

Modélisation de la pyrolyse d'un déchet ménager en lit fixe

K. Moussi ^{1*}, M. Fedailaine ¹, M. Essarhane ² et D. Touil ²

¹ Division Bioénergie et Environnement

Centre de Développement des Energies Renouvelables, CDER
B.P. 62, Route de l'Observatoire, Bouzaréah, 16340, Algiers, Algeria

² Laboratoire Energie et Pollution de l'air, Faculté des Sciences de l'Ingénieur
Université Saâd Dahleb, B.P. 270, Route de Soumaâ, Blida, Algeria

(reçu le 23 Décembre 2013 – accepté le 30 Juin 2014)

Résumé - Cette étude a pour objet la modélisation numérique de la pyrolyse d'un déchet ménager. L'application potentielle des produits de pyrolyse obtenus (combustibles) réside dans l'usage dans des installations de combustion domestiques ou industrielles. Afin de faciliter la modélisation numérique du processus de pyrolyse, les particules de déchet sont supposées disposées dans une enceinte cylindrique verticale. Leur chauffage est assuré par un courant vertical ascendant de gaz inerte chaud. La résolution des équations des bilans relatives à un écoulement unidirectionnel et stationnaire permet d'obtenir l'évolution axiale de la température, de la concentration du solide, du résidu carboné (coke) et du gaz de pyrolyse. La méthode des différentielles finies a été employée pour discrétisation spatiale du système d'équations. Après sa validation, ce modèle a été appliqué à une configuration d'un lit fixe. Les résultats obtenus sont en bon accord avec les résultats expérimentaux présentés dans la littérature.

Abstract - This study concerns the numerical modeling of the pyrolysis of municipal solid waste. The potential application of the pyrolysis products (fuels) lies in use in domestic or industrial combustion installations. To facilitate the digital modeling process pyrolysis, the solid particles are assumed disposed in a vertical cylindrical enclosure. Heating is provided by a vertical current hot inert gas. The solving balance equations for a unidirectional steady flow enables the calculation of space evolutions of temperature, solid fraction, char fraction and gas mass fraction. The finite differential method was used for the spatial discretization of system equations. After Validation this model was applied to a fixed bed configuration. Results are in good agreement with the experimental data presented in the literature.

Keywords: Modeling – Pyrolysis - Municipal solid waste - Fixed bed.

1. INTRODUCTION

Les considérations environnementales liées à la production d'énergie, de plus en plus prises en compte depuis le traité de Kyoto, ainsi que la raréfaction des carburants fossiles permettent de prédire aux énergies renouvelables un développement rapide lors des prochaines années.

A ce titre, les procédés de conversion thermique de la biomasse - pyrolyse et gazéification notamment - constituent une alternative des plus intéressantes pour produire un gaz à partir de la biomasse. Ce dernier peut être utilisé dans de nombreux procédés de production d'énergie comme les chaudières, les turbines ou les moteurs de cogénération. Ces technologies présentent, outre leur caractère peu polluant en termes de NO_x, l'avantage est de n'émettre aucune dioxine.

* k.moussi@cder.dz

De plus, les récents développements incluent l'utilisation de gaz de chauffage et des formes géométriques de plus en plus complexes. Les écoulements à l'intérieur des pyrolyseurs influent ainsi sur le procédé complet et se complexifient.

La modélisation de la pyrolyse, en tant que procédé complet ou étape de la gazéification, devient donc une nécessité pour le développement d'une technologie techniquement et économiquement viable. Le dimensionnement et l'optimisation des installations influent en effet significativement sur leur rendement global.

L'amélioration des connaissances fondamentales dans le domaine ainsi que l'amélioration des procédés s'avèrent nécessaires.

La présente étude a pour objectif la modélisation du processus de pyrolyse d'un déchet ménager dans un lit fixe. Dans cette configuration de procédé, le modèle tient compte du transfert de chaleur et de matière, il inclut un mécanisme chimique détaillé et l'écoulement du gaz est unidirectionnel.

Le dispositif représenté en figure 2 concerne l'opération continue de pyrolyse d'un déchet ménager en lit fixe. Afin de faciliter la modélisation numérique du processus de pyrolyse, les particules de déchet sont supposées sphériques de diamètre 4-6 mm, disposées dans une enceinte cylindrique verticale.

