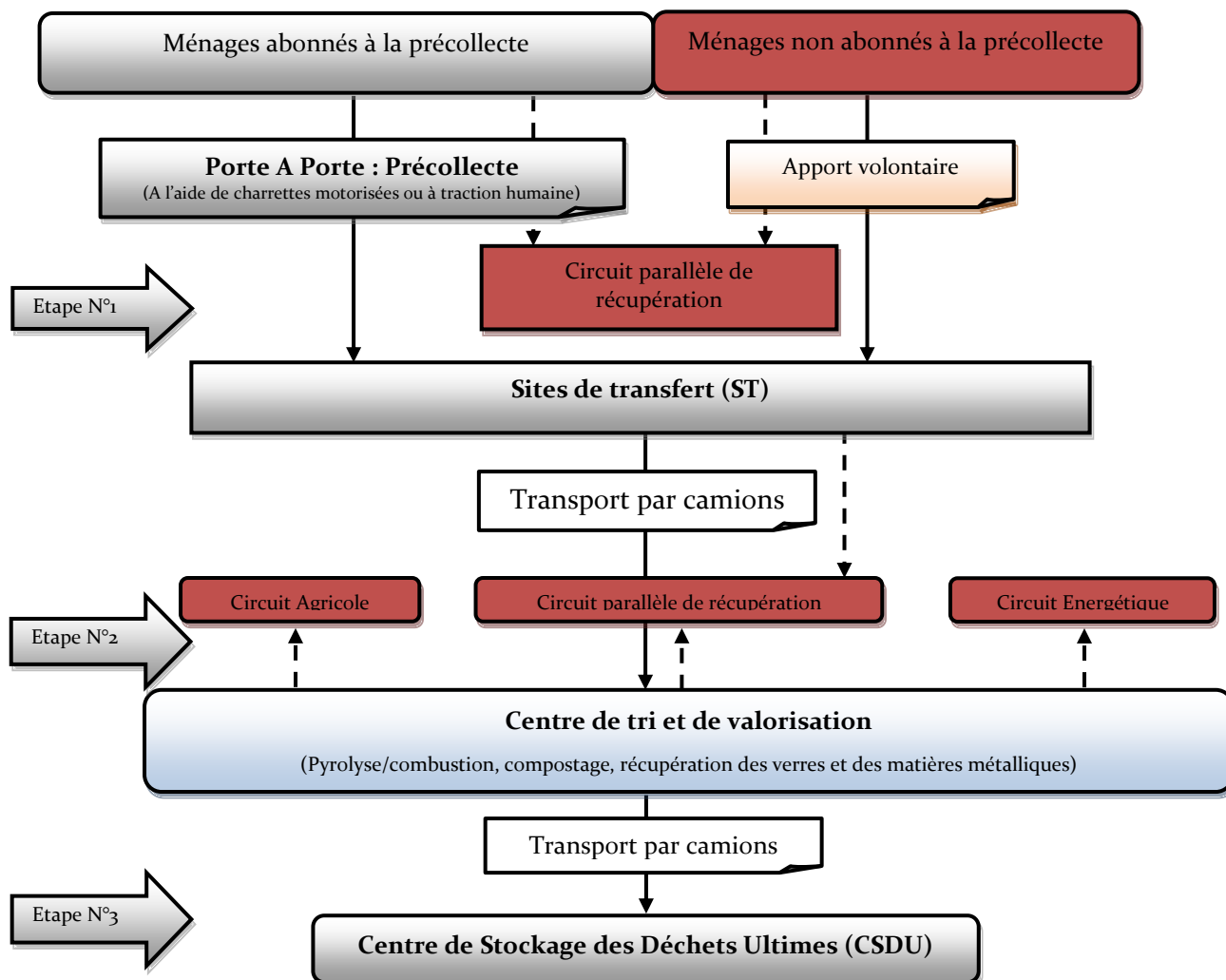


Figure 85 : Schéma de gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi

Ce schéma complète celui de Topanou par addition de la sous-partie circuit énergétique (pyrolyse/combustion) qui permet de régler de nombreux problèmes :

- Amélioration de la qualité et du bilan économique du compost en limitant sa production aux meilleurs produits;
- Valorisation énergétique vers des utilisateurs de chaleur et/ou d'électricité, ou production de charbon;
- Réduction drastique de la quantité de matières à mettre en décharge.

2.2 Rôles et responsabilités des différents acteurs

2.2.1 Les résidents

Un système fonctionnel et efficace de gestion des déchets solides requiert bien sûr la coopération et l'adhésion des résidents. Il faut par exemple s'assurer que ceux-ci cessent de jeter leurs déchets en désordre dans la ville, qu'ils se munissent de bacs à ordures et s'acquittent des frais de service auprès des précollecteurs, les informer et les sensibiliser. La meilleure solution pour ce faire est certainement de sensibiliser les personnes les plus ouvertes au changement : les enfants, les femmes, les responsables de quartiers, les responsables politiques ou ethniques, ...

L'adhésion des usagers au nouveau système de gestion des déchets est un enjeu majeur pour l'atteinte des objectifs financiers et des objectifs environnementaux. Il s'agit notamment de leur faire connaître le nouveau mode de fonctionnement qui part de la précollecte des déchets jusqu'à leur traitement et au final à l'enfouissement des déchets ultimes dans le centre d'enfouissement technique, et qui débouche sur un système viable et continu.

2.2.2 Les opérateurs privés

2.2.2.1 Les ONG de précollecte

Les ONG de précollecte interviennent dans le plus grand nombre de domaines. En effet, un tel dispositif ne peut être efficace que si un certain nombre de contraintes sont acceptées. Ainsi :

- Par l'intermédiaire de leurs commerciaux qui sont chargés de sensibiliser et de convaincre la population de s'abonner à leurs services;
- Le ramassage des déchets pour lequel ils doivent se faire payer directement par la population;
- Paiement des frais de traitement et de mise en décharge des déchets à la mairie;
- Paiement d'une taxe à la mairie pour les services d'appui qu'elle fournit.

La conception de ce partenariat public-privé est donc très étendue puisque les ONG prennent en charge l'essentiel de la politique publique et font même office de percepteur de taxes pour le compte de la mairie.

2.2.2.2 Les sociétés gestionnaires des centres de traitement

Les centres de traitement désignent ici les centres de tri, d'incinération ou de pyrolyse avec valorisation énergétique, de production de compost ou de biogaz éventuellement des déchets. Ces centres, s'ils sont opérationnels doivent trouver un débouché pour les biens et services

produits. Les sociétés gestionnaires sont en contrat avec l'administration pour une longue durée comprise entre 10 et 20 ans après sélection par appel d'offres de la mairie.

2.2.2.3 Les sociétés gestionnaires du transport des déchets et du CSDU

Ces sociétés sont en contrat avec la Mairie et sont concessionnaires après soumission à un appel d'offres lancé par la mairie. Ces sociétés doivent être des sociétés de transport possédant des camions et des bennes tasseuses adéquats pour le transport des déchets à partir des centres de collecte, ou capables d'investir un capital suffisant pour l'acquisition des moyens de transport.

2.2.3 Le rôle de l'administration

Plusieurs niveaux d'administration doivent participer à la gestion des déchets, ils ont des compétences et des intérêts divers. Les plus impliqués sont sans conteste la commune et le Ministère en charge de l'Environnement de l'Habitat et de l'Urbanisme. Les Ministères interviennent principalement au niveau de la fixation du cadre réglementaire, de la politique d'éducation environnementale et du suivi-évaluation.

La commune intervient plus directement, elle lance les appels d'offre, suit l'évolution des travaux et contrôle les activités des concessionnaires. Elle est aussi chargée de la gestion financière et particulièrement du remboursement des prêts auprès des bailleurs et participe à l'effort de sensibilisation. Elle est chargée d'implanter, de gérer la filière, de participer à son financement, de veiller au respect de la réglementation ainsi qu'éventuellement d'imposer des pénalités aux usagers ou aux opérateurs.

2.3 Financement de la filière

Dans le cadre du financement de la filière, un schéma est proposé (Figure 86). Dans ce schéma, il est proposé la création d'un compte spécial géré par la Mairie de la ville d'Abomey-Calavi et dans lequel transiteraient tous les fonds en provenance du pouvoir central (l'Etat) et tous les autres investissements provenant des bailleurs de fonds intérieurs ou extérieurs.

Le compte spécial alimentera un « Bureau de Gestion du Projet » qui sera créé à cet effet, lequel appuiera les efforts du Service Technique de Gestion de l'Environnement de la Mairie en matière de construction des centres de transit, de traitement, de la voirie, du CSDU, du lancement des appels d'offres pour le recrutement des sociétés privées de transport et de gestion des divers centres, du financement de la précollecte et de la collecte des DSM.

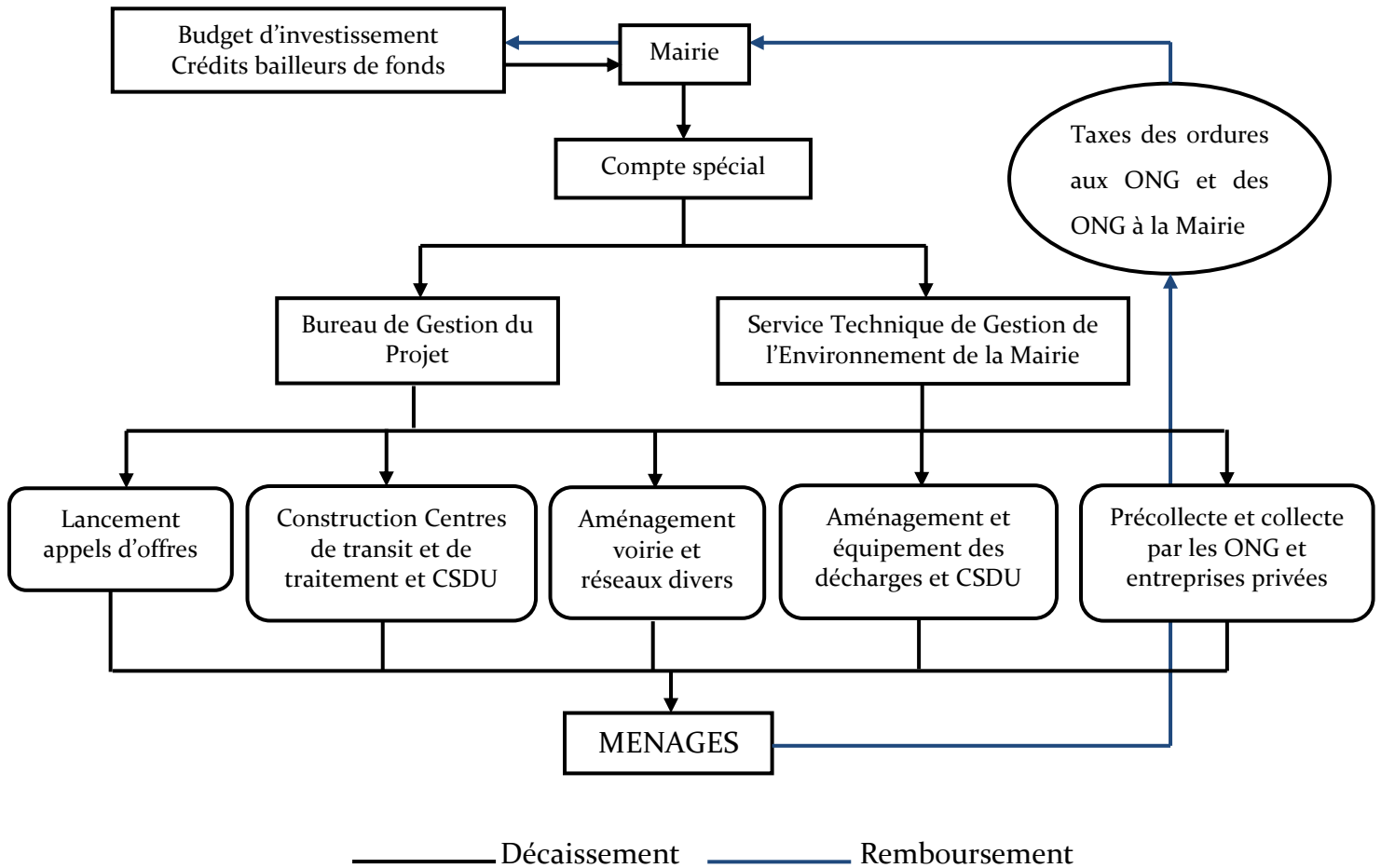


Figure 86 : Schéma de financement de la filière proposée

Le recouvrement d'une taxe des OM qui serait étudiée, instaurée proportionnellement à la norme « pollueur-payeur », équitable sur le plan des capacités des uns et des autres, doit être mis en place. Cette taxe serait attribuée à la Mairie qui se chargerait du financement de la filière par l'intermédiaire du compte spécial.

2.3.1 Les investissements

Dans le cadre de la mise en œuvre du projet, des investissements auprès de l'Etat, des bailleurs de fonds internes ou externes, des sociétés de financement sont obligatoires pour certaines réalisations. Il s'agit des travaux d'infrastructures tels que la construction du CSDU, des centres de transit, des centres de prétraitement, traitement des déchets et de production d'énergie (séchage, tri, pyrolyse, compostage, combustion) qui nécessitent de gros investissements.

2.3.2 Le financement de la précollecte

Le contrat de concession doit imposer la responsabilité de la collecte des frais d'abonnement auprès des usagers établis sur le territoire. Ces frais comprennent :

- Les frais d'exploitation, les frais financiers, les frais administratifs et le profit de l'adjudicataire;
- Le tarif de traitement et de mise en décharge payé à la Mairie.

2.3.3 Mise en décharge

Le contrat de concession doit avoir une durée supérieure ou égale à 20 ans et le concessionnaire aura pour responsabilité le transport des déchets des centres de collecte (CC) vers les centres de traitement et le CSDU, et de leur élimination. Le concessionnaire est aussi responsable de la collecte du tarif de mise en décharge auprès des exploitants des CC établis sur le territoire qui comprend les éléments suivants :

- Frais de transport, d'élimination et de traitement;
- Financement des investissements consentis et des investissements à réaliser;
- Frais de gestion, d'administration et profit de l'exploitant;
- Suivi environnemental et montant prévisionnel pour la fermeture du site;
- Le montant de la redevance à la Commune pour l'appui, le suivi et le contrôle qu'elle assume dans la gestion des déchets.

2.4 Conclusion

Pour un Système de gestion efficace des déchets, il faudrait avant tout une prise de conscience générale et des moyens pour l'organisation des différentes parties de la filière. En effet, chaque acteur à partir de l'Etat, des autorités communales jusqu'aux producteurs des déchets (ménages) doivent prendre en main la gestion efficace des déchets pour une mise en place optimale d'une filière complète de la gestion des DSM de la ville d'Abomey-Calavi et en générale au Bénin et éventuellement une extension Ouest-Africaine.

CONCLUSION GENERALE

La présente étude a eu pour objectif de mettre à la disposition des différents acteurs en charge de la gestion des DSM la proposition de solutions techniques de traitement et une filière complète de gestion des déchets solides ménagers sur la base des données caractéristiques fiables.

Les résultats de la recherche bibliographique montrent qu'il existe une littérature de plus en plus fournie sur le traitement des déchets dans les PED, mais les travaux relatifs à la situation du Bénin sont peu nombreux. La collecte et le traitement efficace de ces déchets restent confrontés aux réalités socio-économiques de nos villes couplées à une volonté politique mitigée. La pollution des eaux, du sol, de l'air et les impacts socio - sanitaires sur l'Homme, en sont les conséquences directes dont les effets, malheureusement, se multiplient au quotidien surtout sur les couches sociales les plus vulnérables. On rencontre, fort heureusement et de plus en plus d'actions de gestion des DSM qui sont réalisées dans les grandes villes africaines même si parfois, elles ne sont pas bâties sur des données scientifiques objectives.

Les résultats des campagnes de caractérisation des DSM d'Abomey-Calavi (Humidité, pH, rapport C/N, teneur en MO, teneur en fermentescibles) ont montré que ceux-ci sont plus favorables au traitement biologique tel que le compostage. En prenant en compte l'expérience des centres de traitement de Hèvié et de Tohoué à Porto-Novo, et l'expérience des usines de compostage en Afrique, il est clair que la production de compost reste uniquement possible avec la conception de systèmes intégrés. Ainsi, la présente étude n'a abordé que l'étude des procédés thermochimiques et leur mise en application dans le contexte béninois et plus particulièrement pour la ville d'Abomey-Calavi, elle complète les travaux effectués précédemment.

Un mélange combustible modèle a été élaboré pour les études au laboratoire, ce combustible est constitué de **88 % de Bois, 7 % de carton et 5 % de plastique.**

L'étude de la pyrolyse a été réalisée en deux temps : une première partie sur la pyrolyse lente en ATG et une deuxième partie sur la pyrolyse rapide. Les études en ATG ont révélé qu'en raison de la présence des plastiques, la pyrolyse rapide du DM ne peut s'effectuer qu'à une température supérieure à 500°C. En effet, l'effet de synergie entre les matériaux plastique et cellulosique est négligeable. Ainsi l'étude de la pyrolyse rapide a été effectuée entre 600 et 900°C.

Dans la continuité des résultats obtenus en pyrolyse, une étude de gazéification à l'air a été effectuée sur le bois et le DM à une température de consigne de 800°C dans un réacteur à lit fluidisé dense. Les essais ont permis d'observer que les résultats sur ces deux types de

combustibles sont très proches. Un modèle simple pour la production de gaz, de condensables et de charbon pendant la gazéification en lit fluidisé a été élaboré. Ce modèle se décompose en trois étapes et prévoit la formation de la quasi-totalité des produits. Alimenté avec les données des essais, ce modèle donne d'assez bons résultats. En affinant les bilans massiques sur l'hydrogène, l'oxygène, et en tenant compte de tous les réactions ayant lieu au cours de la gazéification ce modèle pourrait être beaucoup plus amélioré.

Du point de vue énergétique, la gazéification a donné de meilleurs résultats par rapport à la pyrolyse. L'intérêt de la gazéification est la conversion de l'ensemble du carbone contenu dans le solide de départ. Même si l'intérêt environnemental de la gazéification ne peut pas être mis en doute, l'intérêt économique est certainement plus discutable. Ainsi, la voie de la pyrolyse en atmosphère inerte devrait donc être privilégiée par rapport à la gazéification, le charbon produit pouvant alors être utilisé pour fournir de l'énergie au procédé via une combustion dans un réacteur séparé.

Les essais sur la chaudière à grilles mobiles du LERMAB montrent que la combustion du DM et du bois donne des résultats similaires pour les deux types de combustibles. Par ailleurs, la combustion du DM est bien maîtrisée et permet d'obtenir des rejets très faibles inférieurs aux normes réglementaires. Ces résultats paraissent très intéressants quant au choix définitif d'une meilleure voie de valorisation des déchets d'Abomey-Calavi.

Une filière de gestion des DSM est proposée à l'issue de cette étude. Cette filière se veut être une solution aux conséquences des pratiques de remblai des bas-fonds par les DSM.

De l'analyse des traitements thermochimiques étudiés, il ressort que la pyrolyse et la combustion sont les deux voies les plus prometteuses de valorisation des déchets dans le contexte de la ville d'Abomey-Calavi. Il s'agit alors de retenir d'une part la pyrolyse ou la combustion précédée de séchage et du tri et succédée par une production énergétique à grande échelle, et d'autre part le compostage précédé du tri pour un éventuel circuit agricole, avec le recyclage des autres types de DSM issus du tri. Il est primordial de souligner que la faiblesse de ces procédés de traitement réside dans le fait que le tri se fait hors de la source. Ce point faible pourra être amélioré progressivement, en sensibilisant les populations afin qu'elles adhèrent à une politique de tri à la source. Parmi les autres déchets valorisables, il y a le verre et les métaux. Il importe donc, d'avoir des unités de récupération et de valorisation de ces matières recyclables.

Par ailleurs, cette étude n'intègre que les DSM, mais il faudrait également identifier d'autres déchets tels que les déchets des administrations, des industries, de l'agriculture et éventuellement ceux des centres de santé et les déchets liquides favorables à une valorisation

par biométhanisation. Ce faisant, une gestion globale de tous les déchets produits sur la commune d'Abomey-Calavi permettra de mieux maîtriser les impacts environnementaux et de santé publique que produit la non maîtrise de toute chaîne des déchets.

Concernant l'étude thermochimique effectuée sur le déchet modèle, une étude plus approfondie, intégrant une caractérisation plus approfondie sur les déchets réels de la ville d'Abomey-Calavi doit également être envisagée.