Leur chauffage est assuré par un courant vertical ascendant de gaz inerte chaud à une température de 523 °C. La hauteur du lit et le diamètre de la section de l'enceinte sont respectivement 15 et 30 cm [21].



Fig. 1: Déchets ménagers

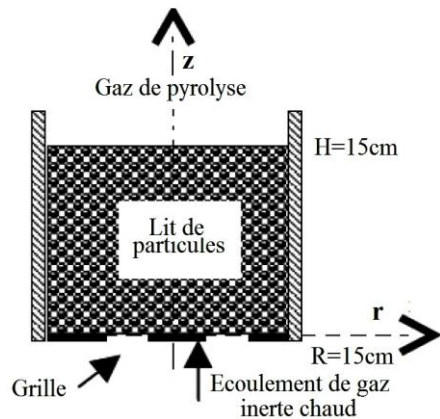


Fig. 2: Pyrolyse d'un déchet en lit fixe

Tableau 1: Paramètres caractéristiques du lit

Paramètres du lit	Valeur
Dimensions du lit (H , R)	Hauteur H = 15 cm, rayon R = 15 cm
Taille des particules	Rayon $R_p = 2-3$ mm
Fraction massique	$Y_s = 1$
Température initiale du lit T_s	$T_{s0} = 303$ K
Température du gaz de balayage (entrée)	800 K

2. DEVELOPPEMENT DES EQUATIONS DU MODELE

2.1 Modèle cinétique de la pyrolyse

La dégradation thermique de la biomasse est modélisée par sa décomposition en trois produits; Gaz - regroupant l'oxyde de carbone CO, le gaz carbonique CO₂, le méthane CH₄ et l'hydrogène H₂ - Goudrons et coke - le résidu solide. Les goudrons subissent également des réactions secondaires produisant gaz et coke [19]. C'est la compétition entre ces réactions qui fixent l'équilibre final. Le mécanisme global est synthétisé par la figure 3.

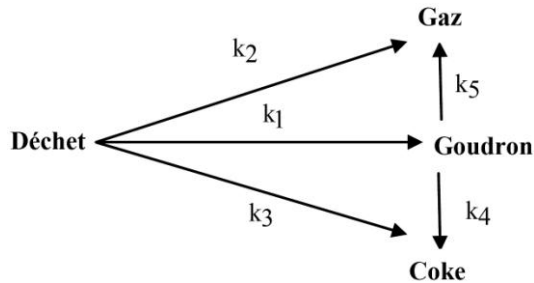
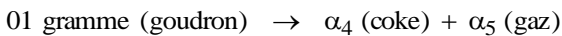


Fig. 3: Modèle cinétique de la pyrolyse

En absence de cinétique réactionnelle propre à la pyrolyse d'un déchet ménager et en admettant que la composition chimique d'un déchet ménager est voisine de celle du bois, nous utilisons la cinétique proposée pour le bois [21]. Le mécanisme réactionnel est constitué des deux réactions suivantes dans lesquelles α_1 , α_2 , α_3 , α_4 et α_5 représentent des coefficients stœchiométriques.



Les taux de réaction correspondants sont respectivement:

$$W_{\text{pyr}} = (1 - y_c)^\beta \times \rho_s \times A_{\text{pyr}} \times \exp(-E_{\text{pyr}} / (R \times T_s)) \quad (1)$$

$$W_t = \rho_s \times A_t \times (y_t)^\gamma \times \exp(-E_t / (R \times T_s)) \quad (2)$$

Les valeurs des paramètres de la cinétique réactionnelles sont rassemblées dans le **Tableau 2** suivant:

Tableau 2: Paramètres de la cinétique réactionnelle [18]

Variable	Valeur	Variable	Valeur	Variable	Valeur
A_{pyr}	$1.95 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$	ΔH_t	42 kJ/kg	α_1	0.225
A_t	$1.3 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$	ΔH_{py}	255 kJ/kg	α_2	0.120
E_{pyr}	$9.24 \times 10^5 \text{ J/mol}$	M_g	31 kg/kmol	α_3	0.5
E_t	$1.07 \times 10^5 \text{ J/mol}$	M_t	145 kg/kmol	α_4	0.5
β	0.95	γ	0.95	α_5	0.655