Finalement, une étude socio-économique est indispensable pour définir les besoins réels de la ville selon le vecteur énergétique (chaleur, électricité, charbon) et estimer les tarifs de vente de chacun de ces vecteurs.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- Aboulkas, A., K. El harfi, et al. (2010). "Thermal degradation behaviors of polyethylene and polypropylene. Part I: Pyrolysis kinetics and mechanisms." Energy Conversion and Management **51**(7): 1363-1369.
- Aboulkas, A., K. E. Harfi, et al. (2007). "Kinetics of copyrolysis of tarfaya (morocco) oil shale with high-density polyethylene." Oil Shale **24**(1): 15-33 Pages.
- Abu-Qudais, M. and H. A. Abu-Qdais (2000). "Energy content of municipal solid waste in Jordan and its potential utilization." Energy Conversion & Management **41**: 983 – 991 Pages.
- Adefemi, S. O. and E. E. Awokunmi (2009). "The impact of municipal solid waste disposal in Ado-Ekiti metropolis, Ekiti-State, Nigeria." Afr. J. Environ. Sci. and Tech. **3**(8): 186-189 Pages.
- ADEME (1996). "La collecte et le traitement des déchets." Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie, France.
- ADEME (2000-b). "Déchets Municipaux: des chiffres clés." 2ème éditions: 12 pages.
- ADEME (2001). "Pyrolyse et gazéification de la biomasse pour la production d'électricité." Procédés et acteurs: 155 pages.
- Adjia, R., W. M. L. Fezeu, et al. (2008). " long term effect of municipal solid waste amendment on soil heavy metal content of sites used for peri urban agriculture in Ngaoundere, Cameroon." Afr. J. Environ. Sci. Techn. **2**(12): 412-421 Pages.
- Agrawal, R. K. (1998). "Compositional Analysis by Thermogravimetry." American Society for Testing and Materials, Philadelphia: 259
- Ahoussi, K. E., N. G. Soro, et al. (2008). "ground water pollution in africa Biggest towns: case of the town of abidjan (CI)." Environnemental Journal Scientific Research **Vol N° 2**: 302-316 Pages.
- Akahira, T. and T. Sunose (1971). "Joint convention of four electrical institutes." Res Rep Chiba Inst Technol **16**: 22-31 p.
- Alen, R., P. Oesch, et al. (1995). "Py-GC/AED studies on the thermochemical behavior of softwood." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **35**: 259-265.
- Allsopp M, Costner P, et al. (2001). "Incineration and Human Health; State of Knowledge of the Impacts of Waste Incinerators on Human Health." Greenpeace Research Laboratories: 84 pages.
- Aloueimine, S. O., G. Matejka, et al. (2006 a). "Caractérisation des ordures ménagères à Nouakchott – Partie 1 : Méthode d'échantillonnage." Déchets, Sciences et Techniques **n° 44**.

- Aloueimine, S. O., G. Matejka, et al. (2006 b). "Caractérisation des ordures ménagères à Nouakchott – Partie 2: Résultats en saison sèche et en saison humide » " Déchets, Sciences et Techniques n° 44.
- Alouemine, S. O. (2006). Méthodologie de caractérisation des déchets ménagers à Nouakchott (Mauritanie) : Contribution à la gestion des déchets et outils d'aide à la décision. Chimie et Microbiologie de l'eau, Université de Limoge. **Thèse de Doctorat N° 012-2006**: 195.
- Aluko, O. O. and M. K. Sridhar (2005). "Application of constructed wetlands to the treatment of leachates from municipal solid waste landfill in Ibadan, Nigeria." J. Environ Health, **Vol. 67**(N°10): 58-62 Pages.
- Alvarenga, L. M., T. P. Xavier, et al. (2012). "Analysis of Reaction Kinetics of Carton Packaging Pyrolysis." Procedia Engineering **42**(0): 113-122.
- Alvarenga, L. M., T. P. Xavier, et al. Dynamic analysis of reaction kinetics of carton packaging pyrolysis. Computer Aided Chemical Engineering, Elsevier. **Volume 31**: 180-184.
- Anonyme-1 (2000- 2003). "Programme de recherche et développement." 102 Pages.
- Anonyme-3 "Feriana environnement. Exemple de remise en état: carrière de calcaire, (SOTACIB de Feriana)."
<http://www.edunet.tn/ressources/sitetabl/sites/kasserine/Feriana/feriana/environnement.htm>.
- Antal, M. J. (1983). "Part I: Biomass pyrolysis: a review of the literature." Carbohydrate pyrolysis. Adv. in sol. energy.
- Antal, M. J. (1985). "Biomass pyrolysis: a review of the literature. Part II: Lignocellulose pyrolysis." Adv. sol. Energy.
- Antonni and rard (2008). Lits fluidisés : Caractéristiques générales et applications. Paris, FRANCE, Techniques de l'ingénieur.
- Antonni, g. and M. HAZI (2004). "PYROLYSE – GAZEIFICATION DE DECHETS SOLIDES : Etat de l'art des procédés existants, Faisabilité de traitement d'un déchet par Pyrolyse ou Gazéification." Etude ADEME: PROCEDIS
- Awokunmi, E. E., S. S. Asaolu, et al. (2010). "Effect of leaching on heavy metals concentration of soil in some dumpsites." Afr. J. of Environ. Sci. Techn. **4**(8): 495-499 Pages.
- Ayeni, F. (2006). An assessment of the effectiveness of private operators participation in solid waste management in Ibadan North Local Government, Oyo State, Nigeria. M.Sc.

- Department of Urban and Regional Planning. Nigeria, Obafemi Awolowo University, Ile-Ife. **Thesis**.
- Aznar, M. a. P., M. A. Caballero, et al. (2006). "Plastic waste elimination by co-gasification with coal and biomass in fluidized bed with air in pilot plant." Fuel Processing Technology **87**(5): 409-420.
- BARHE, A. T. (2004). Etude expérimentale et numérique de l'influence des paramètres opératoires sur les mécanismes de formation des oxydes d'azote lors de la combustion de mélanges de matériaux cellulosiques et plastiques, Université de Poitiers. **Thèse de Doctorat**.
- Bawa, M., G. Djaneye-boundjou, et al. (2006). "Caractérisation de deux effluents industriels au Togo : étude d'impact sur l'environnement, Afrique science." **02**(1) : 57-68 Pages.
- Beaumont, O. (1985.). "« La combustion du bois »." Biomasse actualité n° 17.
- Bernard, C. (2005). Caractérisation et Optimisation de la Combustion de Bois Fragmenté en Chaufferies Automatiques. Sciences du Bois. Nancy 1, France, Université Henri Poincaré. **Thèse de Doctorat** : 197.
- Bernard, C., M.L. Rabot-Querci, et al. (2006). "Optimiser la combustion pour un développement durable du bois énergie." Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP Vol 61(N° 2): 203-211.
- Bhandare, P. S., B. K. Lee, et al. (1997). "Study of pyrolysis and incineration of disposable plastics using combined TG/FT-IR technique." Journal of thermal analysis vol. 49: pp. 361-366.
- Bilbao, R., J. F. Mastral, et al. (1997). "Kinetic study for the thermal decomposition of cellulose and pine sawdust in an air atmosphere." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **39**(1): 53-64.
- Biswas, S., P. Mohanty, et al. "Studies on synergism in the cracking and co-cracking of Jatropha oil, vacuum residue and high density polyethylene: Kinetic analysis." Fuel Processing Technology **106**(0): 673-683.
- BlazsÃ³, M. (1993). "Polyaromatization in common synthetic polymers at elevated temperatures." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **25**(0): 25-35.
- Bockhorn, H., A. Hornung, et al. (1999). "Mechanisms and kinetics of thermal decomposition of plastics from isothermal and dynamic measurements." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **50**(2): 77-101.

- Bockhorn, H., A. Hornung, et al. (1999). "Kinetic study on the thermal degradation of polypropylene and polyethylene." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **48**(2): 93-109.
- Bockhorn, H. and R. Knumann (1993). "Pyrolyse von PVC und Kunststoffgemischen bei Milden Bedingungen als Möglichkeit zur Auftrennung von Kunststoffabfällen." VDI Ber. **1090**: 423.
- Bolaane, B. and M. Ali (2004). "Sampling Household Waste at Source: Lessons Learnt in Gaborone." Waste Management & Research **Vol. 22**, (N°3): 142-148 Pages.
- Bouda, M. (2005). Contribution à l'étude de la dégradation thermique des déchets industriels : cas des résidus phytosanitaires du Burkina Faso, Université de Ouagadougou. **Thèse de Doctorat** : 151 Pages.
- Bourchenin, A. (1999). Etude de la dégradation thermique de composés représentatifs de la fraction combustible des déchets ménagers France, Université de Poitiers. **Diplôme d'Etudes Pratiques Scientifiques**
- Brage, C., Q. Yu, et al. (1996). "Characteristics of evolution of tar from wood pyrolysis in a fixed-bed reactor." Fuel **Vol 75**(N° 2): 213-219.
- Branca, C., P. Giudicianni, et al. (2003). "GC/MS Characterization of liquids generated from low-temperature pyrolysis of wood." Ind. Eng. Chem. Res. **42** 3190 – 3202.
- Bridgwater, A. V. (1995). "The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation." Fuel **74**(5): 631-653.
- Broadhurst, T. E. and H. A. Becker (1975). "Onset of fluidization and slugging in beds of uniform particles." AIChE Journal **21**(2): 238-247.
- Campoy, M., A. Gámez-Barea, et al. (2009). "Air-steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air." Fuel Processing Technology **90**(5): 677-685.
- Caubet, S., P. Corte, et al. (1980). "Gaseous fuel from biomass by flash pyrolysis." Energy from biomass, first conference: pp. 542-547.
- Ceamanos, J., J. F. Mastral, et al. (2002). J. Anal. Appl. Pyrolysis **65**: 93.
- Ceamanos, J., J. F. Mastral, et al. (2002). "Kinetics of pyrolysis of high density polyethylene. Comparison of isothermal and dynamic experiments." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **65**(0): 93-110.
- Charnay, F. (2005). Compostage des déchets urbains dans les PED : Elaboration d'une démarche méthodologique pour une production pérenne de compost, Université de Limoges. **Thèse de doctorat N°56**.

- Chippaux, J. P., S. Houssier, et al. (2002). "Étude de la pollution de l'eau souterraine de la ville de Niamey, Niger, Bull Soc Pathol Exot." **94**(2): 119-123 Pages.
- Chofqi, A., A. Younsi, et al. (2004). "Environmental impact of an urban landfill on a coastal aquifer (El Jadida, Morocco)." Journal of African Earth Sciences **Vol. 39**(Issues 3-5): 509-516 Pages.
- Chouti, W., M. D, et al. (2011). "The Porto-Novo (south Benin) lagoon waters toxicity based on two methods: the toxicity tests on prawn larvae of artemia salina and the direct measurement of the metallic trace elements (Pb, Cd and Hg) concentration in the fish." European Journal of Scientific Research **Vol.53**(3): 306-316. Pages.
- Chun, T. L., H. K. Zhuang, et al. (2001). "PAH Emission from incineration of three plastic wastes." Environment International **Vol 27** : pp. 61-67.
- Cointreau-Levine, S. (1997). "Systèmes de gestion des déchets solides financièrement durables. Déchets solides en milieu urbain d'Afrique de l'Ouest et Centrale –Vers une gestion durable, Abidjan, Côte d'Ivoire, 1996." 29-34 Pages.
- Cooper, C. D., B. Kim, et al. (1999). "Estimating the Lower Heating Values of Hazardous a Solid Waste." Journal of the Air and Waste Management Association **49**: 471 - 476 Pages.
- Corella, J., J. M. Toledo, et al. (2004). "Olivine or Dolomite as In-Bed Additive in Biomass Gasification with Air in a Fluidized Bed:Which Is Better?" Energy & Fuels **18**(3): 713-720.
- Courson, C., L. Udron, et al. (2002). "Hydrogen production from biomass gasification on nickel catalysts: Tests for dry reforming of methane." Catalysis Today **76**(1): 75-86.
- Courson, C., L. Udron, et al. (2002). "Grafted NiO on natural olivine for dry reforming of methane." Science and Technology of Advanced Materials **3**(3): 271-282.
- CREPA (2011). "Etude sur la gestion des déchets plastiques dans l'espace UEMOA : Cas du Bénin." Rapport final: 59.
- David, C., S. Salvador, et al. (2003). "Determination of a reaction scheme for cardboard thermal degradation using thermal gravimetric analysis." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **67**(2): 307-323.
- DCAM Bethesda (2010). "La Gestion des Déchets au Bénin : Stratégie, acquis et défis " Symposium International sur la Gestion Durable et la Valorisation des Déchets dans les Pays en Développement, Cotonou en République du Bénin: 18.
- de Andres, J. M., A. Narros, et al. "Behaviour of dolomite, olivine and alumina as primary catalysts in air-steam gasification of sewage sludge." Fuel **90**(2): 521-527.

- Debal, M. (2014). Etude comparative de la gazéification catalytique de la biomasse versus sa combustion directe pour la cogénération Science du Bois et des Fibres. ENSTIB, Université de Lorraine. **Thèse de Doctorat**.
- Déglise, X. (1982). "Les conversions thermochimiques du bois." Revue Forestière Française. **XXXIV** (4): 249-270.
- Déglise, X. and A. Donnot (2004). "Bois énergie." Techniques de l'ingénieur **BE 8535**.
- Déglise, X., P. Morlière, et al. (1980b). "Mass and energy balances for a two fluidised bed pilot plant which operates on wood fast pyrolysis." Energy from biomass, First conference: pp. 569-573.
- Déglise, X., C. Richard, et al. (1980a). "Fast pyrolysis/gasification of lignocellulosic materials at short residence time." Energy from biomass, First conference: 548-553.
- Delgado, J. s., M. a. P. Aznar, et al. (1997). "Biomass Gasification with Steam in Fluidized Bed: Effectiveness of CaO, MgO, and CaO+MgO for Hot Raw Gas Cleaning." Industrial & Engineering Chemistry Research **36**(5): 1535-1543.
- Devi, L., K. J. Ptasiński, et al. (2005). "Catalytic decomposition of biomass tars: use of dolomite and untreated olivine." Renewable Energy **30**(4): 565-587.
- Diop, O. (1988). Contribution à l'Etude de la Gestion des Déchets Solides de Dakar: Analyse systématique et aide à la décision. Département de Génie Rural et Géométrie, Ecole Polytechnique Fédérale de Lausanne, Suisse. **Thèse de doctorat N°757**: 292 pages.
- Dixon, L. G. and D. J. Williams (1977). "Comprehensive chemical kinetics (C. H. Branford and C. F. H. Tipper, (eds)." Elsevier, Amsterdam **17**: pp. 1-248.
- Dorandeu, F. (2008). "Risques toxiques dans les pays à infrastructures déficitaires." Médecines tropicales **68**: 375-384 Pages.
- Dossogne, R. "Polyéthylènes haute densité." Techniques de l'ingénieur, traité Matériaux non métalliques **Doc. A 3315**.
- Dryer, F. L. and I. Glassman (1978). "Prog. Astronaut." Aeronaut. **Vol 62**.
- Dufour, A. (2007). Optimisation de la production d'hydrogène par conversion du méthane dans les procédés de conversions thermochimiques de la biomasse Science du Bois. Nancy, Institut National Polytechnique Lorrain. **Thèse de doctorat**.
- Dufour, A., E. Masson, et al. (2011). "Evolution of Aromatic Tar Composition in Relation to Methane and Ethylene from Biomass Pyrolysis-Gasification." Energy and Fuels **25**: 4182-4189.

- Dufour, A., E. Masson, et al. (2009). "Synthesis gas production by biomass pyrolysis: Effect of reactor temperature on product distribution." International Journal of Hydrogen Energy **34**: 1726-1734.
- Dufour, A., P. Girods, et al. (2007). "Comparison of two methods of measuring wood pyrolysis tar." Journal of Chromatography A. **1164**: 240 – 247.
- Dumon, R. and M. Gelus (1982). "« Valorisation chimique du bois », cha III : « Préparation chimique du bois de feu » " Edition Masson: Pp 8, 9,11.
- Dupont, C., L. Chen, et al. (2009). "Biomass pyrolysis: Kinetic modelling and experimental validation under high temperature and flash heating rate conditions." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **85**(N° 1-2): 260-267.
- El Bakali, A., P. Dagaut, et al. (2004). "Experimental and modelling study of the oxidation of natural gas in premixed flame, shock tube, and jet stirred reactor " Combustion and Flame **137**: pp.109-128.
- Encinar, J. M. and J. F. González (2008). "Pyrolysis of synthetic polymers and plastic wastes. Kinetic study." Fuel Processing Technology **89**(7): 678-686.
- Ergun, S. (1952). "Fluid flow through packed columns." Chemical Engineering Progress **48**: 89.
- Fang, M. X., D. K. Shen, et al. (2006). "Kinetic study on pyrolysis and combustion of wood under different oxygen concentrations by using TG-FTIR analysis." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **77**(1): 22-27.
- Fang YQ, Wang QW, et al. (2012). "Thermal and burning properties of wood flour-poly (vinyl chloride) composite." J Therm Anal Calorim **109**: 1577–85.
- Faravelli, T., A. Frassoldati, et al. (2003). "Kinetic modelling of the interactions between NO and hydrocarbons in the oxidation of hydrocarbons at the low temperatures." Combustion and Flame **132**: pp. 188-207.
- Féniel, P. and M. Culot (2009). "Household solid waste generation and characteristics in Cape Haitian city, Republic of Haiti,." Resources, Conservation and Recycling **54**: 73–78 Pages.
- Florimonde LEBEL (2008). Etude des phénomènes de corrosion à haute température en environnement type UVED – Développement d'un pilote laboratoire et quantification des paramètres clés gouvernant les mécanismes. Physique et Chimie de la Matière et des Matériaux, Université de Nancy/Ecole Doctorale : EMMA. **Thèse de Doctorat**: 236.

- FoE (2002). "Incineration or Something Sensible? A Briefing from Friends of the Earth Scotland." 15 pages.
- François, V. (2004). Détermination d'indicateurs d'accélération et de stabilisation de déchet ménagers enfouis. Etude de l'impact de la recirculation de lixiviats sur colonnes de déchets, Université de Limoges. **Thèse de doctorat N°8-2004**.
- Francois, V., G. Feuillade, et al. (2006). "Indicating the parameters of the state of degradation of municipal solid waste." Journal of Hazardous Materials: 1008–1015 pages.
- Friedman, H. L. (1965). "Kinetics of thermal degradation of char-foaming plastic for thermogravimetry: application o to a phenolic resin." Journal Polymer Sci **6C**: 183-195 pp.
- Fuzessery, S. "Polyéthylènes basse densité." Techniques de l'ingénieur, traité Plastiques et Composites **Doc. A 3310**.
- Gao, Z. A., I. Nakada,M. ((2003)). J. Anal. Appl. Pyrolysis **67**: 1.
- Garcia, A. J., M. B. Esteban, et al. (2005). "Biodegradable municipal solid waste: Characterization and potential use as animal feedstuffs." Waste Management **25**: 780–787 Pages.
- Gardiner, J. W. C. and D. B. Olson (1980). "Chemical kinetics of high Temperature Combustion." Annual Reviews of Physical and Chemistry **31**: pp. 377.
- Gbedo, V. (2010). Problématique de la valorisation des déchets plastiques à Cotonou : Approche pour une maîtrise des aspects technique et socio-économique, Université d'Abomey-Calavi. **Thèse de Doctorat**: 237 Pages.
- Geldart, D. (1973). "Types of gas fluidization." Powder Technology **7(5)**: 285-292.
- Girods, P. (2008). Procédé multi-étagé de valorisation des déchets Bois type Panneaux de Particules. Sciences du bois. Nancy, FRANCE, Université Henry Poincaré. **Thèse de Doctorat**: 278.
- Glarborg, P., M. U. Alzueta, et al. (1998). "Kinetic modelling of hydrocarbons / nitric oxide interactions in a flow reactor." Combustion and Flame **115**: pp. 1-27.
- Glassman, I. (1996). "« Combustion »." Third edition, Academic Press.
- Good, J., L. Ventress, et al. "Sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gases «CEN_BT/TF 143 “Organic contaminants (“tar“) in biomass producer gases.”
- Graham, R. G., M. A. Bergougnou, et al. (1984). "Fast pyrolysis of biomass." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **6(2)**: 95-135.

- Green, A. E. S. and S. M. Sadrameli (2004). "Analytical representations of experimental polyethylene pyrolysis yield." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **Vol 72**: pp 329-335.
- Grioui, N., K. Halouani, et al. (2006). "Thermogravimetric analysis and kinetics modelling on isothermal carbonization of olive wood in inert atmosphere." Thermochimica Acta **Vol 440**: 23-30.
- Haluk, J. P. (1994). "Composition chimique du Bois. Le Bois Matériau d'Ingénierie." ARBOLOR, Nancy: 54-89.
- Hamidou, S. (2005). Gestion des déchets ménagers dans les Pays En Développement : Cas du Burkina Faso. Dégradation thermique de leur fraction combustible. Energétique, Thermique, Combustion, Université de Ouagadougou. **Thèse de Doctorat**: 153 Pages.
- Han, B., Y. Chen, et al. (2014). "Co-pyrolysis behaviors and kinetics of plastics-biomass blends through thermogravimetric analysis." Journal of Thermal Analysis and Calorimetry **115**(1): 227-235.
- Hasselriis F and Licata A (1996). "Analysis of heavy metal emission data from municipal waste combustion." Journal of Hazardous Materials **77**: 102 Pages.
- Herguido, J., J. Corella, et al. (1992). "Steam gasification of lignocellulosic residues in a fluidized bed at a small pilot scale. Effect of the type of feedstock." Industrial & Engineering Chemistry Research **31**(5): 1274-1282.
- Hernández-Berriel, M. C., L. Márquez-Benavides, et al. (2008). "The Effect of Moisture Regimes on the Anaerobic Degradation of Municipal Solid Waste from Metepec (México)." Waste Management **28**(1): 13-20.
- Hos, J. J. and M. J. Groeneveld (1987). "Biomass gasification." D.O. Hall and R.P. Overend (eds.) Biomass Regenerable Energy: 221-235.
- Houot, S. and J. Rose (2002). "« Déchets (agricoles, urbains, industriels) », Prospective SIC 2002 Synthèse de l'atelier n° 8 ; Division « Surfaces et Interfaces Continentales » ; INSU."
- Ibtissam, I., M. Alami, et al. (2007). "Évaluation de la pollution nitrique de la nappe phréatique de la zone côtière du Gharb (M'nasra) au Maroc entre 1993 et 2003." Afrique SCIENCE **03**(3): 378 – 390 Pages.
- INSAE (2008). "Projections départementales révisées des données du RGPH3. Bénin."
- J. Y. Legoux and C. Le Douce (1995). "L'incinération des déchets ménagers." Ed. Economica.