2.2 Bilan de matière global sur le gaz

Le bilan global entrée-sortie, procédé de pyrolyse donne:

$$m_{\text{entrée}} - m_{\text{sortie}} + m_{\text{prod}} = m_{\text{acc}} = dm/dt \quad (3)$$

En considérant le régime est permanent:

$$dm/dt = 0 \quad (4)$$

D'autre part, le flux de matière s'écrit:

$$\phi = \rho \times v \quad (5)$$

En supposant que le système est unidirectionnel,

$$(\phi_x, \phi_y) = 0 \quad (6)$$

Le bilan de matière s'écrira:

$$[\phi_z(z) - \phi_z(z + dz)] \times \varepsilon \times dx dy + m_{\text{prod}} = 0 \quad (7)$$

ε étant la porosité du lit. En divisant l'équation (7) par $(\varepsilon \times dx dy)$ et en exprimant le flux de matière par l'équation (5), on aura:

$$d(\rho_g \times v) / dz = m_{\text{prod}} \quad (8)$$

En supposant pour ρ_g , une valeur moyenne constante dans l'intervalle [300 - 800 K], l'équation (8) devient,

$$\rho_g \times d(v) / dz = \dot{m}_{\text{prod}} \quad (9)$$

2.2.1 Bilan de conservation des espèces en phase gazeuse

Le bilan de matière partiel sur l'espèce a s'écrit:

$$\delta / \delta t (\rho_g \times \varepsilon \times y_a) - \text{div}(\phi_{\text{tot}} \times \varepsilon \times y_a) + \dot{m}_a = 0 \quad (10)$$

En considérant les conditions posées ci-dessus, on aura:

$$- \text{div}(\phi_a \times \varepsilon) + \dot{m}_a = 0 \quad (11)$$

Avec

$$\phi_a = \rho_g \times v + J_a \quad (12)$$

J_a : terme de diffusion.

Soit:

$$\phi_a = \rho_g \times v - \rho_g \times D_{\text{eff}} \times (\text{grad } y_a) \quad (13)$$

La substitution des équations (11) et (12) donne,

$$\varepsilon \times \rho_g \times v \times dy_a / dz = \rho_g \times D_{\text{eff}} \times (d^2 y_a / dz^2) + \dot{m}_a \quad (14)$$

2.3 Bilan de matière sur le solide

La décomposition du déchet solide et du coke peut s'écrire:

$$\rho_s (dy_s / dz) = -(r_1 + r_2 + r_3) \quad (15)$$

$$\rho_c (dy_c / dz) = (r_3 + r_4) \quad (16)$$

r , vitesse réactionnelle du modèle cinétique de la pyrolyse

En supposant un ordre nul pour les vitesses r , on aura:

$$\rho_s (dy_s / dz) = -(k_1 + k_2 + k_3) \quad (17)$$

$$\rho_c (dy_c / dz) = (k_3 + k_4) \quad (18)$$

La constante de vitesse k est donnée par la relation d'Arrhénius

$$k = A \times \exp(E_a / R \times T) \quad (19)$$

Le **Tableau 3** donne les constants de vitesse k_1 , k_2 , k_3 , k_4 , k_5

Tableau 3: Constantes k de la cinétique réactionnelle [21]

k_1	k_2	k_3	k_4	k_5
8×10^{-3}	4.2×10^{-3}	3.7×10^{-3}	34×10^{-3}	6×10^{-3}

2.4 Bilan de quantité de mouvement

La conservation de la quantité de mouvement du lit fixe poreux peut être établie par la loi de Darcy généralisée:

$$v = \kappa_R \times (\delta P / \delta z) / \mu_g \quad (20)$$

La pression P est évaluée par l'équation d'état des gaz parfaits.

$$\rho_g = P \times M_g / T_g \times R \quad (21)$$

La combinaison des équations (20) et (9) donne

$$\rho_g \times \kappa_R / \mu_g \times (d^2 P / \delta z^2) = m_{\text{prod}} \quad (22)$$

2.5 Conservation du bilan d'énergie

Phase gazeuse

En négligeant le flux thermique par rayonnement et en supposant les parois du lit adiabatiques, le bilan thermique global donne:

$$\rho_g \times v \times dT_g / dz = \lambda_g \times (dT_g / dz) + h_{gs} \times S \times (T_s - T_g) + \sum m_a \times h_a \quad (23)$$

La conductivité thermique des particules de gaz λ_g , étant très faible, l'équation (23) devient:

$$\rho_g \times v \times C_{p_g} \times dT_g / dz = h_{gs} \times S \times (T_s - T_g) + \sum m_{a,g} \times h_{a,g} \quad (24)$$

Où, m_a , est le taux de production de l'espèce a au cours de la pyrolyse; C_{pa} , la chaleur spécifique du gaz; h_{gs} , le coefficient de transfert de chaleur entre la phase gaz-solide; $h_{a,g}$, l'enthalpie de l'espèce a gazeuse.