- Kafando, P., T. Rogaume, et al. "Contribution à l'étude de dégradation thermique de déchets industriels du Burkina Faso : Cas des déchets d'emballage." Journal of Environmental Engineering and Science
- Kaibouchi, S. (2004). Mâchefers d'incinération d'ordures ménagères : Contribution à l'étude des mécanismes de stabilisation par carbonatation et influence de la collecte selective. **Thèse de doctorat.**
- Kathirvale, S., M. N. Muhud Yunus, et al. (2003). "Modeling the heating value of Municipal Solid Waste, Fuel." **82**: 1119-1125.
- Kawaguchi, O., T. Ohtani, et al. (1997). "Thermal decomposition Process of Polyethylene Pellet in a hot stagnation Flow." Combustion Science and Technology **130**: 411 – 421.
- Kayagan, I. and O. M. Dogan (2008). "Pyrolysis of Low and High Density Polyethylene. Part I: Non-isothermal Pyrolysis Kinetics." Energy Sources, **30**: 395-391.
- Kerdsuwan, S. (1994). Contribution à l'étude de l'incinération des déchets urbains : expérimentation en four rotatif, optimisation et modélisation thermique de fonctionnement, Université de Poitiers. **Thèse de doctorat.**
- Khaghanikavkani, E. and M. M. Farid (2011). "Thermal pyrolysis of polyethylene: Kinetic study." Energy Sci. Technol. **2**(01): 1-10.
- Kim, S., E. Jang, et al. (2004). Polym. Degrad. Stab. **85**: 741.
- Kim, S. and Y.-C. Kim (2005). "Using isothermal kinetic results to estimate the kinetic triplet of the pyrolysis of high density polyethylene." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **73**(1): 117-121.
- Kiran, E. and J. K. Gillham (1976). "Pyrolysis-molecular weight chromatography: A new on-line system for analysis of polymers. II. Thermal decomposition of polyolefins: Polyethylene, polypropylene, polyisobutylene." Journal of Applied Polymer Science **20**(8): 2045-2068.
- Kirian, N., E. Ekinci, et al. (2000). "Recycling of plastic wastes via pyrolysis." Resources, conservation and Recycling **29**: pp. 273-283.
- Kissinger, H. E. (1956). "Variation of peak of temperature with heating rate in differential thermal analysis." J Res Nat Bur Stand **57**: 217 p.
- Klose, W. (1972). «Zur Pyrolyse- und Verbrennungskinetik Organischer Natur- und Kunststoffpartikeln." Technischen Universität Berlin.
- Koledzi, E. K., Y. Kpabou, et al. (2011). "Composition of municipal solid waste and perspective of decentralized composting in the districts of Lomé, Togo." A Glance at the World / Waste Management **31**: 603–609 Pages.

- Koledzi, K. E. (2011). Valorisation des déchets solides urbains dans les quartiers de Lomé (TOGO) : Approche méthodologique pour une production durable de compost. Chimie et Microbiologie de l'eau, UNIVERSITE DE LIMOGES. **Thèse de doctorat N° 04-2011**: 224.
- Koppatz, S., C. Pfeifer, et al. "Comparison of the performance behaviour of silica sand and olivine in a dual fluidised bed reactor system for steam gasification of biomass at pilot plant scale." Chemical Engineering Journal **175**(0): 468-483.
- Koppatz, S., C. Pfeifer, et al. (2009). "H₂ rich product gas by steam gasification of biomass with in situ CO₂ absorption in a dual fluidized bed system of 8 MW fuel input." Fuel Processing Technology **90**(7-8): 914-921.
- Koulétio, H. (2001). Stratégie de traitement des ordures ménagères pour une valorisation énergétique. Gébie mécanique et Energétique, Université d'Abomey-calavi/ EPAC. **Mémoire DIT**: 97 Pages.
- Kple, M., P. Girods, et al. (2015). "Kinetic of low density polyethylene using thermogravimetric analysis, Part 1: Dynamic study." Journal of Waste and Biomass Valorization: 12 pages.
- Kple, M., P. Girods, et al. (2014). "Isothermal kinetic study of corrugated cardboard using Thermogravimetric Analysis." Renewable Energy:12 pages
- Kple, M., P. Girods, et al. (2015). "Kinetic study of Low Density Polyethylene using Thermogravimetric Analysis, Part 2: Isothermal study" Journal of Waste and Biomass Valorization: 14 pages.
- Kumar, S. and R. K. Singh (2011). "Recovery of hydrocarbon liquid from waste high density polyethylene by thermal pyrolysis." Brazilian Journal of Chemical Engineering **28**(04): 659-667.
- Kumar, S. and R. K. Singh (2014). "Pyrolysis kinetics of Waste High Density Polyethylene using Thermogravimetric Analysis." International journal of Chem Tech research **6**(N°1): 131-137 pp.
- Kuroki, T., T. Sawaguchi, et al. (1982). "Mechanism for long-chain branching in the thermal degradation of linear high-density polyethylene." Macromolecules **15**(6): 1460-1464.
- Lattimer, R. P. (1995). "Pyrolysis field ionization mass spectrometry of polyolefins." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **31**(0): 203-225.
- Le Dirach, J. (2008). Contribution à l'industrialisation d'un procédé de gazéification, PhD thesis, INPL, LSGC Nancy, France.

- Lebourg, J. F., V. Maupin, et al. (1993-1994). "La combustion des matières plastiques." Ecole Supérieure d'Ingénieurs de Poitiers **T. E. N. 3**.
- Lede, J., F. Broust, et al. (2007). "Properties of bio-oils produced by biomass fast pyrolysis in a cyclone reactor." Fuel **86**: 1800-1810.
- Lehrle, R. S. and C. S. Pattenden (1999). "Intramolecular hydrogen transfer in thermal degradation: comments on the size distribution of the backbite rings." Polymer Degradation and Stability **63**(1): 153-158.
- Lenzi, M., R. Palmieri, et al. (2003). "Restoration of the eutrophic Orbetello lagoon."
- Leppa, K. and T. Saarni (1982). "Combustion of wood» Ashrae trans **88** (2): 577-589.
- Levendis, A. Y. and T. Ponagiotou (1991). "Experimental Techniques to Study the Combustion Characteristics of two commonly found in Municipal wastes." Municipal waste Combustion April 15-19: pp. 73-86.
- Levent, B. (2001). "Classification of volatile products evolved during temperature programmed co-pyrolysis of low-density polyethylene (LDPE) with polypropylene (PP)." Fuel.
- Leysens, G., G. Trouvé, et al. (2014). "Energetic performances and environmental impact of the combustion of cardboard/sawdust in a domestic boiler." Fuel **122**(0): 21-27.
- Li M, Xiang J, et al. (2004). "Characterization of solid residues from municipal solid waste incinerator." Fuel **83** 1397 – 1405 Pages.
- Lopez, A., I. de Marco, et al. (2010). "Pyrolysis of municipal plastic wastes: Influence of raw material composition." Waste Management **30**: 620-627.
- Loulou, T., S. Salvador, et al. (2003). "Determination of Reaction Parameters for Cardboard Thermal Degradation Using Experimental Data." Chemical Engineering Research and Design **81**(9): 1265-1270.
- Lv, P. M., Z. H. Xiong, et al. (2004). "An experimental study on biomass air/steam gasification in a fluidized bed." Bioresource Technology **95**(1): 95-101.
- Madigan, M. A. (2006). "Brock Biology of Microorganisms." (éd. 6th). Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall.
- Madorsky, S. L. (1952). "Rates of thermal degradation of polystyrene and polyethylene in a vacuum." Journal of Polymer Science **9**(2): 133-156.
- Maes, M. (1994). "La maîtrise des déchets industriels " Ed. P. JOHANET S.A.
- Mama, D. (2010). Méthodologie et résultats du diagnostic de l'eutrophisation du lac Nokoué (Benin), Université de Limoges. **Thèse de Doctorat** : 157 Pages.

- Mama, D., B. Matchi, et al. (2006). "Impact d'une décharge des déchets solides ménagers sur la ressource en eau : étude de cas." Bulletin d'Informations de la SOACHIM **07** : 1-14 Pages.
- Mangeot, A. (2012). Etude expérimentale et développement numérique d'une modélisation des phénomènes physicochimiques dans un propulseur hybride spatial. Energétique. Orléans, Université d'Orléans. **Thèse de Doctorat** : 281.
- Mark, F. E. and R. Martin (1995). "Energy recovery – recovery of plastics in municipal solid wastes» Association of plastics manufactures in Europe.
- Mastral, F. J., E. Esperanza, et al. (2002). "Pyrolysis of high density polyethylene in a fluidised reactor. Influence of the temperature and residence time." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **63**: 1-15.
- Matejka, G., Y. Bouvet, et al. (2005). "Gestion maîtrisée des déchets solides urbains et de l'assainissement dans les pays en voie de développement : les besoins en études scientifiques et techniques spécifiques, et en outils méthodologiques adaptés." 11.
- MBT (2003). "Mechanical Biological Treatment, Cool Waste Management, a State-of-Art Alternative to Incineration for Residual Municipal Waste." the Greenpeace Environmental Trust Canonbury Villas, London N1 2PN, United Kingdom: 58 pages
- Mbulugwe, S. E., G. R. Kassenga, et al. (2004). "Feasibility and strategies for anaerobic digestion of solid waste for energy production in Dar Es Salaam city, Tanzania." Resources, Conservation and Recycling **42**: 183 – 203 Pages.
- McCaffrey, W. C., D. G. Cooper, et al. (1998). "Tertiary recycling of polyethylene: mechanism of liquid production from polyethylene by thermolysis/reactive distillation." Polymer Degradation and Stability **62**(3): 513-521.
- McKinnon, M. B., S. I. Stoliarov, et al. "Development of a pyrolysis model for corrugated cardboard." Combustion and Flame **160**(11): 2595-2607.
- Miccio, F., B. Piriou, et al. (2009). "Biomass gasification in a catalytic fluidized reactor with beds of different materials." Chemical Engineering Journal **154**(3): 369-374.
- Michel, R. (2009). Gazéification catalytique du *Miscanthus X giganteus* et vaporeformage d'un composé modèle : production de gaz de synthèse.
- Michel, R., S. Rapagnà, et al. "Steam gasification of *Miscanthus X Giganteus* with olivine as catalyst production of syngas and analysis of tars (IR, NMR and GC/MS)." Biomass and Bioenergy **35**(7): 2650-2658.

- Michel, R., S. Rapagnà, et al. (2011). "Catalytic steam gasification of Miscanthus X giganteus in fluidised bed reactor on olivine based catalysts." Fuel Processing Technology **92**(6): 1169-1177.
- Milne, B. J., L. A. Behie, et al. (1999). "Recycling of plastics by ultra-pyrolysis using an internally circulating fluidized reactor." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **vol. 51**: pp. 157-166.
- Mingjun, P., C. Shaogang, et al. (1999). "Characterization of the combustion products of Polyethylene " Chemosphere **vol. 39**(N° 9): pp. 1497- 1512.
- Mohan, S. and R. Gandhimathi (2009). "Removal of heavy metal ions from municipal solid waste leachate using coal fly ash as an adsorbent." Journal of Hazardous Materials: 351–359. Pages.
- Mohee, R. (2002). "Assessing the recovery potential of solid waste in Mauritius." Resources, Conservation and Recycling **36**: 33-43 pages.
- Moraes, L. (1997). "Aspectos epidemiologicos relacionados aos residuos solidos domiciliars urbanos : um estudo de caso. In : Anais XIX Congresso da ABES, Foz de Iguacu (Brasil)." 8 Pages.
- Morf, P., P. Hasler, et al. (2002). "Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips." Fuel **Vol 81**: 843 – 853.
- MSP (2004). "Annuaire des statistiques sanitaires, DPP/SSDRO Bénin."
- Müller-Hagedorn, M., H. Bockhorn, et al. (2003). "A comparative kinetic study on the pyrolysis of three different wood species." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **Vols 68-69**: 231-249.
- Narvæz, I., A. Orào, et al. (1996). "Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas." Industrial & Engineering Chemistry Research **35**(7): 2110-2120.
- Navaee-Ardeh, S. B. (2006). "Emerging Biodrying Technology for the Drying of Pulp and Paper Mixed Sludges." Drying Technology **7**: 863-878.
- Ngnikam, E. (2002). "La maîtrise de la collecte et de traitement des déchets solides dans les pays en développement et réduction des émissions de gaz à effet de serre, rencontre de la coopération technologique nord-sud pour le développement durable et le climat organisées dans le cadre de POLLUTECH." Lyon 25 et 26 Novembre 2002: 22 Pages.
- Nordgreen, T., T. Liliedahl, et al. (2006). "Metallic iron as a tar breakdown catalyst related to atmospheric, fluidised bed gasification of biomass." Fuel **85**(5-6): 689-694.

- Nzhiou, F. (2005). Modélisation d'un four thermique rotatif. Energétique, Thermique, Combustion. Burkina Faso, Université de Ouagadougou. **Doctorat de l'Université de Ouagadougou**.
- Nzhiou, J. F. (2013). "Improving Municipal Solid Waste Land Filling Disposal Process : Experiments with a laboratory Scale Rotary Kiln." Journal of Environmental Protection **4**: 753-759.
- Nzhiou, J. F., T. Rogaume, et al. (2008). "Contribution à la mise en place d'un modèle de la fraction combustible des déchets ménagers de la ville de Ouagadougou." Rev. CAMES Science et Médecine, série A **6**: 7.
- OFEFP (Juillet 2001). "Recyclage des matières plastiques en suisse." Exposé de la position de l'Office Fédérale de l'environnement, des forêts et du paysage **3003 Berne**.
- Ouiminga, S. K. (2004). Contribution à l'étude de la dégradation thermique des emballages plastiques souillés : cas des sachets plastiques transparents Physique Appliquée. Burkina Faso, Université de Ouagadougou. **Diplôme d'Etudes Approfondies**
- Ouiminga, S. K. (2008). Modélisation expérimentale et numérique de la combustion au sein des fours en argile : influence des paramètres opératoires et de l'utilisation des déchets plastiques sur les émissions polluantes gazeuses, Université de Ouagadougou. **Thèse de doctorat**: 221 Pages.
- Oyelola, O. T. and A. Babatunde (2008). "Characterization of domestic and market solid wastes at source in Lagos metropolis, Lagos, Nigeria." African Journal of Environmental Science and Technology **Vol 3(12)**: 430-437. Pages.
- Paabo, M. and B. C. Levin (1987). "A literature review of the chemical nature and toxicity of the decomposition products of polyethylenes." Fire and Materials **11(2)**: 55-70.
- PAGIDF (2011). "Diagnostic de la gestion des déchets au Bénin." République du Bénin: 84 Pages.
- Pan, Y. G., E. Velo, et al. (2000). "Fluidized-bed co-gasification of residual biomass/poor coal blends for fuel gas production." Fuel **79(11)**: 1317-1326.
- Panagiotou, T., A. Y. Levendis, et al. (1996). "Aromatic Hydrocarbon Emission from Burning Polystyrene, Polyethylene and PVC Particles at High Temperatures." Combustion Science and Technology **vols. 116 – 117** (pp. 91–123).
- Panagiotou, T. and Y. Levendis (1994). "A Study on the Combustion Characteristics of PVC, Polyethylene, and Polypropylene Particles under High Heating Rates» Combustion and flame **Vol. 99**: pp. 53-74.

- Park, S. S., D. K. Seob, et al. (2012). "Study on pyrolysis characteristics of refuse plastic fuel using lab-scale tube furnace and thermogravimetric analysis reactor." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **97**(0): 29-38.
- Parka, S. S., D. K. Seob, et al. (2012). "Study on pyrolysis characteristics of refuse plastic fuel using lab-scale tube furnace and thermogravimetric analysis reactor." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **97**(0): 29-38.
- Parrot, L., J. Sotamenou, et al. (2009). "Municipal solid waste management in Africa: Strategies and livelihoods in Yaoundé." Cameroon Waste Management **29**: 986–995 Pages.
- Perre, P. (1994). "« Le séchage du bois » ; Le bois : matériau d'ingénierie." ISBN 2-907086-07-3 **6**: 201-288.
- Pfeifer, C., B. Puchner, et al. (2007). "In-Situ CO₂-Absorption in a Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasifier to Produce a Hydrogen Rich Syngas." International Journal of Chemical Reactor Engineering **5**(1).
- Pfeifer, C., R. Rauch, et al. (2004). "In-Bed Catalytic Tar Reduction in a Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasifier." Industrial & Engineering Chemistry Research **43**(7): 1634-1640.
- PGDSM (2008). "Valorisation des matières non organiques par les femmes récupératrices." Rapport d'avancement des activités des femmes récupératrices : 7 pages.
- Pinto, F., C. Franco, et al. (2003). "Effect of experimental conditions on co-gasification of coal, biomass and plastics wastes with air/steam mixtures in a fluidized bed system." Fuel **82**(15-17): 1967-1976.
- Poutsma, M. L. (2000). "Fundamental reactions of free radicals relevant to pyrolysis reactions." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **54**(1-2) : 5-35.
- Quirino, W. (2000). Valorisation énergétique des déchets de bois par pyrolyse étagée Science du Bois. Nancy Université Henri Poincaré, Nancy 1-ENSTIB. **Thèse de Doctorat**.
- Ranzi, E., M. Dente, et al. (1997). J. Anal. Appl. Pyrolysis **40–41** : 305.
- Ranzi, E., M. Dente, et al. (2001). "Lumping procedures in detailed kinetic modeling of gasification, pyrolysis, partial oxidation and combustion of hydrocarbon mixtures." Progress in Energy and Combustion Science **27**(1): 99-139.
- Rapagnà, S., N. Jand, et al. (1998). "Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas." International Journal of Hydrogen Energy **23**(7): 551-557.
- Rapagnà, S., N. Jand, et al. (2000). "Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles." Biomass and Bioenergy **19**(3): 187-197.

- Reyes, J. A., J. A. Conesa, et al. (2001). "Pyrolysis and combustion of polycoated cartons: kinetic model and MS-analysis." Journal of Analytical and Applied Pyrolysis **58-59(0)**: 747-763.
- Riber, C., C. Petersen, et al. (2009). "Chemical composition of material fractions in Danish household waste." Waste Management **29** : 1251–1257. Pages.
- Robert, P. (1985). "De la forêt aux chaufferies à bois à alimentation automatique." 9 pages.
- Roesyadi, A. (1987). Valorisation de la sciure de bois de peuplier par autohydrolyse, hydrolyse acide, et hydrogenolyse sur des catalyseurs à base de ruthenium imprégné sur du charbon actif. Etude d'un réacteur triphasé d'hydrogenolyse de type verlimob à base d'une venturi à émulsion. Application du réacteur à l'hydrogenolyse de solutions aqueuses de glucose. Université Technologique de Compiègne. **Thèse de Doctorat**.
- Rogaume T (2001). Caractérisation expérimentale et modélisation de l'émission de polluants lors de l'incinération des déchets ménagers, université de Poitiers. **Thèse de Doctorat**
- Rogaume, T., M. Auzanneau, et al. (2002). "The effects of different airflows on the formation of pollutants during waste incineration." Fuel **Vol 81**: pp. 2277-2288.
- Rogaume, T., M. Auzanneau, et al. (2003). "« Computational model to investigate the effect of different airflows on the formation of pollutants during waste incineration »." Combustion Science and Technology **175**: pp 1501-1533.
- Rossi, A. (1984). "Fuel characteristics of wood and nonwood biomass fuels." Progress in Biomass Conversion **5**: 69-99.
- Rudiger, H., U. Greul, et al. (1996). "Pyrolysis gas of biomass and coal as a NOx reductive in a coal fired test facility." Combustion Science and Technology **Vol 121**: pp. 299-315.
- Saizonou, M., B. Yehouenou, et al. (2010). "Impact des des déchets de l'abattoir de cotonou, dans la dégradation de la qualité de la nappe phréatique" J. Soc. Ouest-Afr. Chim. **030**: 79-91 Pages.
- Salou, H. (2005). Gestion des déchets ménagers dans les Pays En Développement : cas du Burkina-Faso. Dégradation thermique de leur fraction combustible, Université de Ouagadougou. **Thèse de Doctorat**.
- Senneca, O. (2007). "Kinetics of pyrolysis, combustion and gasification of three biomass fuels." Fuel Process. Technol **88(N°1)**: 87-97.
- Shafizadeh, F. and P.P.S. Chin (1977). "Thermal deterioration of wood." ACS Symposium **43**: 57-81.