Phase solide

L'équation de conservation de l'énergie dans la phase solide est:

$$\text{div}(\lambda_s \times \text{grad } T_s) + h_{gs} \times S \times (T_g - T_s) = \sum \dot{m}_{a,s} \times h_{a,s} + \Delta H_{py} \times W_{py} \quad (25)$$

En écrivant la conductivité thermique des particules solides λ_s , sous la forme:

$$\lambda_s = a' \times T_s + b' \quad (26)$$

L'équation (25) devient,

$$\lambda_s \times (d^2 T_s / dz^2) + (a' \times (dT_s / dz) + b') + h_{gs} \times S \times (T_g - T_s) = \sum \dot{m}_{a,s} \times h_{a,s} + \Delta H_{py} \times W_{py} \quad (27)$$

Avec, ΔH_{py} , l'enthalpie de la réaction, et $h_{a,s}$, l'enthalpie de l'espèce a solide.

2.6 Conditions initiales et aux limites

Condition initiales

$$\text{A } z = 0 \quad y_g = 0 \quad y_c = 0 \quad y_t = 0 \quad y_s = 0 \quad T_g = 303 \text{ K} \quad T_s = 303 \text{ K}$$

$$\text{Pour } z = 0 \quad T_g = T_\infty = 303 \text{ K}$$

Cas du lit fixe

$$\lambda_g \times (\delta T_g / \delta z) = h_s \times (T_s - T_\infty); \quad T_g = T_{pyr}$$

$$\lambda_s \times (\delta T_s / \delta z) = h_s \times (T_s - T_\infty)$$

Pour $z = H$, on considère un régime établi où les variables ont des gradients nuls.

2.7 Calcul des Propriétés physiques

Les propriétés physiques des déchets ménagers et leurs corrélations semi-empiriques de calcul des différentes substances utilisées [21], lors de notre modélisation numérique, sont récapitulées dans les **Tableaux** suivants.

Tableau 4: Corrélations de quelques propriétés physiques

Propriétés	Corrélation
Conductivité thermique du solide	$\lambda_s = \lambda_{s0} + 0.0003 \times (T_s - 273.2)$
Conductivité thermique de coke	$\lambda_c = \lambda_{c0} - 0.0001 \times (T_s - 273.2)$
Conductivité thermique du goudron	$\lambda_t = 25.77 \times 10^{-3}$
Chaleur spécifique du solide	$C_{ps} = 1112.0 + 4.85 \times (T_s - 273.2)$
Chaleur spécifique du coke	$C_{pc} = 1003.2 + 2.09 \times (T_s - 273.2)$
Chaleur spécifique de l'eau	$C_{peau} = 4.18$

Tableau 5: Propriétés physiques

Variable	Valeur	Variable	Valeur	Variable	Valeur
h_s	0.7 W/m ² K	μ	3×10^{-5} kg/m.s	d_{pores}	1×10^{-5} m
λ_g	0.026 W/mK	ρ_s	650 kg/m ³	ε_r	0.95
λ_{s0}	0.11 W/mK	T_∞	303 K	ε	0.4
λ_{c0}	0.071 W/mK	h_{gs}	6.4 W/m ² K	ε_p	1×10^{-5}

Tableau 6: Composition élémentaire générale des déchets, [%]

	%	C	H	S	O	N	Eau	Cendres
Mat. Org.	77.5	17.825	2.325	0.3875	13.95	0.6975	34.875	7.44
Pap. Car.	5.0	1.75	0.25	0.01	1.7	0.005	0.9	0.385
Plastiques	4.0	2.24	0.32	0.012	0.36	0.032	0.6	0.436
Textiles	3.0	1.02	0.15	0.009	0.81	0.09	0.75	0.174
Autres	10.5	-	-	-	-	-	-	100

Tableau 7: Analyse approximative des déchets, [%]

Composants	PCI 'MJ/kg'	C	H	S	O	N	Eau	Cendres
Valeur	[6-8]	28.835	3.045	0.4185	16.29	0.8245	37.9415	18.934

3. RESOLUTION NUMERIQUE

La résolution du système d'équations différentielles qui décrit le fonctionnement du lit fixe nécessite donc la connaissance des variables dépendantes, soit à l'entrée ou à la sortie du lit.

Les variables dépendantes du problème sont les températures (T_s , T_g) qui interviennent dans les bilans thermiques, les fractions massiques (Y_s , Y_g , Y_c) qui interviennent dans le bilan de matière, la vitesse et la pression du gaz. La seule variable indépendante, variable d'intégration est la position z depuis l'entrée du lit. La vitesse du gaz à l'entrée de lit sera fixée $v = 5$ cm/s [22].

De multiples codes de calcul existent pour intégrer ce type de système différentiel. Nous utilisons la méthode de relaxation qui est beaucoup plus robuste pour résoudre ce type de problème. On peut dire que la méthode de relaxation remplace le problème aux équations différentielles par un problème aux différences finies. Nous utilisons le solveur BVP4C incorporé dans le logiciel Matlab [23], pour résoudre le système d'équations.

La résolution des équations des bilans relatifs à un écoulement unidirectionnel en régime stationnaire fournit les profils de température, ainsi que les fractions massiques des produits solides et gazeux de la pyrolyse.

4. RESULTATS ET INTERPRETATIONS

Dans le but de valider notre modèle, les résultats sont comparés par rapport à ceux de la littérature [24, 25]. Les principaux paramètres qui influent sur le rendement de la pyrolyse sont:

- la température à laquelle se produit la conversion,
- la vitesse de chauffe de la biomasse
- et la taille des particules.

4.1.1 Température du solide et du gaz

Les évolutions des températures du solide et du gaz de pyrolyse produit à travers le lit sont présentées sur les figures 4 et 5. Cette figure met en évidence la propagation progressive du flux thermique à travers le lit en laissant en trace des particules des déchets traitées à des températures jusqu'à 800 K.

A travers cette représentation, on constate des valeurs de températures pour le gaz supérieures par rapport à celles du solide. A titre d'exemple, la température du solide pour $z = 0.1$ m est de 600 °C, alors que pour le gaz, elle est proche de 700 K, soit un écart de 100 K.

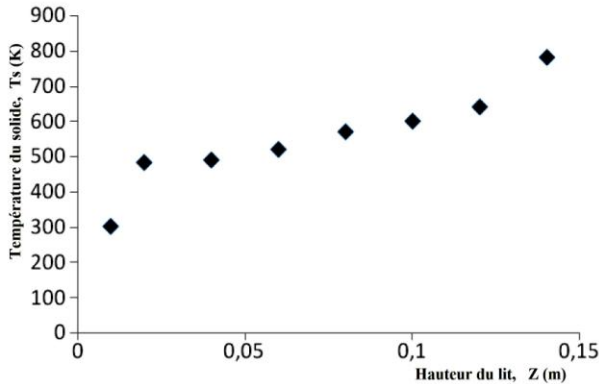


Fig. 4: Evolution de la température du solide en fonction de la hauteur du lit

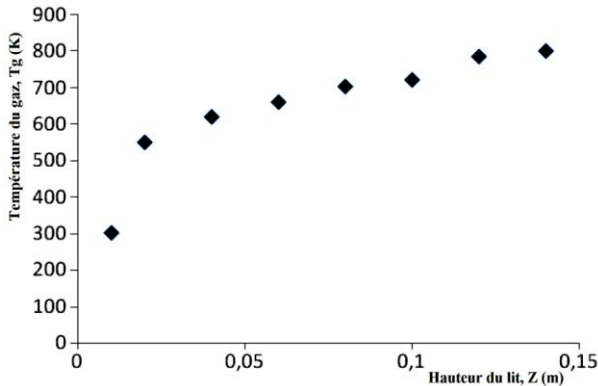


Fig. 5: Evolution de la température du gaz produit en fonction de la hauteur du lit

4.1.2 Fraction massique du solide

La figure 6 représente l'évolution de la fraction massique du solide en fonction de la hauteur du lit. On observe une diminution très rapide pour la zone [0,025,0,065] m, correspondant à l'intervalle de température compris entre 450 et 600 K, ce qui conduit à une conversion en gaz + char très importante.