- Sharypov VI, Beregovtsova NG, et al. (2003). "Co-pyrolysis of wood biomass and synthetic polymers mixtures. Part III: Characterisation of heavy products." J Anal Appl Pyrolysis **67**: 325-40.
- Shen, D. K., S. Gu, et al. (2009). "Kinetic study on thermal decomposition of woods in oxidative environment." Fuel **88**(6): 1024-1030.
- Slopiecka, K., P. Bartocci, et al. (2012). "Thermogravimetric analysis and kinetic study of poplar wood pyrolysis." Applied Energy **97**(0): 491-497.
- Sodero, S. F., F. Berruti, et al. (1996). "Ultra pyrolytic cracking of polyethylene – A high yield recycling method." Chemical Engineering Science **51**: pp. 2805-2810.
- Sorum, L., M. G. Gronli, et al. (2001). "Pyrolysis characteristics and kinetic of municipal solid wastes." Fuel **80**: 1217-1227.
- Starink, M. J. (1996). "A new method for the derivation of activation energies from experiments performed at constant heating rate." Thermochim Acta **288**: 97-104 p.
- Strehler, A. (2000). "Technologies of wood combustion" Ecological engineering. **16**: 25-40.
- Sutton, D., B. Kelleher, et al. (2001). "Review of literature on catalysts for biomass gasification." Fuel Processing Technology **73**(3): 155-173.
- Tangri N (2003). "Waste Incineration: A Dying Technology; Global Anti-Incinerator Alliance/ Global Alliance for Incinerator Alternatives." 107 pages.
- Tchoryck, C. (2011). Analyse des impacts des incertitudes du procédé de bioséchage sur sa viabilité économique. Montréal, Ecole Polytechnique de Montréal. **Maîtrise ès sciences appliquées**: 127.
- Tezanou, J. (2003). Evaluation environnementale et technique de la gestion des déchets ménagers de Ouagadougou : Schéma de gestion et Expérimentation de traitement thermique. Ecole Doctorale des Sciences pour l'Ingénieur : Energie, Thermique, Combustion. France, Université de Poitiers. **Thèse de Doctorat**: 197 pages.
- Tezanou, J., J. Koulidiati, et al. (2001). "Caractérisation des déchets ménagers de la ville de Ouagadougou (Burkina Faso)." Annales de l'Université de Ouagadougou.
- Thonart, P. and S. D. (2005). "Guide pratique sur la gestion des déchets ménagers et des sites d'enfouissement techniques dans les pays du sud. Collection points de repère, OIF." 121 pages.
- Tillman, A. D. (1987). "Biomass combustion" Biomass. Hall and Overend: 203-219.
- Topanou, K. A. N. (2012). Gestion des déchets solides ménagers dans la ville d'Abomey-Calavi (Bénin): Caractérisation et essais de valorisation par compostage. Chimie de

- l'environnement, Chimie des déchets, Université d'Abomey-Calavi/Université d'Aix Marseille. **Thèse de doctorat** : 194 pages.
- Topanou, N., M. Domeizel, et al. (2011). "Characterization of Household Solid Waste in the Town of Abomey—Calavi in Benin." Journal of Environmental Protection **2** : 692-699.
- TPE-CAI (2012). "Etude Organisationnelle et de financement de la gestion des déchets à Abomey-Calavi : Etude Diagnostique, profil environnemental, Diagnostic organisationnel et financement de la filière des déchets solides ménagers." Commune d'Abomey-Calavi.
- TPE-CAI (2012). "Etude organisationnelle et de financement de la gestion des déchets à Abomey-Calavi : stratégie communale des gestions des déchets." Commune d'Abomey-Calavi.
- Turn, S., C. Kinoshita, et al. (1998). "An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification." International Journal of Hydrogen Energy **23**(8) : 641-648.
- Velis, C. A., P. J. Longhurst, et al. (2009). "Biodrying for mechanical-biological treatment of wastes: a review of process science and engineering." Bioresource Technology **100**(11): 2747-2761
- Virginie, M. Elaboration et développement d'un catalyseur Fe/olivine pour le vaporéformage de molécules modÃˆles de goudrons formés lors de la gazéification de la biomasse : 1 vol. (270 p.).
- Vivero L, Barriocanal C, et al. (2005). "Effects of plastic wastes on coal pyrolysis behaviour and the structure of semicokes." J Anal Appl Pyrolysis **74**: 327–36.
- Völker, S. and T. Rieckmann (2002). "Thermokinetic investigation of cellulose pyrolysis - impact of initial and final mass on kinetic results." J Anal Appl Pyrol **62**: 165-177. pages.
- Wen, C. Y. and Y. H. Yu (1966). "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity." AIChE Journal **12**(3): 610-612.
- Westbrook, C. K. and F. L. Dryer (1984). "Chemical kinetic modelling of hydrocarbon combustion " Progress Energy Combustion Science **10**: pp. 1-58.
- Westerhout, R. W. J., J. Waanders, et al. (1997). "Kinetic of the low temperature pyrolysis of polyethylene, polypropylene and polystyrene modeling: Experimental determination and comparison with litterature models and data." Ind. Eng. Chem. Res. **36**(1955-1964 pages).

- Wey, M. Y. and C. L. Chang, vol. 48, pp. 25-33, 1995 (1995). "Kinetic study of polymer incineration." Polymer degradation and stability **48**: 25-33.
- Williams, P. T. (1994). "Pollutants from incineration: An Overview." Waste Incineration and the Environment, Issues in Environmental Science and Technology Ed. R. E. Hester & R.M. Harrison.
- Williams, P. T. and S. Besler (1996). "The influence of temperature and heating rate on the slow pyrolysis of biomass." Renewable Energy **Vol 7**(N° 3): 233-250.
- Wilson, D., A. Whiteman, et al. (2001). "Strategic Planning Guide for Municipal Solid Wastes management." The International Bank for Reconstruction and Development /the World Bank, Version 2.
- Wu, C. and H. Chang (2001). "Pyrolysis of tetra pack in municipal solid waste." J Chem Technol Biotechnol **76** : 779–792 pages.
- Wu, C. H., C. Y. Chang, et al. (1993). "On the Thermal Treatment of Plastic Mixtures of MSW: Pyrolysis Kinetics." Waste Management **13**: 221.
- Wu, J., T. Chen, et al. (2014). "TG/FTIR analysis on co-pyrolysis behavior of PE, PVC and PS." Waste Management **34**(3): 676-682.
- Yang, J., R. Miranda, et al. (2001). Polym. Degrad. Stab. **73**: 455.
- Youcai Z, Stucki S, et al. (2004). "Impact of moisture on volatility of heavy metals in municipal solid waste incinerated in a laboratory scale simulated incinerator." Waste Management/Article In Press: 7 pages.
- Zamboni-Corredor, I.-R. Préparation et étude de systèmes catalytiques Fe/CaO performants pour la pyrolyse/gazéification de la biomasse "Miscanthus" et la capture de CO₂.
- Zhou, C., W. Yang, et al. (2013). "Characteristics of waste printing paper and cardboard in a reactor pyrolyzed by preheated agents." Fuel Processing Technology **116**(0) : 63-71.
- Zhou, X. (1994). Contribution à l'étude de l'incinération des déchets urbains : expérimentation en réacteur à lit fixe à contre-courant, approche théorique du déplacement du front d'inflammation Université de Poitiers. **Thèse de doctorat.**
- Zong, R., Z. wang, et al. (2005). "Thermal Degradation Kinetics of Polyethylene and Silane-Crosslinked Polyethylene." Journal of Applied Polymer Science **98** : 1172–1179 pp.

ANNEXES

Annexe 1 : Technologies de production de charbon

Il existe plusieurs types de système de production industrielle de charbon :

- Les systèmes de pyrolyse à combustion partielle

Les systèmes à combustion partielle sont des systèmes artisanaux dont le rendement varie entre 15 et 25%. Ces systèmes représentent environ 95% de la production mondiale et sont les plus répandus. On en distingue quatre catégories de systèmes de production de charbon à combustion partielle : les fosses, les meules, les fours maçonnés et les fours métalliques

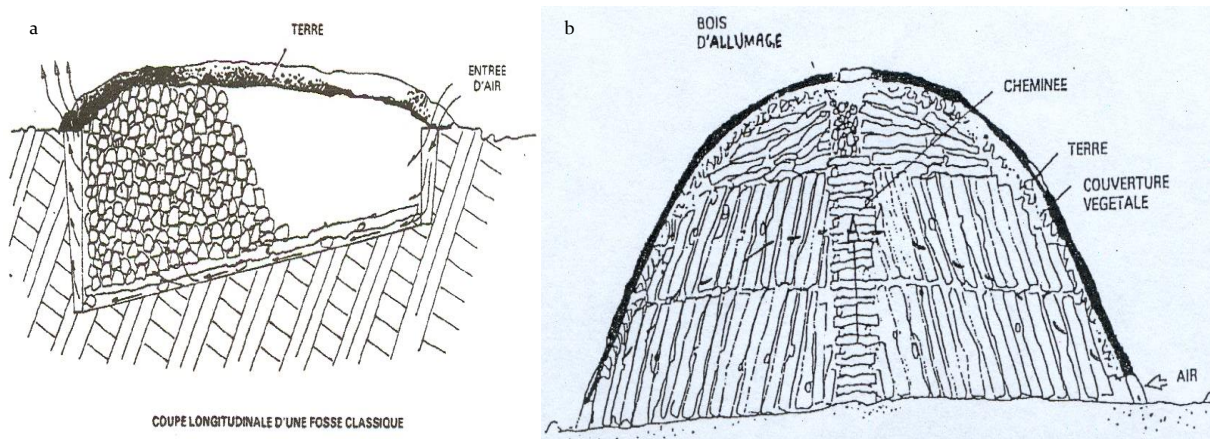


Figure 87 : systèmes à combustion partielle : fosse (a), meule (b)

- Les systèmes par chauffage externe

Ce sont des systèmes industriels dont le rendement varie de 28 à 32%. Deux grands types de fours se partagent cette catégorie : les fours cornues-tunnel et les fours cornues-verticales.

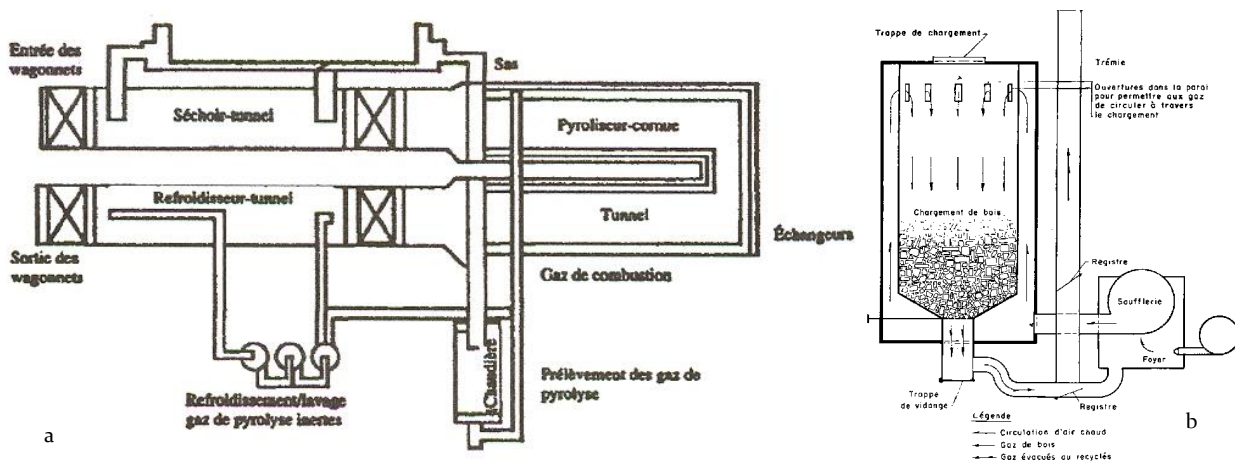


Figure 88 : systèmes par chauffage externe : cornue-tunnel (a), cornue verticale (b)

- Les systèmes par contact de gaz chauds.

Ce sont des systèmes industriels dont le rendement est d'environ 30%. C'est le procédé de pyrolyse le plus utilisé en France.

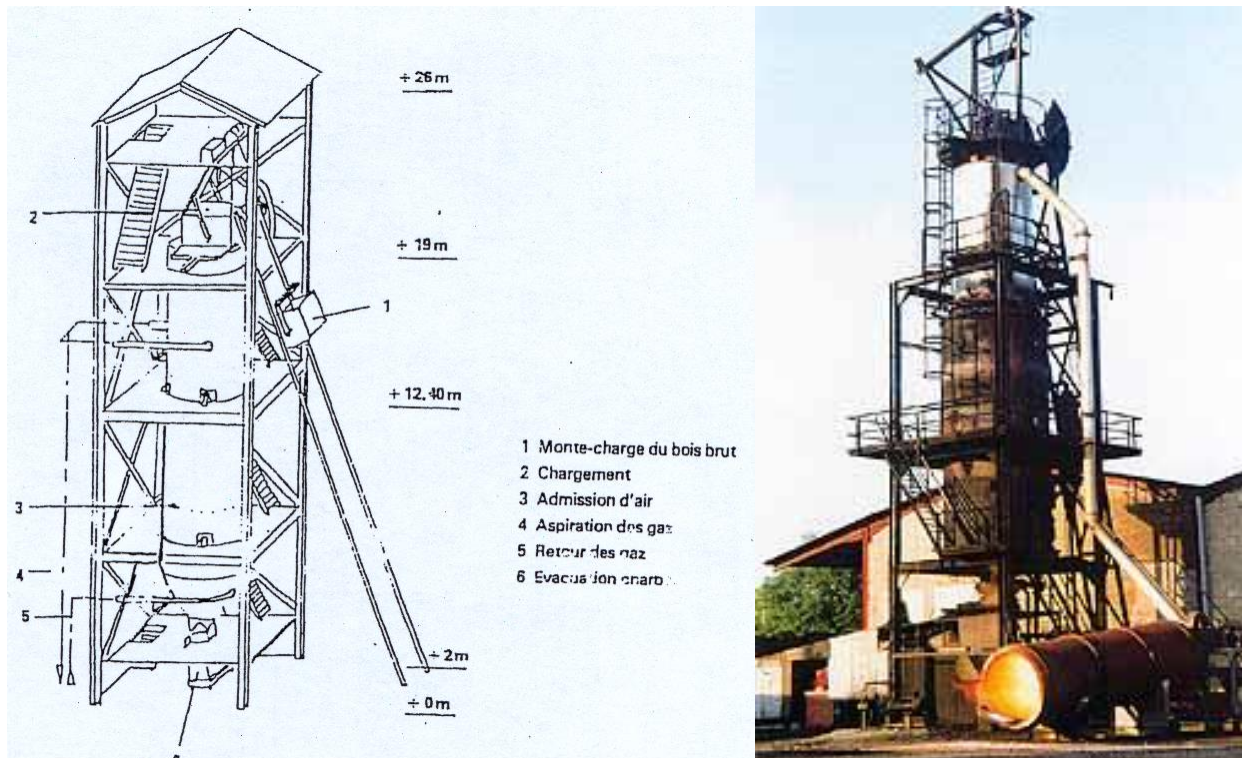


Figure 89 : système par contact de gaz chauds : four Lambiotte

- La technologie ETIA-SPIRAJOLE

La technologie Spirajoule est un procédé à vis sans fin unique et exclusif de traitement thermique. Il est constitué d'une vis de convoyage sans âme chauffée par un courant électrique basse tension, transmettant au produit la chaleur générée par effet joule. La température du produit est contrôlée par une régulation précise de la température de chauffe de la spire, le temps de séjour est régulé par la vitesse de rotation de la spire. L'ensemble constitue un procédé simple, précis, économique et extrêmement efficace pour le traitement thermique jusqu'à 700°C des produits solides divisés secs et humides



Photo 18 : Four de pyrolyse SPIRAJOLE

- Les fours tournants

Les fours tournants sont des réacteurs polyvalents et sont utilisés dans de nombreux procédés impliquant la transformation d'une charge solide par traitement thermique. Ce qui fait des

fours tournants des équipements de choix dans autant de procédés c'est entre autre le fait d'être des réacteurs de conception simple. En effet d'un point de vue conception, un four tournant est un cylindre allongé, incliné légèrement par rapport au plan horizontal et tournant autour de son axe. L'inclinaison des fours tournants est en général comprise entre 1° et 5°. Un four tournant peut tout à fait fonctionner avec une inclinaison nulle également. L'alimentation en charge solide peut se faire par différents types de systèmes comme des couloirs vibrants, des vis sans fin. L'écoulement de la charge dans un four tournant est assuré par la double action de l'inclinaison du four et de la vitesse de rotation.



Photo 19 : Four tournant

Annexe 2 : Liste des goudrons

Le travail de Milne (1998) a débouché sur une classification des goudrons en 3 types qui est maintenant reconnue et utilisée par tous : les goudrons primaires, secondaires et tertiaires. Les

tableaux

Appendix I

Tableau

Primary "Tar" Organics

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
Acids			
46	CH ₂ O ₂	Formic (Methanoic)	64-18-6
60	C ₂ H ₄ O ₂	Acetic (Ethanoic)	64-19-7
74	C ₃ H ₆ O ₂	Propanoic (Propionic)	79-09-4
76	C ₂ H ₄ O ₃	Glycolic (Hydroxyacetic)	79-14-1
88	C ₄ H ₈ O ₂	Butanoic (Butyric)	107-92-6
102	C ₅ H ₁₀ O ₂	Pentanoic (Valeric)	109-52-4
116	C ₅ H ₈ O ₃	4-Oxopentanoic	123-76-2
116	C ₆ H ₁₂ O ₂	Hexanoic (Caproic)	142-62-1
122	C ₇ H ₈ O ₂	Benzoic	65-85-0
130	C ₇ H ₁₄ O ₂	Heptanoic	111-14-8
254	C ₁₆ H ₃₀ O ₂	Hexadecanoic	52406-67-4
Sugars			
150	C ₅ H ₁₀ O ₅	D-Xylose	58-86-6
162	C ₅ H ₁₀ O ₅	1,6 - Anhydroglucofuranose	
162	C ₆ H ₁₀ O ₅	Levoglucofan (1,6-Anhydro-beta-D-Glucopyranose)	498-07-7
180	C ₆ H ₁₂ O ₅	alpha-D-Glucose (alpha-D-Glucopyranose)	492-62-6
180	C ₆ H ₁₂ O ₅	Fructose	57-48-7
260	C ₁₂ H ₂₀ O ₆	Cellobiosan	35405-71-1
Alcohols			
32	CH ₂ O	Methanol	67-56-1
46	C ₂ H ₆ O	Ethanol	64-17-5
Ketones			
70	C ₄ H ₈ O	2-Butenone	78-94-4
72	C ₄ H ₈ O	2-Butanone	78-93-3
84	C ₅ H ₈ O	Cyclopentanone	120-92-3

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
96	C ₆ H ₈ O	2-Methyl-2-Cyclopenten-1-One	1120-73-6
98	C ₆ H ₁₀ O	3-Methylcyclopentanone	1757-42-2
98	C ₆ H ₁₀ O	Cyclohexanone	108-94-1
112	C ₇ H ₁₂ O	2-Ethylcyclopentanone	4971-18-0
112	C ₇ H ₁₂ O	Dimethylcyclopentanone	Several isomers
124	C ₈ H ₁₄ O	Trimethylcyclopentenone	106544-45-0
126	C ₁₀ H ₈ O	3-Methylindan-1-one	22303-81-7
Aldehydes			
30	CH ₂ O	Methanal (Formaldehyde)	50-00-0
44	C ₂ H ₄ O	Ethanal (Acetaldehyde)	75-07-0
56	C ₃ H ₄ O ₂	2-Propenal (Acrolein)	107-02-8
84	C ₅ H ₈ O	2-Methyl-2-Butenal (Crotonaldehyde-2-methyl)	1115-11-3
Phenols			
94	C ₆ H ₆ O	Phenol	108-95-2
108	C ₇ H ₈ O	2-Methyl Phenol o (o-Cresol)	95-48-7
108	C ₇ H ₈ O	3-Methyl Phenol m (m-Cresol)	108-39-4
108	C ₇ H ₈ O	4-Methyl Phenol p (p-Cresol)	106-44-5
122	C ₈ H ₁₀ O	2,3-Dimethylphenol (2,3-Xylenol) 3,4 3,5	526-75-0 95-65-8 108-68-9
122	C ₈ H ₁₀ O	2,4-Dimethylphenol (2,4-Xylenol)	105-67-9
122	C ₈ H ₁₀ O	2,5-Dimethylphenol (2,5-Xylenol)	95-87-4
122	C ₈ H ₁₀ O	2,6-Dimethylphenol (2,6-Xylenol)	576-26-1
122	C ₈ H ₁₀ O	2-Ethylphenol	90-00-6
136	C ₈ H ₁₂ O	2,3,5 Trimethylphenol	697-82-5
Guaiacols			
124	C ₇ H ₈ O ₂	Guaiacol (2-Methoxyphenol)	90-05-1
138	C ₈ H ₁₀ O ₂	4-Methyl Guaiacol	93-51-6
152	C ₉ H ₁₂ O ₂	4-Ethylguaiacol	2785-89-9
164	C ₁₀ H ₁₂ O ₂	4-Propenyl Guaiacol (Isoeugenol)	97-54-1

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
166	C ₁₀ H ₁₄ O ₂	4-Propylguaiaicol	2785-87-7
		Pyrolytic Lignin, Water Insoluable	Common designation
Syringols			
154	C ₈ H ₁₀ O ₃	Syringol (2,6-Dimethoxy Phenol)	91-10-1
168	C ₉ H ₁₂ O ₃	4-Methylsyringol	6638-05-7
182	C ₁₀ H ₁₄ O ₃	4-Ethylsyringol	14059-92-8
182	C ₉ H ₁₀ O ₄	Syringaldehyde/Benzaldehyde, 4-hydroxy-3,5, dimethoxy	134-96-3
194	C ₁₁ H ₁₄ O ₃	4-Propenylsyringol (4-Allylsyringol)	6635-22-9
196	C ₁₀ H ₁₂ O ₄	4-Hydroxy-3,5-Dimethoxyphenyl Ethanone	2478-38-8
Furans			
68	C ₄ H ₄ O	Furan (Furfuran)	110-00-9
82	C ₅ H ₆ O	2-Methylfuran (furan; 2-methyl, 5-methyl furan)	534-22-5
84	C ₄ H ₄ O ₂	2(5H)-Furanone	497-23-4
96	C ₅ H ₄ O ₂	Furfural (2-Furaldehyde 2-furancarboaldehyde)	98-01-1
98	C ₅ H ₆ O ₂	3-Methyl-2(3H) Furanone	25414-24-8
98	C ₅ H ₆ O ₂	Furfural Alcohol (2-Furanmethanol)	98-00-0
110	C ₆ H ₆ O ₂	5-Methylfurfural (2-furaldehyde-5-methyl)	620-02-0
126	C ₆ H ₆ O ₃	5-Hydroxymethyl-2-Furaldehyde	67-47-0
Mixed Oxygenates			
58	C ₂ H ₂ O ₂	Glyoxal (Ethanedial, 1-2 Ethanedione)	107-22-2
60	C ₂ H ₄ O ₂	Hydroxyethanal (Hydroxyacetaldehyde; Glycoaldehyde)	141-46-8
62	C ₂ H ₆ O ₂	1,2-Dihydroxyethane (Ethylene Glycol)	107-21-1
72	C ₃ H ₄ O ₂	Propanal-2-One (Methyl Glyoxal, 2-Oxopropanal)	78-98-8
74	C ₃ H ₆ O ₂	1-Hydroxy-2-Propanone (Acetol)	116-09-6
74	C ₃ H ₆ O ₂	2-Hydroxypropanal (Methanolacetaldehyde)	2134-29-4
86	C ₄ H ₆ O ₂	Butyrolactone (gamma or beta); (2,3-Butanedione)	96-48-0
Mixed Oxygenates			
M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
110	C ₆ H ₆ O ₂	1,3-Dihydroxybenzene (Resorcinol)	108-46-3
110	C ₆ H ₆ O ₂	1,4-Dihydroxybenzene (Hydroquinone)	123-31-9
112	C ₆ H ₈ O ₂	2-Hydroxy-3-Methyl-2-Cyclopentene-1-One	68882-71-3
126	C ₆ H ₆ O ₃	2-Methyl-3-Hydroxy-2-Pyrone	118-71-8
152	C ₈ H ₈ O ₃	4-Hydroxy-3-Methoxybenzaldehyde (Vanillin)	121-33-5

Note: Literally hundreds of other compounds have been identified in pyrolysis, many derived from extractives and other non-lignocellulosic constituents of "biomass." This list includes those that have been reported and quantified in biomass fast pyrolysis oils (Milne et al. 1997a).

Appendix II

Secondary "Tar" Organics

Ta

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
16	CH ₄	Methane	74-82-8
28	C ₂ H ₄	Ethene	74-85-1
30	C ₂ H ₆	Ethane	74-84-0
40	C ₃ H ₄	Propyne	74-99-7
42	C ₃ H ₆	Propene	115-07-1
54	C ₄ H ₆	Butyne	107-00-6
54	C ₄ H ₆	Butadienes	106-99-0
56	C ₄ H ₆	1-Butene 2-Butene	106-98-9 107-01-7
66	C ₅ H ₆	Cyclopentadiene	542-92-7
67	C ₄ H ₅ N	1H-Pyrrole	109-97-7
78	C ₆ H ₆	Benzene	71-43-2
79	C ₅ H ₅ N	Pyridine	110-86-1
92	C ₇ H ₈	Toluene	108-88-3
93	C ₆ H ₇ N	Methylpyridine	1333-41-1
93	C ₆ H ₇ N	2,3,4 Picoline	109-06-8; 108-99-6; 108-89-4
94	C ₆ H ₆ O	Phenol	108-95-2
104	C ₈ H ₈	Styrene	100-42-5
102	C ₈ H ₆	Ethynlbenzene	536-74-3
106	C ₈ H ₁₀	Xylene, o, m, p.	95-47-6 108-38-3 106-42-3
106	C ₇ H ₆ O	Benzaldehyde	100-52-7
107	C ₇ H ₉ N	Dimethylpyridine	27175-64-0
107	C ₇ H ₉ N	o,m,p-Ethylpyridine	100-71-0; 536-78--7; 536-75-4
107	C ₇ H ₉ N	2,4-Lutidine	108-47-4
108	C ₇ H ₈ O	p-Cresol	106-44-5

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
108	C ₇ H ₈ O	o-Cresol	95-48-7
108	C ₇ H ₈ O	m-Cresol	108-39-4
110	C ₆ H ₆ O ₂	Dihydroxybenzene	12385-08-9
116	C ₉ H ₈	Indene	95-13-6
116	C ₉ H ₈	1-Ethynal-4-methylbenzene (indene)	95-13-6
118	C ₉ H ₁₀	Methylstyrene	98-83-9
118	C ₉ H ₁₀	Indan	496-11-7
118	C ₉ H ₁₀	Ethylbenzene	100-41-4
118	C ₈ H ₆ O _{2,3}	Benzofuran	271-89-6
120	C ₈ H ₈ O	Vinylphenol	31257-96-2
121	C ₈ H ₁₁ N	Trimethylpyridine	29611-84-5
122	C ₈ H ₁₀ O	Dimethylphenol	1300-71-6
124	C ₇ H ₈ O ₂	Dihydroxytoluene	Many isomers, e.g. 488-17-5
128	C ₁₀ H ₈	Naphthalene	91-20-3
129	C ₉ H ₇ N	Isoquinoline	119-65-3
129	C ₉ H ₇ N	Quinoline	91-22-5
130	C ₈ H ₆ N ₂	Quinazoline	253-82-7
132	C ₉ H ₈ O	Vinyl Benzaldehyde	43145-54-6
132	C ₁₀ H ₁₂	Methylindane	27133-93-3
132	C ₉ H ₈ O	Methylbenzofuran	25586-38-3
132	C ₉ H ₈ O	1-Indanone	83-33-0
134	C ₉ H ₁₀ O	Propenylphenol	Several isomers
135	C ₉ H ₁₃ N	Dimethylethylpyridine	37451-76-6
136	C ₉ H ₁₂ O	Propoxybenzene	622-85-5
136	C ₉ H ₁₂ O	Methylethylphenol	2-Methyl-3-Ethylphenol 1123-73-5 etc. for 7 isomers
142	C ₁₁ H ₁₀	2-Methylnaphthalene	91-57-6
142	C ₁₁ H ₁₀	1-Methylnaphthalene	90-12-0
142	C ₁₁ H ₁₀	1,1-Dimethyl-1H-indene	18636-55-0
143	C ₁₀ H ₇ N	Quinaldine	91-63-4

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
144	C ₁₁ H ₁₂	1,2-Dihydro-3-methylnaphthalene	2717-44-4
146	C ₁₀ H ₁₀ O	Methyl-1-indanone	87259-53-8
146	C ₁₂ H ₁₀ O	Dimethylbenzofuran	25586-39-4
148	C ₈ H ₁₀ O ₂	Creosole	93-51-6
150	C ₁₀ H ₁₄ O	Dimethylethylphenol	2-Ethyl, 3, 4-Methylphenol is 66/42-77-6 etc. for 10 isomers
154	C ₁₂ H ₁₀	Vinylnaphthalene	26588-32-9
154	C ₁₂ H ₁₆	Biphenyl	92-52-4
156	C ₁₂ H ₁₂	Dimethylnaphthalene	28804-88-8
156	C ₁₂ H ₁₂	2-Ethyl-naphthalene	27138-19-8
166	C ₁₃ H ₁₂	Methyl acenaphthalene	36541-21-6
168	C ₁₃ H ₁₂	Methylbiphenyl	28652-72-4
168	C ₁₂ H ₈ O	Dibenzofuran	132-64-9
168	C ₁₂ H ₈ O	Naphthofuran	64083-16-5
168	C ₁₃ H ₁₂	Diphenylmethane	101-81-5
170	C ₁₃ H ₁₄	Propylnaphthalene	27378-74-1
179	C ₁₃ H ₉ N	Benzoquinoline	85-02-9
180	C ₁₄ H ₁₂	Methylfluorene	26914-17-0
182	C ₁₃ H ₁₀ O	Phenylbenzaldehyde (4-Phenyl carboxaldehyde)	3218-36-8
182	C ₁₄ H ₁₄	Dimethylbiphenyl	Many isomers
190	C ₁₅ H ₁₀	Methylenephenanthrene	203-64-5
192	C ₁₅ H ₁₂	Methylphenanthrene	31711-53-2?
202	C ₁₆ H ₁₀	Acephenathrylene	201-06-9
204?	C ₁₆ H ₁₂	Phenylnaphthalene	31711-53-2
204?	C ₁₅ H ₁₀	4H-Cyclopenta [def]phenanthrene	203-64-5
216	C ₁₇ H ₁₂	Methylpyrene	27577-90-8
216	C ₁₇ H ₁₂	11H-Benzo [a,b] fluorene	a, 238-84-6; b, 243-17-4
226	C ₁₈ H ₁₀	Benzo [ghi] flouranthene	203-12-3
228	C ₁₈ H ₁₂	Benzo [c] phenanthrene	195-19-7

Appendix III

Tertiary "Tar" Organics

Table

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
16	CH ₄	Methane	74-82-8
26	C ₂ H ₂	Acetylene	74-86-2
66	C ₅ H ₆	Cyclopentadiene	542-92-7
78	C ₆ H ₆	Benzene	71-43-2
92	C ₇ H ₈	Toluene	108-88-3
104	C ₈ H ₈	Styrene	100-42-5
116	C ₉ H ₈	Indene	95-13-6
128	C ₁₀ H ₈	Naphthalene	91-20-3
152	C ₁₂ H ₈	Acenaphthalene	208-96-8
154	C ₁₂ H ₁₀	Acenaphthene	83-32-9
166	C ₁₃ H ₁₀	Fluorene	86-73-7
178	C ₁₄ H ₁₀	Anthracene	120-12-7
178	C ₁₄ H ₁₀	Phenanthrene	85-01-8
202	C ₁₆ H ₁₀	Pyrene	129-00-0
202	C ₁₆ H ₁₀	Fluoranthene	206-44-0
202	C ₁₆ H ₁₀	Benzacenaphthalene	76774-50-0
216	C ₁₇ H ₁₂	Methylpyrene	27577-90-8
216	C ₁₇ H ₁₂	Benzo [a,b,c] fluorene	a, 238-84-6; b, 30777-18-5, 30777-19-6; c, 205-12-9, 30777-20-9
226	C ₁₈ H ₁₀	Benzo [ghi] fluoranthene	203-12-3
228	C ₁₈ H ₁₂	Chrysene	218-01-9
228	C ₁₈ H ₁₂	Benz [a] anthracene	56-55-3
228	C ₁₈ H ₁₂	Triphenylene	217-59-4
228	C ₁₈ H ₁₂	Benzoanthracene	56-55-3
228	C ₁₈ H ₁₂	Benzo [c] phenanthrene	195-19-7
230	C ₁₈ H ₁₄	2H-Benzo [d] phenanthrene	68238-65-3

M.W.	Formula	Chemical Names	ACS Registry Number
228	C ₁₈ H ₁₂	Naphthacene	92-24-0
240	C ₁₉ H ₁₂	Methylbenzo [ghi] fluoranthene	51001-44-6
252	C ₂₀ H ₁₂	Benzo [b] fluoranthene	205-99-2
252	C ₂₀ H ₁₂	Benzo [a] pyrene	73467-76-2, 50-32-8
252	C ₂₀ H ₁₂	Benzo [k] fluoranthene	207-08-9
252	C ₂₀ H ₁₂	Perylene	198-55-0
276	C ₂₂ H ₁₂	Anthanthrene	191-26-4
276	C ₂₂ H ₁₂	Benzo [ghi] perylene	191-24-2
276	C ₂₂ H ₁₂	Indeno [1,2,3-cd] pyrene	193-39-5
278	C ₂₂ H ₁₄	Dibenzo [a,h] anthracene	53-70-3
300	C ₂₄ H ₁₂	Coronene	191-07-1

Note: The frequent references to even higher molecular-weight materials (refractories, residues, undistillables), may be largely due to reactions that occur during condensation, solvent separation and the process of re-mobilization to the gas phase. We find that even in "flash analytical pyrolysis," and direct insertion into the mass spectrometer ion source (using MBMS), refractory residues of 10%–20% can obtain from material originally sampled entirely in the high-temperature gas phase (Milne et al. 1984).

Annexe 3 : Configurations sur le banc d'essai de pyrolyse

- Configuration 1

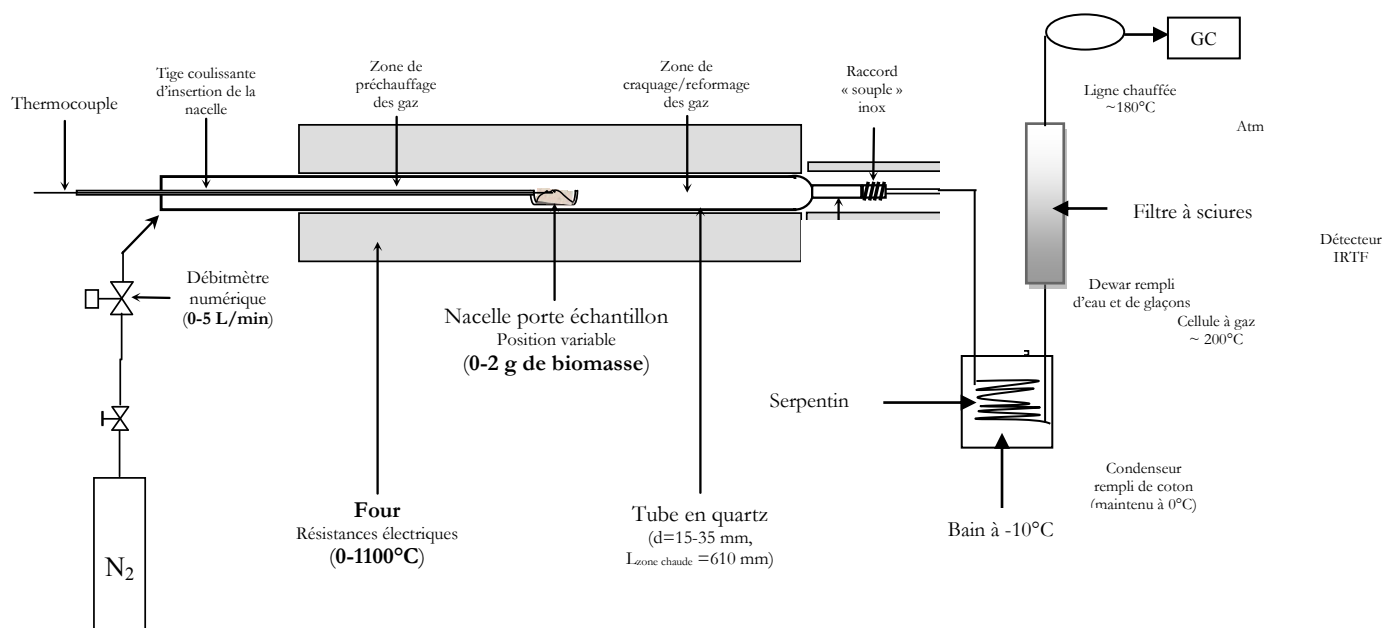


Figure 90 : Dispositif expérimental pour la réalisation du bilan matière

- Configuration 2

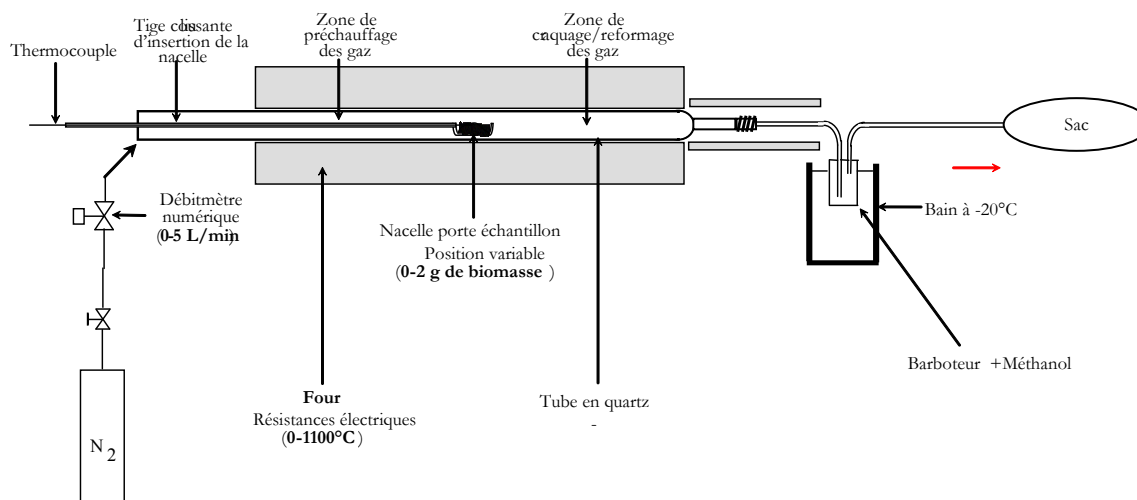


Figure 91 : Dispositif expérimental pour la caractérisation des condensables

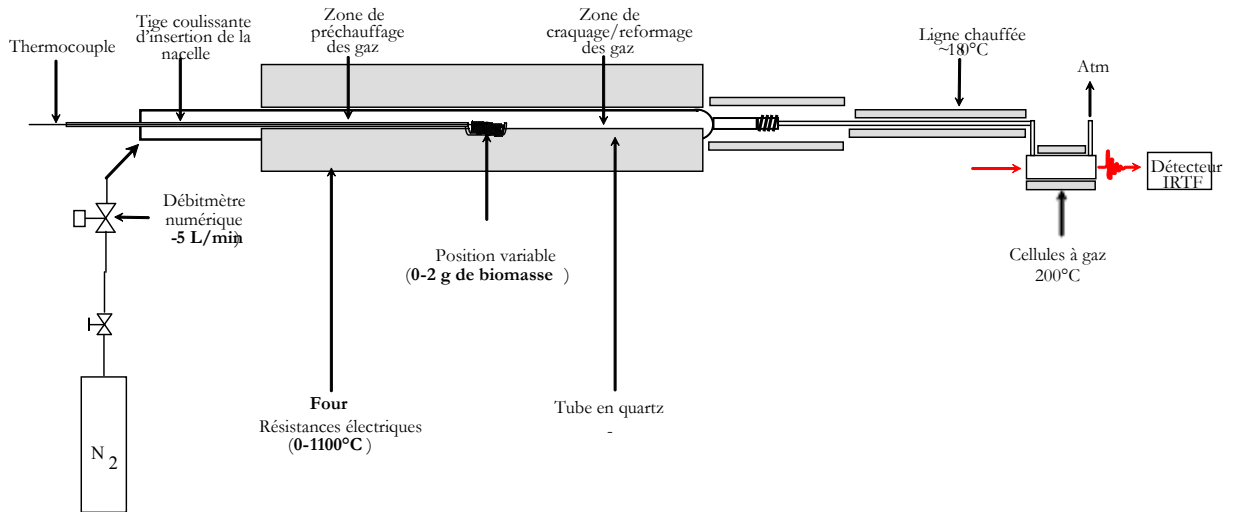
• Configuration 3

Figure 92 : Dispositif expérimental pour le suivi en temps réel de la composition de gaz

Annexe 4 : Principe de fonctionnement des lits fluidisés denses

La fluidisation s'obtient en faisant passer un fluide (gaz ou liquide) à travers un lit d'un matériau poudreux de géométrie assez homogène.

1. Pour une vitesse faible du fluide, les particules ne bougent pas. Le lit induit une perte de charge par les frottements du gaz sur les particules fixes et la réduction de section créée par les particules.
2. À partir d'une valeur limite basse de la vitesse du fluide, les particules s'espacent légèrement, le volume du lit augmente, mais elles restent à leur place, il n'y a pas de mélange. Cet état de transition appelé lit pré-fluidisé peut être considéré soit comme un lit fixe qui a atteint son volume maximal, soit comme un lit fluidisé où l'agitation particulaire serait nulle (Debal 2014).
3. Lorsque la vitesse augmente encore, les particules se séparent sous l'effet de l'augmentation de la traînée (Figure 93). L'espace entre-elles augmente alors, ce qui diminue la vitesse du fluide. Si la vitesse du fluide n'est pas trop élevée, les particules chutent et réduisent la section de passage ce qui augmente la vitesse du fluide.

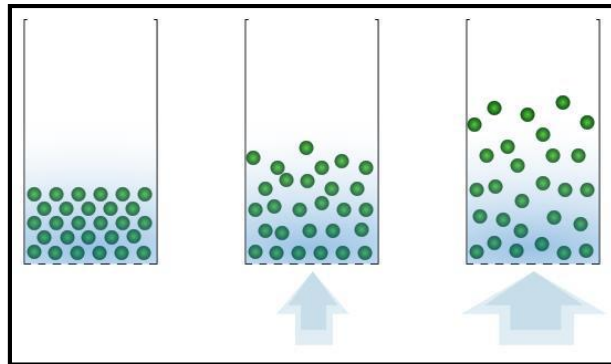


Figure 93 : illustration de la fluidisation

Ce régime stable est appelé fluidisation. Les particules ne sont plus liées entre elles, ce qui rend le mélange fluide et lui confère des propriétés d'écoulement semblables à celles d'un liquide. La vitesse minimale à partir de laquelle ce régime est obtenu est appelé vitesse minimale de fluidisation et elle est notée U_{mf} . Lorsque le lit est fluidisé, les pertes de charges induites par les particules sont égales à la pression exercée par le poids du lit. Dès lors, et jusqu'au régime de transport, l'augmentation du débit de fluide n'entraîne pas une augmentation significative des pertes de charges (Figure 94).