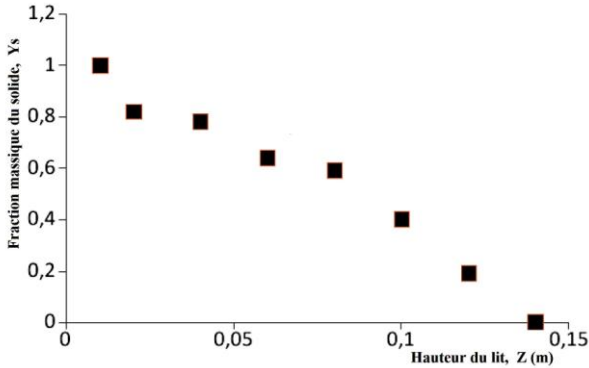


Fig. 6: Evolution de la fraction massique du solide

4.2 Rendement de pyrolyse

Une évolution caractéristique des rendements des produits de pyrolyse en fonction de la hauteur du lit est présentée sur les figures (7, 8). L'augmentation de la température d'un échantillon de biomasse provoque la rupture de liaisons chimiques, ce qui conduit à la formation de matières volatiles qui se dégagent, avec pour conséquence une diminution progressive de la masse de l'échantillon.

Pour une zone du lit comprise entre $z = 0,001$ m et $z = 0,05$ m, correspondant à des températures comprises entre 303 et 550 °C, de nombreuses fonctions oxygénées sont converties, ce qui provoque notamment le dégagement de molécules oxygénées, telles que H_2O , CO et CO_2 . Simultanément, la structure de la matrice solide devient de plus en plus aromatique, ce qui explique que les atomes de carbone se concentrent dans le char, tandis que les teneurs en oxygène et en hydrogène diminuent. Cette tendance a été observée dans de nombreux travaux.

Par ailleurs, le rendement de la pyrolyse augmente avec la hauteur du lit en fonction des paramètres opératoires appliqués. Les principales molécules de gaz incondensables formées sont CO_2 et CO . Notons que les compositions volumiques des gaz de pyrolyse pendant le traitement thermique des déchets sont (H_2 , O_2 , N_2 , CO , CH_4 , CO_2) et l'oxygène.

A travers la figure 8, nous constatons que pour une température de 780 K, plus de 75% de la masse initiale est convertie en coke.

L'évolution de la fraction massique de gaz pour différentes zones résulte de sa production locale et de son transport diffusif et convectif. Nous remarquons aussi que la production du gaz de pyrolyse augmente avec l'augmentation de la température.

Pour les autres paramètres qui influent sur le rendement de la pyrolyse (taille des particules, vitesse de chauffe), ils ont été déterminés à partir des références bibliographiques.

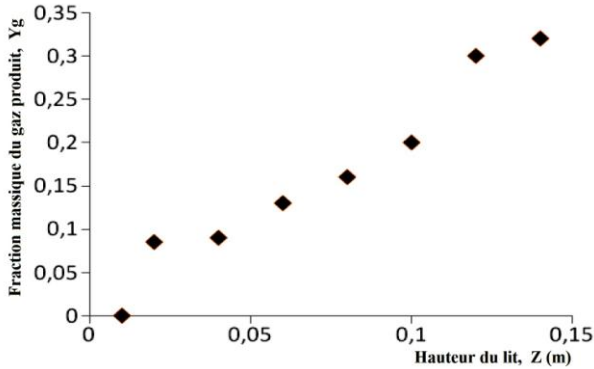


Fig. 7: Evolution de la fraction massique de gaz de pyrolyse

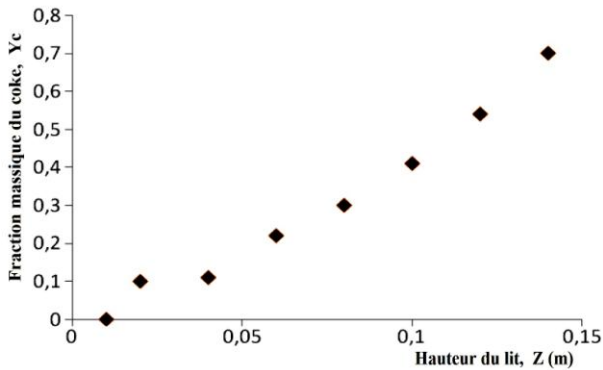


Fig. 8: Evolution de la fraction massique de coke

Influence de la vitesse de chauffe

La vitesse de chauffe influe sur la prépondérance des différents mécanismes primaires et sur les rendements des produits de pyrolyse. Il a été démontré qu'une vitesse de chauffe faible favorise la carbonisation donc les rendements en char, tandis qu'une vitesse de chauffe très élevée (> 100 °C/s) facilite la production des matières volatiles par dépolymérisation ou fragmentation.