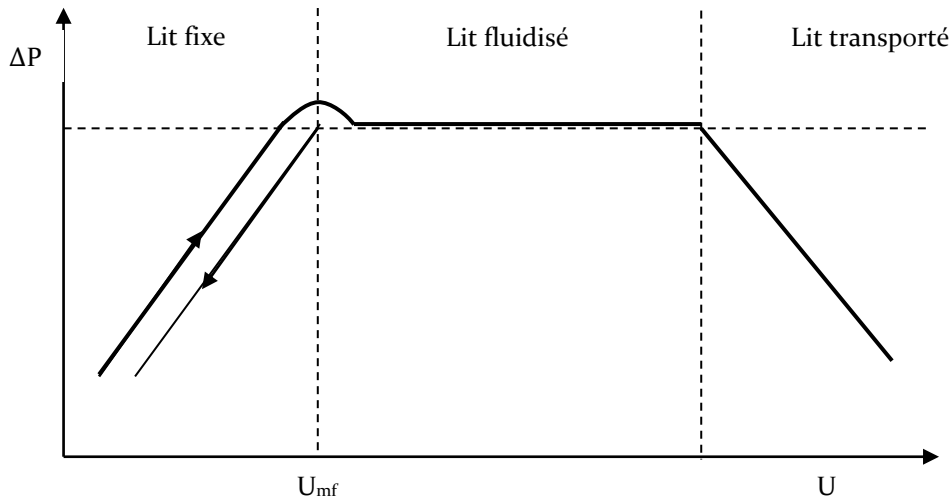


Figure 94 : pertes de charge générées par le lit en fonction de la vitesse du fluide

Le volume du lit augmente avec la vitesse du fluide dans le régime fluidisé, mais beaucoup moins qu'en régime fixe.

On remarque une hystérésis pour la variation de pression en lit fixe. Ce phénomène s'explique par la nécessité de vaincre les forces de frottement entre particules pour les séparer.

- **Calcul de la vitesse minimale de fluidisation et de l'expansion du lit**

Le rapport entre la vitesse des gaz et la vitesse minimale de fluidisation permet de déterminer les conditions de fluidisation des essais ainsi que le volume du lit. Il est donc nécessaire de connaître cette vitesse pour réguler les flux entrants, mais également pour connaître les conditions des essais.

Le calcul de cette vitesse se fait en considérant qu'au seuil de fluidisation, les phénomènes physiques suivent les lois du lit fixe et du lit fluidisé. À partir d'un certain débit de fluide, la force verticale générée peut compenser le poids apparent du lit de particule. Cette force résulte de la perte de charge que nous appellerons ΔP_f . Les particules s'espacent et le lit se détend, sa hauteur devenant h supérieure à celle au repos h_0 . On désigne par ε_{mf} la porosité du lit au seuil de fluidisation :

$$\Delta P_{lit} \times S = (1 - \varepsilon_{mf})(S \times h)(\rho_s - \rho_g)g \quad \text{Équation 104}$$

Avec S la section droite du lit et g l'accélération de la pesanteur

La perte de pression linéique, $\Delta P_f/H$, au travers d'un lit, au seuil de fluidisation, est calculée par utilisation de la relation semi empirique d'Ergun (Ergun 1952).

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^2} \frac{\mu_g U_{mf}}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g U_{mf}^2}{\phi_s d_p} \quad \text{Équation 105}$$

Avec U_{mf} la vitesse minimale de fluidisation, ϕ_s le facteur de sphéricité, d_p le diamètre des particules et μ_g la viscosité dynamique du gaz.

L'écriture peut être simplifiée par l'introduction des nombres d'Archimède A_r de Reynolds Re_{mf} , définis ainsi :

$$A_r = \frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)d_p^3 g}{\mu_g^2} \quad \text{Équation 106}$$

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} d_p}{\mu_g} \quad \text{Équation 107}$$

L'Équation 105 devient alors

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} Re_{mf} = A_r \quad \text{Équation 108}$$

Cette relation permet de calculer U_{mf} pour un nombre d'Archimède A_r , un facteur de sphéricité ϕ_s et une porosité ε_{mf} donnés. Le calcul de cette porosité est effectué de deux manières.

La porosité ε_{mf} du lit, au seuil de fluidisation, peut se calculer par les approximations de Wen et Yu (Wen and Yu 1966), qui remarquent que, pour un grand nombre de solides divisés, on a:

$$\frac{1}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \approx 14 \text{ et } \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \approx 11 \quad \text{Équation 109}$$

La relation semi-empirique d'Ergun peut alors s'écrire :

$$Re_{mf} = (33,7^2 + 0,0408A_r)^{0,5} - 33,7 \quad \text{Équation 110}$$

Cette corrélation est valable pour $0,001 < Re_p < 4\,000$, et est recommandée pour des porosités, au seuil de fluidisation, comprises dans la fourchette $\varepsilon_{mf} = 0,38$ à $0,45$. Cette relation n'est quasiment pas utilisée par la suite, seulement pour comparer certaines valeurs obtenues avec la seconde méthode.

Cette seconde méthode utilise la corrélation de Broadhurst et Becker (Broadhurst and Becker 1975) qui prend en compte explicitement les caractéristiques du solide et du gaz :

$$\varepsilon_{mf} = 0,586 \phi_s^{-0,72} A_r^{-0,029} \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,021} \quad \text{Équation 111}$$

$$\text{Pour } 0,85 < \phi_s < 1,1; A_r < 10^5 \text{ et } 500 < \frac{\rho_g}{\rho_s} < 5 \cdot 10^4$$

L'utilisation de ces formules nécessite la détermination du facteur de sphéricité du caloporteur. Le facteur de sphéricité est pris à 0,8 car les particules utilisées sont quasiment

sphériques (Le Dirach 2008). Le calcul étant empirique, le résultat n'est pas exact mais donne une valeur approchée de la valeur réelle.

- **Régimes de fluidisation**

Il existe plusieurs régimes de fluidisation qui dépendent de la vitesse du gaz, de la taille des particules et de la différence de densité entre les particules et le gaz. Certains régimes ne peuvent être atteints par toutes les poudres, comme la fluidisation homogène.

Geldart a proposé une classification des poudres par groupes dépendants de la différence de densité entre les particules et le gaz et du diamètre des particules (Figure 95) (Geldart 1973). Le pilote décrit dans cette thèse se trouve dans la catégorie B comme la majorité des lits fluidisés.

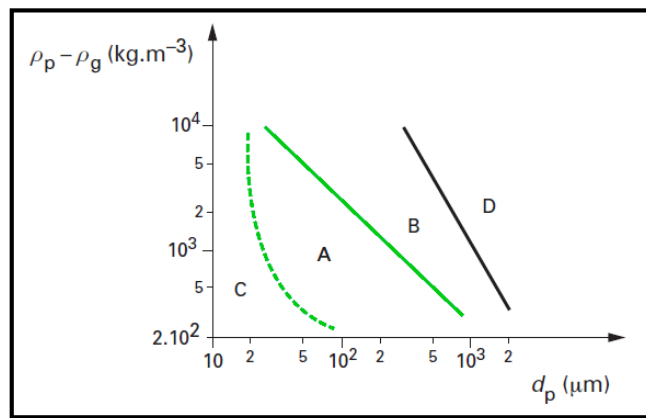


Figure 95 : classification de Geldart(Antonini and rard 2008)

Les régimes de fluidisation que peuvent atteindre ces différentes catégories sont représentés dans la Figure 96.

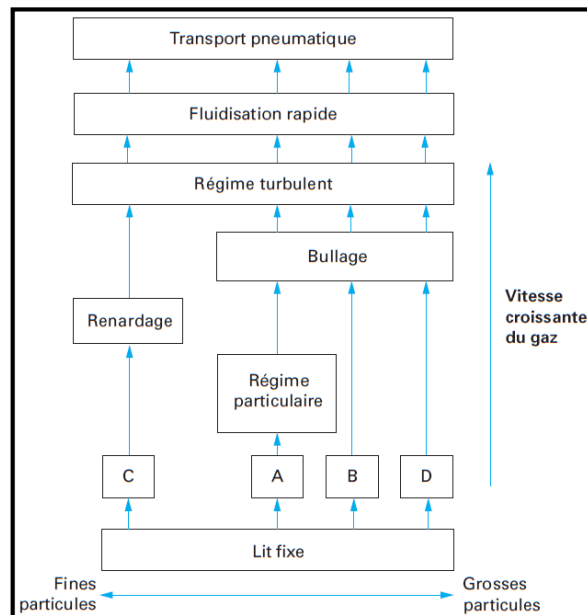


Figure 96 : régimes de fluidisation des particules selon leur appartenance aux différents groupes de la classification de Geldart(Antonini and rard 2008)

Pour la catégorie B par exemple, la vitesse du gaz permettant l'apparition des bulles est égale ou inférieure à la vitesse minimale de fluidisation. Ainsi, la fluidisation sera toujours hétérogène : c'est un lit fluidisé bouillonnant.

Le bullage est dû à la formation de grosses bulles contenant très peu de particules solides. Certaines parties du lit fluidisé sont alors violemment agitées par l'ascension des grosses bulles, au point que celui-ci ne présente plus une surface bien définie.

Les bulles peuvent grossir par coalescence et il se forme des bouchons fluides entre les agglomérats de particules. Si la hauteur de la couche est suffisante, elles atteignent une taille limite au-delà de laquelle elles ne sont plus stables, et donc éclatent. On peut alors observer une alternance de zones successivement diluées et fortement concentrées en particules solides, ces dernières s'écroulant de temps en temps pour remplir le vide inférieur : c'est le phénomène de pistonnage (Figure 97).

Il se peut également que le gaz passe par des canaux préférentiels en laissant des volumes non fluidisés : c'est le renardage.

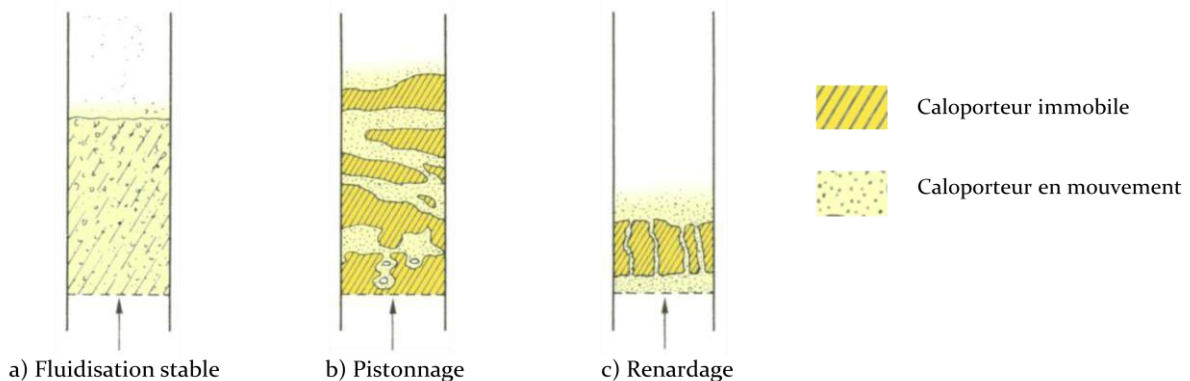


Figure 97 : Pistonnage et Renardage

Ces volumes non-fluidisés ne permettent aucune réaction et rendent le réacteur inopérant. Dans le cas du renardage le lit s'apparente alors à un lit fixe avec de mauvais échanges de chaleur. Dans le cas du pistonnage, une partie ou l'ensemble du lit peut être entraîné hors du réacteur. En plus de dépendre de la taille du lit, du régime de fluidisation et du groupe de particule, ces problèmes peuvent subvenir lors d'une mauvaise répartition du gaz sous la grille. Un fritté est généralement utilisé pour les lits de petites tailles, sinon des buses régulièrement espacées sont placées au fond du réacteur.

- **Caloporteurs**

Les lits fluidisés utilisent des caloporteurs principalement pour l'échange de chaleur, mais ils peuvent également catalyser les réactions. La proximité des caloporteurs avec les deux réactifs en font des supports idéaux pour une catalyse. Certains minéraux possèdent une

composition intéressante pour cela et peuvent être modifiés pour favoriser des réactions particulières.

Le sable est un caloporteur très bon marché mais peu utilisé pour la gazéification car il ne possède aucun effet catalytique. D'autres minéraux au coût légèrement supérieur limitent fortement la production de goudrons pour des réactions ayant lieu dans les mêmes conditions (température, pression, type d'atmosphère, etc.).

- ***Dolomite***

La dolomite est un minéral bon marché et abondant de formule générale $MgCa(CO_3)_2$. Elle est généralement calcinée à haute température (800 °C-900 °C) pour augmenter la surface spécifique et la teneur en oxyde de calcium et de magnésium ce qui la rend plus active (Virginie). Bien que la composition élémentaire massique diffère selon la provenance, celle-ci est en moyenne de 30 % de CaO, 21 % de MgO, 45 % de CO₂ avec des traces de SiO₂, Fe₂O₃, et Al₂O₃ (Sutton, Kelleher et al. 2001). Ce matériau permet une bonne conversion des goudrons (de Andrès, Narros et al.; Delgado, Aznar et al. 1997; Sutton, Kelleher et al. 2001; Corella, Toledo et al. 2004; Miccio, Piriou et al. 2009), mais s'avère trop friable pour une utilisation en lit fluidisé, surtout s'il doit subir des cycles de carbonatation et de décarbonatation.

- ***Olivine***

L'olivine est également un minéral présentant une structure de $(Mg,Fe)_2SiO_4$ avec un ratio molaire Mg/Fe proche de 9/1 (Courson, Udron et al. 2002). Plusieurs études montrent que l'effet catalytique de l'olivine pour la conversion des goudrons est inférieur à celui de la dolomite de 10 % à 40 % selon la température (de Andrès, Narros et al.; Corella, Toledo et al. 2004; Devi, Ptasiński et al. 2005; Miccio, Piriou et al. 2009). L'olivine possède en revanche une dureté proche de celle du sable (Koppatz, Pfeifer et al. 2009) ce qui la rend plus résistante à l'attrition et donc plus prometteuse pour une utilisation en lit fluidisé. L'olivine est cependant moins abondante que la dolomite et absente de certaines régions. Elle est bon marché, mais le développement de son utilisation pourrait en augmenter le coût (Corella, Toledo et al. 2004).

- ***Caloporteurs à base d'olivine***

L'olivine présentant des avantages pour la gazéification en lit fluidisé, elle est également utilisée comme support à des produits plus actifs que l'olivine elle-même.

Le Ni est très utilisé dans un second lit et donne de bons résultats pour la conversion des goudrons et du méthane (Sutton, Kelleher et al. 2001). L'olivine possède un caractère basique qui conduit à une plus faible formation de dépôts carbonés qui empoisonnent le nickel

(Michel 2009). Le fer présent dans l'olivine permet au nickel d'entrer partiellement dans sa structure ce qui le stabilise (Courson, Udron et al. 2002). Le Ni-olivine présente de bons résultats pour la conversion des goudrons, tant à l'échelle de laboratoire (Courson, Udron et al. 2002; Courson, Udron et al. 2002), qu'à celle de pilote de 100 kWth (Pfeifer, Rauch et al. 2004). Le nickel est cependant toxique et pose des problèmes environnementaux à cause de la production de poussières fines dues à l'attrition du caloporteur. Il est également désactivé par le H₂S.

Le fer possède un effet catalytique semblable à celui de la dolomite. Il doit être sous forme métallique car il n'est plus catalytique lorsqu'il est oxydé (Nordgreen, Liliedahl et al. 2006) ce qui est possible par la présence d'hydrogène en gazéification à la vapeur d'eau. Virginie (Virginie) a produit un catalyseur Fe/olivine avec 10 % massique de fer testé à grande échelle (pilote de 3 kW, 10 kW, 100 kW et 1000 kW). Il a permis de diminuer d'un facteur 3 (de 7,8 g.Nm⁻³ à 2,48 g.Nm⁻³) la teneur en goudrons d'un gaz produit à 850 °C dans un réacteur de 10 kWth.

De la chaux, permettant le piégeage du CO₂ peut également être déposée sur l'olivine pour obtenir un caloporteur résistant à l'attrition et de taille adaptée à la fluidisation. La littérature ne fait cependant pas état de tels travaux hormis ceux de Zamboni (Zamboni-Corredor), mais présente des essais utilisant directement du calcaire traité mécaniquement et chimiquement pour obtenir une tenue mécanique suffisante (Koppatz, Pfeifer et al.; Pfeifer, Puchner et al. 2007).

 Annexe 5 : Méthodologie de détermination des paramètres de fluidisation

La méthodologie employée pour la détermination des conditions expérimentales est la suivante : La vitesse minimale de fluidisation est calculée dans un premier temps à partir de la masse de lit (500 g) et de ses propriétés. La vitesse de fluidisation en est déduite connaissant le rapport U/U_{mf} fixé à 5. Le débit de gaz vecteur est alors calculé à partir de la géométrie du réacteur (diamètre interne) et de la température de réaction (environ 800°C). Ce débit est la somme du débit d'air (agent fluidisant et gazéifiant) et du débit d'azote (1NL/min) utilisé pour inerte le silo et y empêcher les remontées de gaz. Le débit d'air en est alors déduit ainsi que les débits de combustibles en tenant compte du facteur d'air prédéfini à 0,4 (valeur en accord avec la littérature concernant les essais de gazéification à l'air).

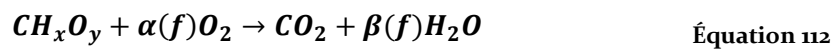
- **Vitesses de fluidisation et des gaz**

Le rapport entre la vitesse des gaz U et la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} permet de déterminer les conditions de fluidisation des essais pour une masse du lit donnée (500g). Il est donc nécessaire de connaître cette vitesse pour réguler les flux entrants, mais également pour connaître les conditions d'essais.

La détermination des conditions de fluidisation (U_{mf}) est détaillée en annexe 1 en fonction des caractéristiques du caloporteur (sphéricité, diamètre, densité, porosité...) et les dimensions du réacteur (diamètre, section). Le rapport U/U_{mf} ajusté à 5 dans notre cas a permis de déterminer la vitesse U des gaz.

- Débits d'alimentation en air et en combustibles

Le calcul des débits d'alimentation Q_{air} et Q_{comb} du combustible sont basés sur la réaction chimique entre le combustible et l'air décrite par l'Équation 112



α et β sont des coefficients stœchiométriques qui sont fonction du facteur d'air f (dans le présent travail, f a été ajusté à 0,4). Les débits Q_{air} et Q_{comb} se calculent alors de la manière suivante :

$$Q_{air}(NL.min^{-1}) = U\pi D^2/4 \quad \text{Équation 113}$$

$$Q_{comb}(g.min^{-1}) = Q_{air}M_{vol}M_{comb}/M_{air} \times \alpha(f) \times 100/h \quad \text{Équation 114}$$

U ($m.s^{-1}$) : vitesse des gaz; D (m) : diamètre du réacteur; M_{vol} ($g.L^{-1}$) : Masse volumique de l'air; M_{air} ($g.mol^{-1}$) : Masse molaire de l'air, M_{comb} ($g.mol^{-1}$) : Masse molaire du combustible, h (%) : taux d'humidité du combustible

Le débit d'alimentation en air trouvé est de $5\text{NL}\cdot\text{min}^{-1}$, les débits de combustible sont alors de $250\text{ g}\cdot\text{h}^{-1}$ pour le bois humide et $230\text{ g}\cdot\text{h}^{-1}$ pour le mélange combustible. Le débit complémentaire d'azote est fixé à $1\text{NL}\cdot\text{min}^{-1}$

Annexe 6 : Caractéristiques du lit fluidisé utilisé

- **Alimentation en biomasse**

L'alimentation en biomasse est réalisée par l'intermédiaire d'une vis sans fin entraînée par un moteur pas à pas. Ce type d'alimentation permet de réguler assez précisément la quantité de biomasse injectée, même si le débit dépend de beaucoup de facteurs :

1. Le pas de vis : celui-ci est fixé à la construction du dispositif. La vis utilisée possède un pas régulier sur toute sa longueur.
2. La hauteur de granulés au-dessus de la vis. Celle-ci diminue avec la consommation de biomasse. Or le débit d'injection des granulés dépend de la pression qu'ils exercent sur la vis, et donc de la hauteur du niveau de biomasse. Pour que le débit de biomasse soit identique à chaque essai, le silo est à chaque fois rempli au maximum de sa capacité. La variation de débit est ainsi minime.
3. La vitesse de rotation de la vis. C'est le seul paramètre ajustable permettant de contrôler le débit de biomasse. Pour obtenir un débit régulier, la vitesse de rotation doit être la plus élevée possible : le filet passe alors plus fréquemment au-dessus de la canne d'alimentation.

Un faible débit d'azote est injecté dans le silo pour l'inertier (Figure 98) et empêcher une remontée des gaz produits vers le stock de biomasse. Ce débit d'azote parfaitement connu sert également d'étalon interne pour calculer le débit de gaz en sortie du réacteur.