Lorsque la particule de biomasse est chauffée lentement et qu'un type de liaison chimique est rompu, des réactions de réarrangement se produisent dans les polymères. Celles-ci ont pour conséquence la formation d'une matrice thermiquement plus stable, ce qui conduit à des rendements élevés en char.

Lorsque la particule est chauffée rapidement, dans le cas où la température de conversion n'est pas propice aux réactions de fragmentation, ce qui permet d'obtenir des rendements en huile de pyrolyse pouvant atteindre 75 %.

Taille des particules

L'augmentation de la taille des particules a pour effet une diminution des rendements en huile de pyrolyse, associée à une augmentation de ceux en char et en gaz, c'est-à-dire le même effet que celui observé lorsque la vitesse de chauffe diminue.

Dans le cas de particules de petites tailles, la température reste homogène au sein de la particule.

5. CONCLUSION GENERALE

Les traitements pyrolytiques, par la réduction considérable des volumes d'effluents gazeux à traiter, restent sûrement une voie d'avenir malgré les nombreux échecs constatés. L'amélioration des connaissances fondamentales dans le domaine ainsi que l'amélioration des procédés s'avèrent nécessaires.

La pyrolyse est un phénomène très complexe qui précède généralement l'étape de la combustion hétérogène. Elle est toujours confondue avec la dévolatilisation (dégagement de matière volatile sous l'effet de la chaleur).

Le présent modèle présenté dans ce travail nous a permis d'analyser le processus de la pyrolyse des particules solides d'un déchet ménager à lit fixe. Les résultats trouvés par notre modèle présentent une bonne concordance avec les résultats expérimentaux de Pyle *et al.* [24]. Nous avons analysé et discuté l'évolution des champs de température, de la matière carbonée, ainsi des gaz produits par la pyrolyse.

L'application potentielle de ce modèle réside dans son emploi à la pyrolyse et à d'autres types de biomasse et à d'autres configurations.

Par ailleurs, la vitesse de chauffe et la taille des particules étant des paramètres opératoires ayant une influence notable sur le rendement des produits de pyrolyse, nous préconisons comme suite de ce travail la simulation de leur effet sur le processus considéré.

NOMENCLATURE

A , Facteur pré exponentiel, 1/s	C_p , Chaleur spécifique,
D , Coefficient de diffusion, m^2/s	W , Taux de réaction, kg/m^3s
E , Energie d'activation, J/mol	λ , Conductivité thermique, W/mK
ΔH , Enthalpie de réaction, J/kg	α , Coefficient stœchiométrique
h , Coefficient de transfert de chaleur, W/m^2K	d_p , Diamètre de pore des particules solides, m
v , Vitesse de gaz, m/s	Y , Fraction massique
ρ , Masse volumique, kg/m^3	T , Température, K
β , γ , Coefficients	Pyr , Pyrolyse; S , Surface
t , Goudron; c , Coke	R , Constante des gaz parfaits, J/kmol
s , Solide; g , Gaz	M , Masse molaire
Z , Coordonnée axiale	H , Hauteur du lit, m

REFERENCES

- [1] J. Sotamenou, '*Efficacité de la Collecte des Déchets Ménagers et Agriculture Urbaine et Périurbaine dans la Ville de Yaoundé*', Mémoire de DEA, 75 p., Université de Yaoundé II, Cameroun, 2005.
- [2] Dossier Technique, '*Déchets Municipaux*', 2^{ème} édition, Adème Editions, 11 p., Paris, 2000.

- [3] Dossier Technique, '*Composition des Ordures Ménagères en France (Données et Référence)*', Ademe Editions, 60 p., 1999.
- [4, 5] H.H. Frey, B. Peters, H. Hunsinger and J. Vehlow, '*Characterization of Municipal Solid Waste Combustion in a Grate Furnace*', Research Center Karlsruhe GmbH, Institutes of Power Engineering, Germany, Waste Management, Vol. 23, N°8, pp. 689 – 701, 2003.
- [6] J. Gehrmann, M. Beckmann, C.G. Jung and A. Fontana, '*Municipal Waste Pyrolysis: Comparison of Laboratory Scale and Pilot Scale Results*', Proceeding, Session 1, Incinération 2001, IchemE Meeting, Brussels, 14 p., July 2001.
- [7] Y.R. Goh, R.G. Siddall, V. Nasserzadeh, R. Zakaria, J. Swithenbank, D. Lawrence, N. Garrod and B. Jones, '*Mathematical Modeling of the Burning Bed of a Waste Incinerator*', Journal of the Institute of Energy, Vol. 71, N°487, pp. 110 – 118, 1998.
- [8] S. Aboulam, '*Recherche d'une Méthode d'Analyse du Fonctionnement des Usines de Tricompostage des Déchets Ménagers. Fiabilité des Bilans Matière*', Doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, N°2216, 2005.
- [9] ADEME, '*Le compostage des Déchets Organiques des Ménages en Allemagne - Etat de l'Art et Retours d'Expérience*', Paris, France, 18 p., 1998.
- [10] Document Scientifique, '*la Méthanisation des Déchets Ménagers et Assimilés*', Edition Solengro, 2000.
- [11] ADEME, '*Méthode de Caractérisation des Ordures Ménagères*', 2009.
- [12] H.B. Goyal, S. Diptendu and R.C. Saxena, '*Bio-fuels from Thermo Chemical Conversion of Renewable Resources: A Review*', Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol. 12, N°2, pp. 504 – 517, 2008.
- [13] A.M.C. Janse, R.W.J. Westerhout and W. Prins, '*Modeling of Flash Pyrolysis of a Single Wood Particle*', Chemical Engineering and Processing, Vol. 39, N°3, pp. 239 – 252, 2000.
- [14] J.M. Bouvier, F. Charbel and M. Gelus, '*Gas-Solid Pyrolysis of Tire Wastes-Kinetics and Material Balances of Batch Pyrolysis of Used Tires*', Resources and Conservation, Vol. 15, N°3, pp. 205 – 214, 1987.
- [15] H. Freeman, '*Innovative Thermal Hazardous Organic Waste Treatment Process*', Pollution Technology Review, N°125.
- [16] ADEME, '*Pyrolyse – Gazéification de Déchets Solides*', (Etude Ademe/Procedis), 2004.
- [17] J.I. Morel, N.R. Amundson and S.K. Park, '*Dynamics of a Single Particle During Char Gasification*', Chemical Engineering Science, Vol. 45, N°2, pp. 387 – 401, 1990.
- [18] J. Villermaux, B. Antoine, J. Lede and F. Soullignac, '*A New Model for Thermal Volatilization Of Solid Particles Undergoing Fast Pyrolysis*', Chemical Engineering Science, Vol. 41, N°1, pp. 151 – 157, 1986.

- [19] R. Zanzi, K. Sjöström and E. Björnbom, 'Rapid Pyrolysis of Agricultural Residues at High Temperatures', Biomass and Bioenergy, Vol. 23, N°5, pp. 357 – 366, 2002.
- [21] K. Raveendran, A. Ganesh and K.C. Khilart, 'Influence of Mineral Matter On Biomass Pyrolysis Characteristics', Fuel, Vol. 74, N°12, pp. 1812 – 1822, 1995.
- [22] A.C. Hindmarsh, Odepack, 'A Systematized Collection of ODE Solvers'. In: R.S. Stepleman *et al.*, Editors, *Scientific Computing*, pp. 55 – 64. North Holland, Amsterdam,
- [23] Logiciel Matlab
- [24] D.L. Pyle and C.A. Zaror, 'Heat Transfer and Kinetics in the Low Temperature Pyrolysis of Solids', Chemical Engineering Science, Vol. 39, N°1, pp. 147 – 158, 1984.
- [25] C.H. Bamford, J. Crank and D.H. Malan, 'The Combustion of Wood', Part I. Proceedings of the Cambridge Philosophical Society, Vol. 42, N°2, pp. 166 – 182, 1946.