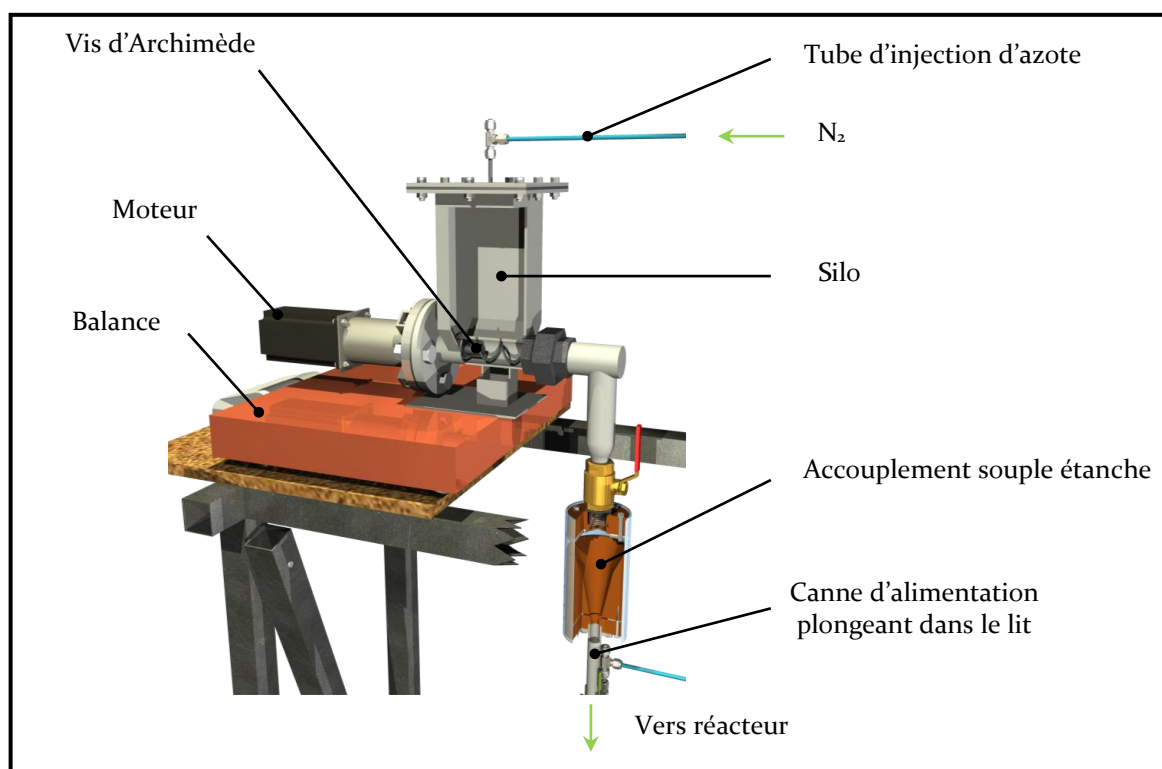


Figure 98 : système d'alimentation en biomasse

- **Alimentation en air**

Lors de la gazéification, le lit est alimenté en air. Celui-ci sert d'agent fluidisant pour le caloporteur et d'agent oxydant pour la biomasse. L'air traité est comprimé sous pression. Un débitmètre volumique permet de contrôler le débit injecté.

- **Lit fluidisé**

Le lit est constitué de deux cylindres séparés par un fritté métallique. La partie inférieure (la boîte à vent ou plenum) est d'un diamètre plus important que la partie supérieure. Le fritté couvre ainsi toute la surface du lit et interdit les volumes non fluidisés.

Le lit est équipé de quatre thermocouples représentés sur la Figure 99: un premier mesure la température dans la boîte à vent, le second la température du lit, le troisième celle de la tête du réacteur, et le dernier la température ambiante du laboratoire. Un cinquième thermocouple mesure également la température du lit, mais permet la régulation du four et n'est donc pas disponible pour l'acquisition de données.

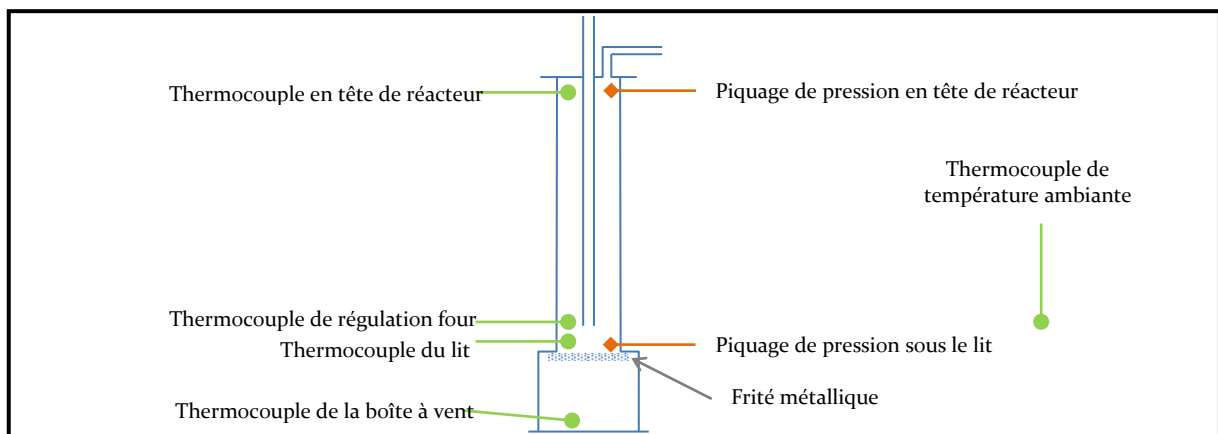


Figure 99 : position des capteurs dans le réacteur

Deux mesures de pression sont effectuées :

1. les pertes de charge du lit grâce à un capteur
2. la pression absolue en tête de réacteur à l'aide d'un tube en U

La mesure des pertes de charge du lit permet de déterminer l'état de fluidisation du lit. Cependant, les pertes de charges générées par le fritté sont bien supérieures aux pertes de charges du lit ce qui interdit un piquage de pression dans la boîte à vent. Pour contourner ce problème, un tube de 1/8^{ème} de pouce de diamètre montré sur la Figure 101 est plongé par la tête du réacteur jusqu'à 2 mm de la surface du fritté. La différence de pression de ces quelques millimètres est négligée. La mesure de pression est réalisée par un capteur de 0 à 34,5 kPa précis à $\pm 0,1\%$ de sa pleine échelle, soit 35Pa.

La différence de pression entre le haut et le bas du lit fluidisé est égale à la pression qu'exerce le lit sur le fritté. Il est donc ainsi possible de suivre la variation de masse du lit en suivant

l'évolution de la différence de pression. Des phénomènes rendent cependant cette mesure difficile : les bulles par exemple provoquent de fortes variations de pression. La différence de pression augmente en moyenne d'environ 500 Pa pendant un essai (Figure 100), malgré l'existence de variation de ± 350 Pa sur des périodes avoisinant les 2min30s dues à l'alimentation en biomasse. Ces fortes variations ne permettent pas une mesure précise de la différence de pression moyenne.

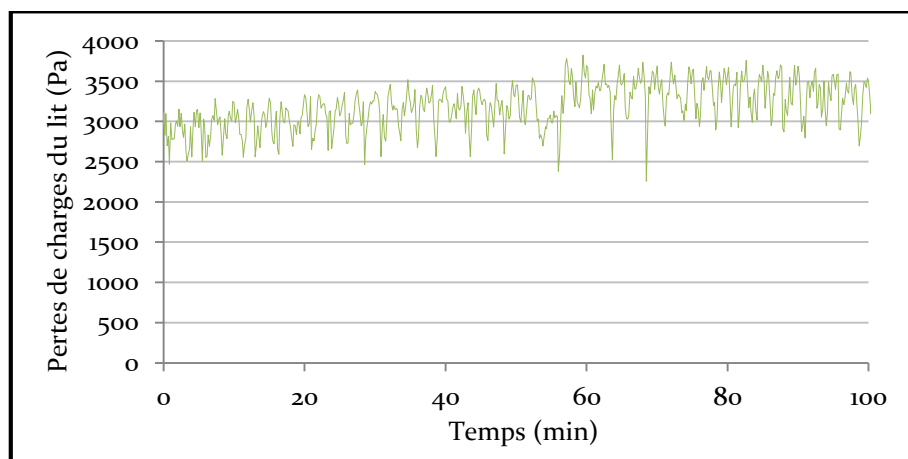


Figure 100 : exemple de variation des pertes de charge du lit pendant un essai

La mesure de pression en tête de réacteur permet également de déterminer la pression absolue du réacteur. En fonctionnement normal, le réacteur est en légère surpression imposée par le système d'épuration mais aussi par la ligne d'analyse des gaz. Cette mesure permet en outre de vérifier l'encrassement de la ligne de traitement des gaz. Lorsque cette ligne n'est plus assez propre, la pression absolue du réacteur augmente. Cette mesure n'étant que purement indicative, un tube en U est utilisé pour la réaliser. En fonctionnement normal, les pertes de charge du système de nettoyage sont de 500 Pa en début d'essai et augmentent à 2000 Pa après 2 h d'essai.

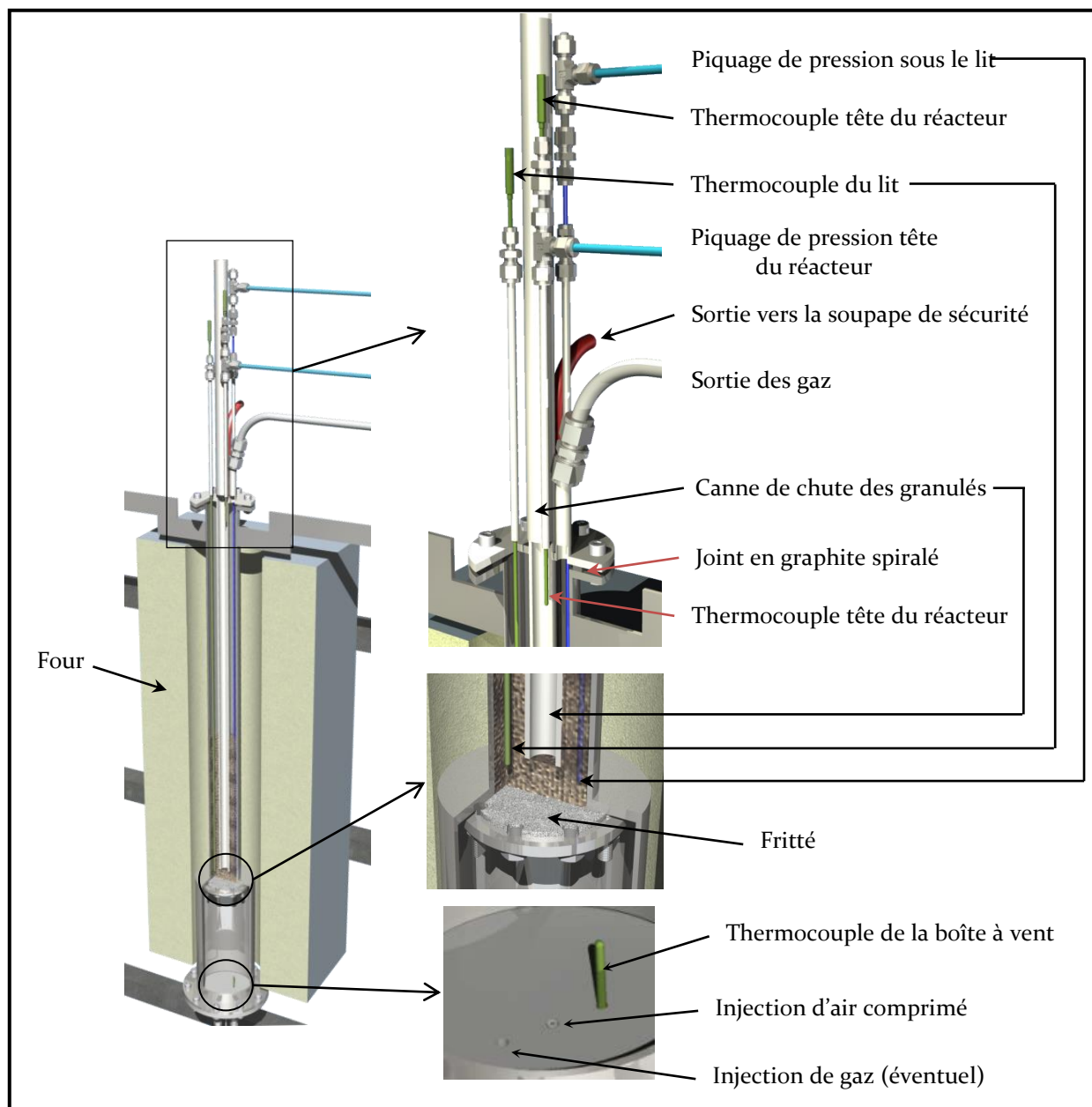


Figure 101 : équipement du réacteur

Le corps du lit fait 5 cm de diamètre et 70 cm de hauteur. Au repos, le lit d'olivine mesure environ 20 cm de hauteur et s'expande jusqu'à environ 30 cm selon les vitesses de fluidisation. La canne d'alimentation en biomasse plonge jusqu'à 1 cm du fritté pour que les granulés restent le plus longtemps possible dans le lit. Cette canne, coaxiale au corps du lit, mesure 22 mm de diamètre extérieur.

L'étanchéité entre la tête du réacteur et le corps est maintenue par un joint spiralé de graphite et métal résistant à une température de 800°C.

La soupape de sécurité est réalisée par un tube en U s'échappant directement à l'extérieur, son diamètre est de 10 mm. La pression maximale est fixée par la hauteur d'eau dans le tube. En

pratique, le U est rempli de sorte à être siphonné pour une pression absolue du réacteur supérieure à 10 kPa.

- **Caloporteur**

Le caloporteur utilisé dans cette étude est de l'olivine de couleur blanche disponible au LERMAB, dont l'image est donnée par la Figure 102 et les caractéristiques au Tableau 56.



Figure 102 : Olivine blanche utilisée comme caloporteur dans les essais en gazéification

Tableau 56 : caractéristiques de l'olivine blanche utilisée comme caloporteur

Espèce	Fraction massique (%)
Oxyde de magnésium (MgO)	45.3
Dioxyde de silicium (SiO ₂)	45.3
Oxyde ferrique (Fe ₂ O ₃)	7.71
Oxyde d'aluminium (Al ₂ O ₃)	0.56
Oxyde de nickel (NiO)	0.41
Oxyde de chrome (Cr ₂ O ₃)	0.39
Oxyde de calcium (CaO)	0.11
Oxyde de Manganèse (MnO)	0.11

Annexe 7 : Fonctionnement d'une Unité de Valorisation Énergétique des Déchets (UVED)

La première fonction d'un incinérateur consiste à transformer, par la combustion auto-entretenue, des déchets de nature hétérogène en un résidu inerte. Le principe de base de la combustion consiste donc à combiner, au sein d'un four, des matières combustibles avec l'oxygène de l'air et à accroître la température jusqu'à leur point d'inflammation. La combustion des OM comprend trois (03) étapes : le séchage, la gazéification et une réaction d'oxydation fortement exothermique (J. Y. Legoux and C. Le Douce 1995).

Schématiquement, une usine d'incinération peut se décomposer en plusieurs blocs principaux : le four d'incinération, le circuit de refroidissement des gaz de combustion, la centrale de production d'énergie pour les unités avec récupération, les installations de traitement des fumées, le dispositif d'évacuation des mâchefers.

La Figure 103 montre un schéma de fonctionnement d'un incinérateur. Tous les incinérateurs de déchets urbains fonctionnent selon le même principe, même si ces installations ont évolué en fonction du temps.

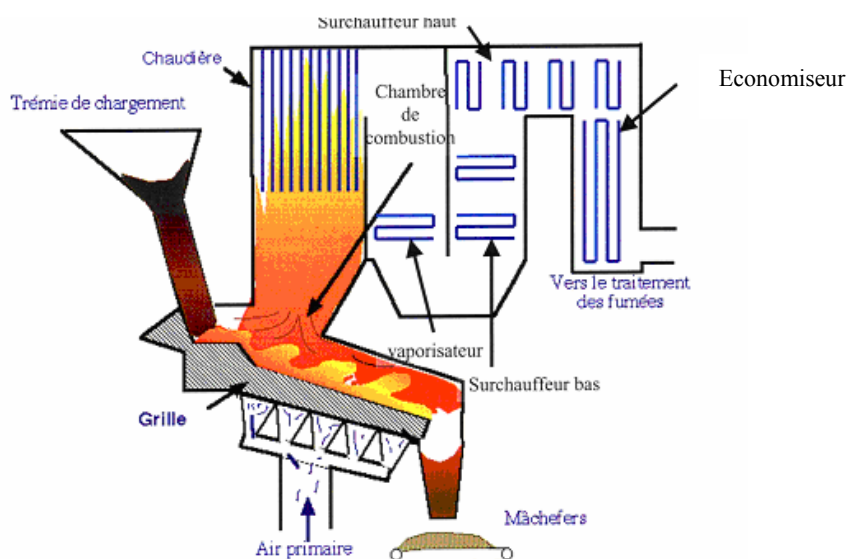


Figure 103 : Schéma de fonctionnement d'une UVED (Florimonde LEBEL 2008)

Les déchets sont, dans un premier temps déchargés dans la fosse de stockage. La mise en dépression de cette dernière permet d'éviter la dispersion des poussières, papiers et odeurs à l'extérieur du bâtiment lors des manœuvres de déchargement et reprise des ordures. Les ordures ménagères sont, ensuite amenées par bras mécanique jusqu'à la trémie d'alimentation du four. Les déchets sont alors déversés dans l'enceinte du four ou chambre de combustion.

Ils sont alors poussés sur la grille où ils subissent des étapes de séchages, gazéification, combustion pyrolyse. La température au niveau du lit de déchets avoisine 1100°C en haut de

la grille (séchage, gazéification) et atteint les 950°C en bas de la grille. Les grilles du four sont constituées de barreaux fixes et mobiles qui régulent le transit des déchets. En effet, le brassage et la progression des ordures sur la grille sont contrôlés par un réglage de la vitesse de la grille. Celui-ci doit également maintenir la couche d'ordures à une épaisseur constante. Ce qui permet :

- D'éviter les imbrûlés en fin de parcours (combustion complète),
- De protéger la grille des surchauffes locales.

En fin de parcours les déchets ménagers doivent être entièrement brûlés et ne se présenter que sous forme de cendres ou de mâchefers.

Pour entretenir la combustion, de l'air primaire préchauffé ($T \gg 130^\circ\text{C}$) est injectée au niveau de la grille. Son rôle est multiple, il permet de :

- Sécher les ordures ménagères au niveau de la grille de séchage,
- Réduire la température des mâchefers avant leur évacuation,
- Refroidir les barreaux de grilles.

De l'air à température ambiante est aussi injecté dans les parties hautes de la chambre de combustion. Cet air dit "secondaire" permet :

- De réduire la teneur en monoxyde de carbone (CO) des fumées et d'assurer la combustion complète des ordures,
- De contrôler la position de la flamme par rapport aux parois du four évitant ainsi d'endommager les parois des murs de l'enceinte,
- Par dilution, de réguler la température des fumées à l'entrée de la chaudière,
- D'assurer un mélange efficace des différents gaz et leur bonne homogénéisation. Le phénomène de post-combustion (réinflammation des gaz) dans la chaudière est ainsi évité.

Les mâchefers ou matériaux incombustibles collectés en fin de combustion sont refroidis par aspersion d'eau et peuvent être valorisés directement ou dirigés vers un centre de maturation (centre dans lequel sont stockés les mâchefers durant quelques semaines, temps nécessaire à l'accomplissement d'un phénomène de carbonatation, afin que ces derniers soient considérés comme valorisables). Les éléments ferreux et non ferreux sont extraits de ces mâchefers et sont réutilisés comme matière première secondaire.

L'incinération des ordures ménagères produit près de trois (03) millions de tonnes par an de mâchefers (soit 25 à 30% des OM incinérées), dont 70% sont valorisés sur des plates-formes

de traitement et de maturation, et moins de 30% sont stockés en décharge de classe 2 (ADEME²).

Les autres résidus de l'incinération comprennent les cendres qui sont récupérées le long des parois du four, et les REFIOM (Résidus d'Épuration des Fumées des Ordures Ménagères). Les REFIOM sont des résidus solides constitués de cendres volantes et de sels, produits par les réactions acide base, collectés afin de réduire la pollution atmosphérique. Ils sont stabilisés et stockés dans des centres de stockage de classe 1, au titre de la législation sur les installations classées. Ils représentent 3 à 5% des déchets entrant d'incinération (ADEME³).

Les échangeurs de chaleur permettent la production de vapeur qui est utilisée pour alimenter un réseau de chauffage urbain, un réseau électrique (turbines, turbo-alternateurs).

Le traitement des fumées : les gaz de combustion contiennent des poussières, des métaux lourds, des gaz acides, des composés organiques (comme les dioxines), ... Ils sont traités, selon leur nature, par centrifugation, électro-filtres, filtres à manches, réactifs (chaux, bicarbonate, soude...) ou par absorption sur charbon actif.

L'un des inconvénients majeurs de cette technologie est que ses rejets nécessitent un traitement très onéreux. Seuls les équipements d'épuration des fumées peuvent représenter plus de 30 % du coût total de l'incinérateur (Cours EMSE et Emmanuel, 2004). Ainsi, les gaz produits au cours de l'incinération sont dépoussiérés avant d'être rejetés dans l'atmosphère. Cependant, la diminution des dioxines et d'autres substances chimiques dans les effluents gazeux, suite à ce traitement, entraîne généralement l'augmentation du taux de ces substances dans les autres résidus de l'incinération (mâchefers). (Anonyme-3; Allsopp M, Costner P et al. 2001; Li M, Xiang J et al. 2004; Youcai Z, Stucki S et al. 2004).

²[www.ademe.fr/Domains d'intervention/Déchets/Chiffres clés](http://www.ademe.fr/Domains%20d'intervention/D%C3%A9chets/Chiffres%20cl%C3%A9s)

³[www.ademe.fr/Domains d'intervention/Déchets/Chiffres clés](http://www.ademe.fr/Domains%20d'intervention/D%C3%A9chets/Chiffres%20cl%C3%A9s)

Annexe 8 : Description de la chaudière à grille mobile du LERMAB

Le combustible est stocké dans un silo d'une capacité de 5 m³. Ce volume de stockage permet d'obtenir une autonomie de 30 heures de fonctionnement à pleine charge. Le silo est équipé d'échelles racleuses qui assurent le désilage. La chaudière est alimentée par des vis placées dans des tubes circulaires. Ce mode de convoyage est prévu pour des plaquettes forestières de taille fine ou moyenne.

Les grilles mobiles permettent de bien contrôler l'étalement du combustible dans le foyer et d'évacuer les cendres. Ce procédé favorise le séchage des bois humides avant de les brûler. Ainsi, le foyer accepte de brûler des bois ayant une humidité sur brut maximale de 55 %.

Les grilles mobiles ont également pour rôle d'entraîner les cendres et les matières imbrûlées vers le bac à cendres situé à l'extrémité du foyer. Ce système autorise la combustion de biomasses produisant des quantités faibles de mâchefers sans altérer la combustion. La part de matière solide qui est entraînée par les fumées est piégée dans des dépoussiéreurs cycloniques. Ces cendres, dites volantes, sont recueillies dans un bac prévu à cet effet. L'échangeur de la chaudière est branché au réseau de chauffage central du site. Un filtre à manche monté en aval de la sortie des fumées permet de capter les particules et ainsi réduire la quantité de poussières dans les fumées extraites pour atteindre des concentrations inférieures à 10 mg.Nm³.

Le foyer est alimenté en air primaire sous les grilles mobiles et en air secondaire au-dessus comme le montre la Figure 104. Le dispositif utilisé ici est une installation pilote dont le contrôle est réalisé via un automate et un logiciel développé en interne. Cela permet de contrôler toutes les arrivées d'air et ainsi reproduire différentes conditions de combustion en fonction des besoins ou de la nature du combustible utilisé.

Pour suivre les essais, de multiples capteurs sont placés dans la chaudière. Des thermocouples sont placés tout au long du trajet des fumées, ainsi qu'un compteur d'énergie et des mesures des débits d'air primaire et secondaire. Toutes ces données ainsi que celles utiles à la régulation de la chaudière sont en acquisition toutes les 20 s. Le tirage de la chaudière est également régulé à 100 Pa et la chaleur produite est dissipée par différents systèmes de chauffage de bâtiments ou de dissipation. Le retour froid est également régulé de sorte que la chaudière n'accumule pas de chaleur pendant l'essai avec une température stable à 70 °C.

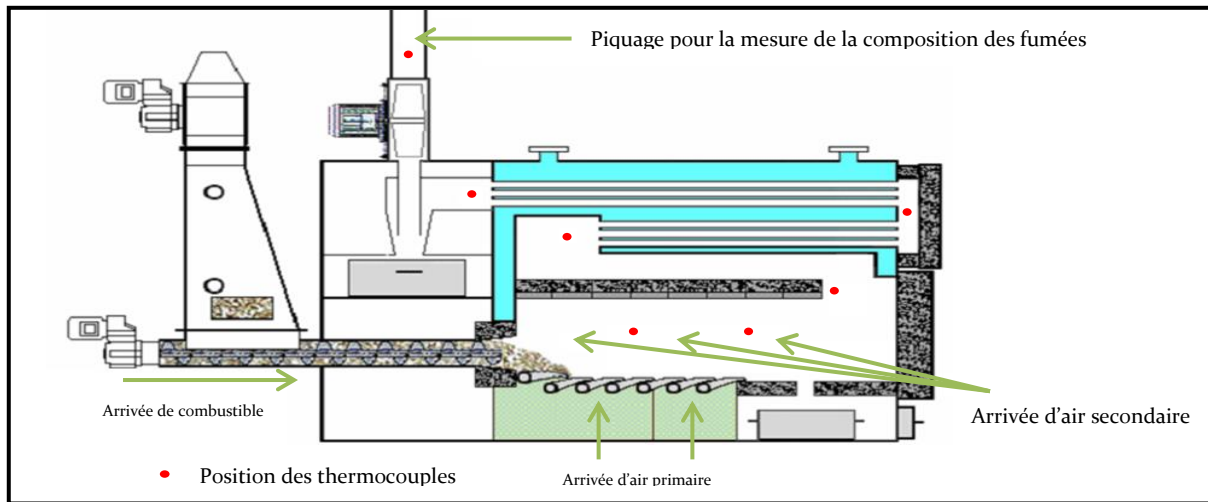


Figure 104 : Points de mesures du dispositif expérimental

Annexe 9 : Concentration des goudrons identifiés lors de la pyrolyse du PE et du DM

Tableau 57 : Concentrations (mg.g⁻¹ de combustible) des condensables du PE suivant les températures

Tr (min)	Composé	Formule Chimique	CONCENTRATION (mg.g ⁻¹)			
			600 °C	700 °C	800 °C	900 °C
4,66	1-Octène	C ₈ H ₁₆	17,15	6,16	4,37	0,10
4,88	Octane	C ₈ H ₁₈	7,30	3,04	3,11	0,29
6,66	1-Nonène	C ₉ H ₁₈	15,74	6,72	3,95	0,24
6,89	Nonane	C ₉ H ₂₀	5,30	1,99	1,87	0,10
8,77	1-Décène	C ₁₀ H ₂₀	19,06	6,98	2,91	0,52
8,99	Décane	C ₁₀ H ₂₂	5,31	1,60	0,99	0,19
10,82	1-Undécène	C ₁₁ H ₂₂	15,95	5,03	1,71	0,62
11,04	Undécane	C ₁₁ H ₂₄	6,13	1,59	0,78	0,30
12,79	1-Dodécène	C ₁₂ H ₂₄	12,60	3,65	1,23	0,67
12,99	Dodécane	C ₁₂ H ₂₆	6,00	1,54	0,71	0,41
14,64	1-Tridécène	C ₁₃ H ₂₆	11,71	3,09	10,18	0,73
14,83	Tridécane	C ₁₃ H ₂₈	5,44	1,16	0,52	0,36
16,4	1-Tétradécène	C ₁₄ H ₂₈	12,15	3,13	1,08	0,65
16,57	tétradécane	C ₁₄ H ₃₀	5,30	1,13	0,57	0,56
18,05	1-pentadécène	C ₁₅ H ₃₀	10,63	2,75	1,05	0,80
18,21	Pentadécane	C ₁₅ H ₃₂	4,93	1,02	0,53	0,39
19,62	1-Hexadécène	C ₁₆ H ₃₂	8,28	2,24	0,82	0,73
19,78	Hexadécane	C ₁₆ H ₃₄	4,43	0,91	0,45	0,37
21,12	1-heptadécène	C ₁₇ H ₃₄	7,30	2,07	0,72	0,60
21,26	Heptadécane	C ₁₇ H ₃₆	3,90	0,81	0,39	0,37
22,54	1-Octadécène	C ₁₈ H ₃₆	6,51	1,90	0,64	0,62
22,67	Octadécane	C ₁₈ H ₃₈	3,50	0,72	0,34	0,38
23,9	1-Nonadécène	C ₁₉ H ₃₈	5,75	1,69	0,50	0,56
24,02	Nonadécane	C ₁₉ H ₄₀	3,19	0,67	0,28	0,34
25,2	1-Eicosène	C ₂₀ H ₄₀	4,71	1,49	0,47	0,52
25,31	Eicosane	C ₂₀ H ₄₂	2,89	0,61	0,27	0,38
26,44	1-Heneicosène	C ₂₁ H ₄₂	3,83	1,30	0,39	0,43
26,55	Heneicosane	C ₂₁ H ₄₄	2,33	0,52	0,23	0,31
27,63	1-Docosène	C ₂₂ H ₄₄	2,90	1,21	0,34	0,44
27,73	Docosane	C ₂₂ H ₄₆	1,75	0,49	0,20	0,29
28,78	1-Tricosène	C ₂₃ H ₄₆	2,05	1,07	0,28	0,35
28,87	Tricosane	C ₂₃ H ₄₈	1,19	0,42	0,17	0,25
29,88	1-Tétracosène	C ₂₄ H ₄₈	1,36	0,99	0,23	0,28
29,97	Tétracosane	C ₂₄ H ₅₀	0,88	0,37	0,15	0,23
30,95	1-Pentacosène	C ₂₅ H ₅₀	0,86	0,76	0,18	0,22
31,03	Pentacosane	C ₂₅ H ₅₂	0,62	0,31	0,13	0,18
TOTAL			228,93	71,13	42,74	14,80

Tableau 58 : Concentrations (mg.g⁻¹ de combustible) des condensables du Mélange combustible suivant les températures.

Tr (min)	Composé	Formule Chimique	CONCENTRATION (mg.g ⁻¹)			
			600°C	700°C	800°C	900°C
4,66	1-Octène	C ₈ H ₁₆	4,82	0,70	0,04	0,10
4,88	Octane	C ₈ H ₁₈	2,40	0,97	0,24	0,04
4,92	Furfural	C ₅ H ₄ O ₂	2,93	1,53	0,00	0,01
5,77	Ethylbenzène	C ₈ H ₁₀	2,55	0,96	1,58	0,23

5,95	P-xylène	C ₈ H ₁₀	2,41	1,84	4,45	3,42
6,3	Styrène	C ₈ H ₈	0,30	0,89	2,01	2,01
6,37	P-xylène	C ₈ H ₁₀	2,78	1,91	2,21	1,07
6,66	1-Nonène	C ₉ H ₁₈	3,67	0,94	0,19	0,00
6,89	Nonane	C ₉ H ₂₀	1,26	0,24	0,11	0,03
8,19	Phénol	C ₈ H ₁₀ O	3,36	6,47	6,64	7,75
8,39	Benzofuran	C ₈ H ₆ O	0,40	0,73	1,65	1,57
8,77	1-Décène	C ₁₀ H ₂₀	3,08	1,24	0,27	0,04
8,99	Décane	C ₁₀ H ₂₂	1,05	0,26	0,09	0,00
9,41	Indène	C ₉ H ₈	1,75	1,78	1,99	2,15
9,65	Phénol,2-méthyl	C ₇ H ₈ O	2,00	1,90	0,99	0,21
10,08	Phénol,3-méthyl	C ₇ H ₈ O	3,17	2,01	1,25	0,37
10,82	1-Undécène	C ₁₁ H ₂₂	2,33	1,09	0,20	0,08
11,04	Undécane	C ₁₁ H ₂₄	0,96	0,25	0,11	0,07
12,17	Naphtalène	C ₁₀ H ₈	0,11	0,28	1,20	3,11
12,79	1-Dodécène	C ₁₂ H ₂₄	2,01	1,00	0,12	0,09
12,99	Dodécane	C ₁₂ H ₂₆	1,23	0,45	0,10	0,05
14,25	Naphtalène,1-méthyl	C ₁₁ H ₁₀	0,77	1,63	0,89	0,96
14,52	Naphtalène,2-méthyl	C ₁₁ H ₁₀	0,82	0,71	0,67	0,75
14,64	1-Tridecène	C ₁₃ H ₂₆	2,43	1,04	0,19	0,13
14,83	Tridecane	C ₁₃ H ₂₈	1,26	0,36	0,11	0,05
15,7	Biphenyl	C ₁₂ H ₁₀	0,56	0,56	0,57	0,62
16,4	1-Tétradécène	C ₁₄ H ₂₈	2,74	0,96	0,12	0,05
16,57	tétradécane	C ₁₄ H ₃₀	1,40	0,47	0,26	0,40
16,83	Acénaphthylène	C ₁₂ H ₈	0,05	0,40	0,58	2,52
18,05	1-pentadécène	C ₁₅ H ₃₀	2,34	0,84	0,21	0,21
18,21	Pentadécane	C ₁₅ H ₃₂	1,22	0,24	0,08	0,03
19	Fluorene	C ₁₃ H ₁₀	0,39	0,22	0,27	0,98
19,62	1-Hexadécène	C ₁₆ H ₃₂	2,11	0,76	0,14	0,24
19,78	Hexadécane	C ₁₆ H ₃₄	1,15	0,26	0,09	0,04
21,12	1-heptadécène	C ₁₇ H ₃₄	1,78	0,57	0,11	0,08
21,26	Heptadécane	C ₁₇ H ₃₆	1,00	0,21	0,07	0,03
21,84	Phénanthrene	C ₁₄ H ₁₀	0,01	0,05	0,10	0,30
21,98	Anthracene	C ₁₄ H ₁₀	0,01	0,06	0,21	0,55
22,54	1-Octadécène	C ₁₈ H ₃₆	1,75	0,50	0,09	0,08
22,67	Octadécane	C ₁₈ H ₃₈	0,93	0,16	0,05	0,05
23,9	1-Nonadécène	C ₁₉ H ₃₈	1,59	0,42	0,07	0,05
24,02	Nonadécane	C ₁₉ H ₄₀	0,86	0,15	0,05	0,04
24,4	Fluoranthène	C ₁₆ H ₁₀	0,05	0,04	0,05	0,13
25,2	1-Eicosène	C ₂₀ H ₄₀	1,45	0,41	0,07	0,06
25,31	Eicosane	C ₂₀ H ₄₂	0,88	0,21	0,07	0,05
25,51	Fluoranthène	C ₁₆ H ₁₀	0,27	0,11	0,14	0,67
26,13	Pyrène	C ₁₆ H ₁₀	0,28	0,11	0,15	0,74
26,44	1-Heneicosène	C ₂₁ H ₄₂	1,25	0,36	0,05	0,04
26,55	Heneicosane	C ₂₁ H ₄₄	0,71	0,13	0,03	0,03
27,63	1-Docosène	C ₂₂ H ₄₄	1,14	0,37	0,06	0,07
27,73	Docosane	C ₂₂ H ₄₆	0,66	0,14	0,03	0,03
28,78	1-Tricosène	C ₂₃ H ₄₆	1,07	0,33	0,04	0,02
28,87	Tricosane	C ₂₃ H ₄₈	0,62	0,12	0,02	0,02
29,88	1-Tétracosène	C ₂₄ H ₄₈	0,95	0,29	0,03	0,00
29,97	Tétracosane	C ₂₄ H ₅₀	0,58	0,14	0,03	0,01
30,95	1-Pentacosène	C ₂₅ H ₅₀	0,77	0,25	0,02	0,01
31,03	Pentacosane	C ₂₅ H ₅₂	0,69	0,11	0,01	0,01
TOTAL			81,59	42,34	32,85	33,53

Annexe 10 : Technologies de séchage des déchets

- **Le bioséchage**

Le bioséchage est un procédé de séchage qui utilise de l'aération forcée ainsi que de la chaleur biologique. Le procédé est très similaire au compostage aérobic, mais les buts des deux procédés sont différents. Le but du bioséchage est d'améliorer la valeur calorifique de la biomasse, en augmentant le niveau de siccité et en limitant la dégradation biologique, source de valeur calorifique.

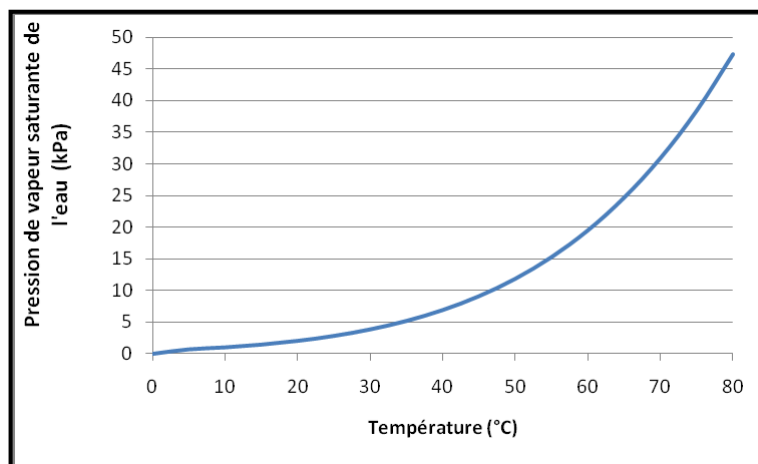


Figure 105 : Pression de vapeur saturante de l'eau dans l'air d'après la température (Velis, Longhurst et al. 2009; Tchoryck 2011)

La température de l'air a un effet important sur le potentiel d'évaporation. Comme présenté à la Figure 105, la quantité d'eau évaporée contenue dans l'air est exponentielle par rapport à la température. Il serait donc préférable d'atteindre une température élevée durant le bioséchage pour maximiser l'évaporation pour une même quantité d'air. Cependant, la température dans un bio-séchoir est limitée par la génération de chaleur des organismes qui la peuplent. La croissance et le taux de mortalité des différents types de microorganisme dépendent grandement de la température. Les microorganismes mésophiles ne peuvent supporter des températures supérieures à 45 °C. Quant aux microorganismes thermophiles, ceux-ci meurent à des températures supérieures à 70 °C. Ce type de bactérie a une croissance faible lorsque la température est inférieure à 40 °C; la croissance d'organismes mésophiles est donc primordiale pour atteindre des températures acceptables pour les thermophiles. Les microorganismes hyperthermophiles ne peuvent survivre à des températures inférieures à 60 °C et ne sont généralement pas présents dans les DSM dès le chargement dans le séchoir. La température maximale du bio-séchoir est donc limitée à 70 °C par les microorganismes thermophiles (Figure 106).

Quatre phases distinctes ont été identifiées pour le procédé de bioséchage. Celles-ci sont liées aux phases du cycle de croissance de la population microbienne, soit : 1) la période d'acclimatation, ayant une faible génération de chaleur, 2) la période exponentielle, caractérisée par une augmentation exponentielle de la température et du taux d'évaporation, 3) la période de déclin caractérisée par une diminution du taux microbien, de la température et de l'évaporation, 4) et finalement la période stable, où la génération de chaleur microbienne est presque nulle et le taux d'évaporation est fonction du débit d'air. (Navae-Ardeh 2006)

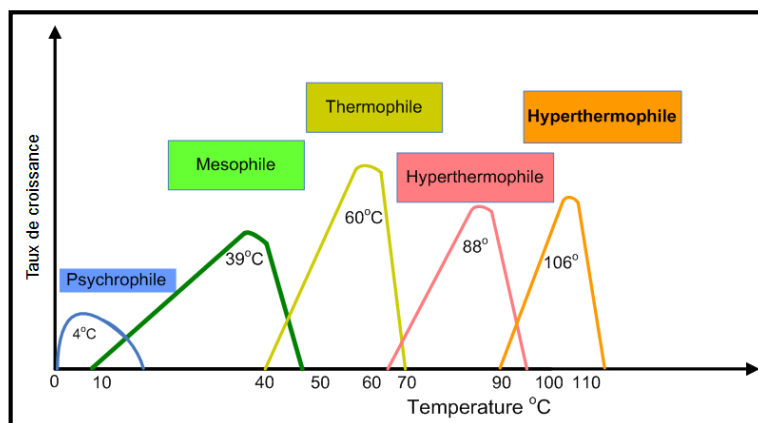


Figure 106 : Taux de croissance de différents organismes (Madigan 2006)

Le développement du bioséchage a commencé en Europe dans les années 1990. Plusieurs procédés de bioséchage sont offerts par différentes compagnies. Ces procédés sont conçus principalement pour le traitement de résidus municipaux (exemple : Figure 107).

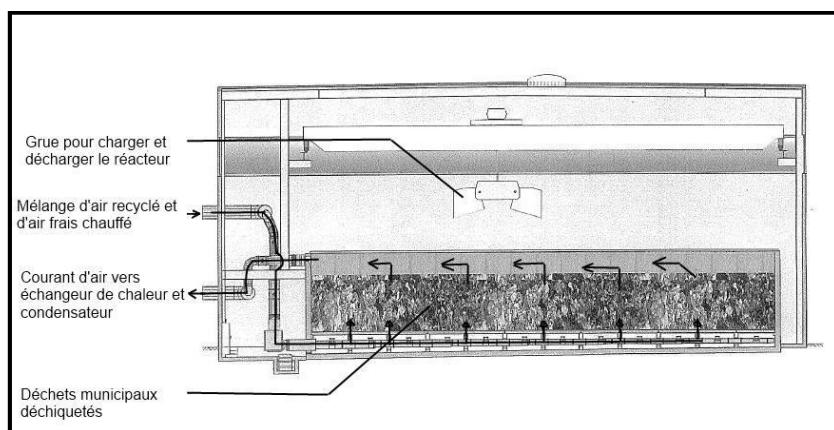


Figure 107 : Schéma d'une grande unité Stabilat Technology de Herhof

- **Le séchoir rotatif**

Le séchoir rotatif est constitué d'un tambour rotatif chauffé dans lequel la matière est alimentée. La rotation agite la matière humide, exposant une plus grande surface au chauffage. Le chauffage peut être direct, par de l'air chaud envoyé directement avec la matière à sécher ou indirectement par les parois du tambour qui sont chauffées par un fluide ou un gaz. Le séchoir rotatif peut traiter de la matière avec une siccité supérieure à 30%

jusqu'à une siccité au-delà de 90%. Les particules de petites dimensions et densité sont moins aisément traitées, mais le séchoir rotatif tolère davantage les écarts de dimension que d'autres séchoirs. Le séchoir nécessite une grande superficie et comporte des limites de taille, liées entre autres au mécanisme de transport du tambour. La rotation constante du tambour engendre de grands coûts de maintenance liés à l'usure. Le séchoir rotatif est cependant très utilisé de par son faible coût en capital. Différentes configurations existent, par exemple avec plusieurs zones ou à multiple passes de la matière humide, ce qui a pour effet d'augmenter l'efficacité thermique. Les rejets gazeux nécessitent un traitement avant d'être évacués, par exemple à l'aide d'un épurateur ou autre.

- **Séchoir à lit fluidisé**

Le séchage se fait par la fluidisation de la matière humide avec l'air servant de médium. Le séchage est rapide et uniforme, grâce à la forte agitation ce qui en fait un système mal adapté à un produit fragile. Le séchage à lit fluidisé accepte une matière ayant une siccité supérieure à 20% et permet d'atteindre une siccité d'au-delà de 90%. L'air et la matière sont séparés pour récupérer le produit séché, par exemple à l'aide d'un cyclone. Les rejets gazeux peuvent nécessiter un traitement. L'installation pour le séchoir à lit fluidisé nécessite une faible superficie. Cependant les coûts en capitaux, les coûts d'opération et de consommation d'énergie sont plus élevés que le séchoir rotatif.