

# Modélisation des transferts thermiques couplés à la cinétique réactionnelle dans une chambre de combustion des gaz de pyrolyse de la biomasse

Mohamed Ammar ABBASSI<sup>1</sup>, Kamel HALOUANI<sup>1</sup>

Xavier CHESNEAU<sup>2</sup>, Belkacem ZEGHMATI<sup>2</sup> et André ZOULALIAN<sup>3</sup>

<sup>1</sup>METS-IESG-ENIS, IPEIS, B.P:805 – 3018 – Sfax – Tunisie

<sup>2</sup>LAMPS-GME, Université de Perpignan Via Domitia, 52 Avenue Paul Alduy, 66860 Perpignan Cedex France

<sup>3</sup>LERMAB, Université Henri Poincaré Nancy 1 (UHP), B.P : 239- 54506 Vandoeuvre lès Nancy Cedex- France

**Résumé** Le fonctionnement d'une installation pilote de pyrolyse du bois équipée d'une chambre de combustion des fumées de pyrolyse est régi principalement par la cinétique de la décomposition thermique du bois et de la combustion des fumées de pyrolyse ainsi que par les transferts convectifs et radiatifs qui se déroulent dans les différentes parties de l'installation. La maîtrise du processus thermochimique de la pyrolyse du bois est indispensable pour la dépollution des fumées de pyrolyse et la récupération de l'énergie thermique emportée par ces fumées. Un modèle thermochimique est développé pour analyser la cinétique de la pyrolyse du bois et de la combustion des fumées de pyrolyse. Les équations de ce modèle sont couplées à celles qui décrivent les transferts convectifs et radiatifs dans la chambre de combustion des gaz de pyrolyse. Le craquage du goudron est modélisé par une réaction chimique globale ayant pour produits essentiellement des gaz ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  et  $\text{CO}_2$ ) et du goudron inerte. Les équations qui régissent les transferts par convection mixte et par rayonnement à l'intérieur du four de combustion des fumées sont résolues par la méthode des volumes finis et l'algorithme TDMA. L'adéquation entre les champs de pression et de vitesse est assurée par l'algorithme SIMPLE. Nous analysons l'influence du débit d'air sur l'évolution temporelle de la perte en masse, des températures dans l'incinérateur et l'emballément des réactions.

## Nomenclature

$C_p$  :Capacité calorifique molaire à pression constante ( $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ )

$C_V$  :Capacité calorifique molaire à volume constant ( $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ )

$F_{GS}$  :Débit molaire du gaz ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ )

$F_{a1}$  :Débit molaire de l'air ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ )

$F_{GE}$  :Taux de perte en mole ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ )

$F_{a2}$  :Flux molaire de l'air au niveau de la chambre de pyrolyse ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ )

$K$  :Coefficient global de transfert de chaleur ( $K=hS$ )( $\text{W} \cdot \text{K}^{-1}$ )

$m_A$  :Masse du bois à l'instant  $t$  (kg)

$m_{A\infty}$  :Masse du bois à la fin du procédé (kg)

$P_0$  :Pression totale ( $\text{N} \cdot \text{m}^{-2}$ )

$T_i$  :Température de la zone  $i$ . (K)

$u, v$  :Composantes de la vitesse ( $\text{m/s}$ )

$x, y$  :Coordonnées cartésiennes ( $m$ )

## Symboles grecs

$\alpha$  :diffusivité thermique ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$\nu$  :viscosité cinématique ( $\text{m}^2/\text{s}$ ), Coefficient stoichiométrique

$\mu, \xi$  :cosinus directeurs

$\sigma$  :coefficient de diffusion ( $\text{m}^{-1}$ )

$\tau$  :épaisseur optique

$\bar{\Omega}$  :direction de propagation

$\Phi$  :fonction de phase

$\Delta H$  :Variation de l'enthalpie de réaction ( $\text{J} \cdot \text{mole}^{-1}$ )

## Nombres adimensionnels

$Re$  :nombre de Reynolds

Pr : nombre de Prandtl  
Gr : nombre de Grashof

Ri : nombre de Richardson  
Bo : nombre de Boltzmann

## 1. Introduction

En Tunisie, la biomasse représente environ 17% de la consommation totale d'énergie. Le bois est la principale biomasse consommée pour produire l'énergie avec 2.65 millions de tonnes/an. Cette consommation est en grande partie dominée par le bois de chauffage qui représente 72% de la demande en bois primaire, contre 28% pour la production de charbon de bois [1]. Malheureusement la production du charbon de bois en Tunisie est actuellement réalisée par des méthodes traditionnelles engendrant une pollution atmosphérique très significative et mènent à un faible rendement de conversion. La conséquence est alors dramatique sur l'environnement et sur les ressources en bois, ainsi leur rationalisation s'avère essentielle. En effet, pour pallier à ces problèmes et assurer une meilleure maîtrise de l'énergie, de nouvelles technologies ont été élaborées afin de réduire les émissions de gaz à effet de serre et assurer des modes de production plus propres contribuant ainsi à une meilleure gestion des ressources forestières [2].

Dans le présent travail, on présente un modèle thermo-chimique permettant de modéliser le fonctionnement d'une installation pilote intégrée de carbonisation du bois et de combustion des gaz de pyrolyse. Ce dispositif contribue d'une part à la fabrication propre du charbon de bois et d'autre part à l'augmentation du rendement massique en charbon (32%) avec la récupération d'une grande partie de l'énergie thermique qui dans les processus classiques est normalement perdue dans les fumées. Cette installation assure aussi l'élimination des goudrons et des gaz toxiques engendrés par la carbonisation du bois. Dans ce cas, la connaissance des paramètres qui régissent la cinétique de la pyrolyse du bois et de la combustion des fumées est nécessaire pour le contrôle de l'installation. Une étude, de l'évolution temporelle des températures en différents points de l'installation, de la perte en masse et la description des phénomènes de transfert dans la chambre de combustion des gaz de pyrolyse est présentée.

## 2. Description de l'installation

L'installation pilote de carbonisation est composée d'un four métallique pour la carbonisation du bois disposé sur un module de combustion-incinération des fumées de pyrolyse. La connexion entre ces deux fours est assurée par deux conduites de 110mm de diamètre. L'ensemble est isolé par une épaisse couche de laine de verre. Le four d'incinération est surmonté d'une cheminée assurant l'évacuation des gaz de combustion vers l'extérieur.

## 3. Principe de fonctionnement

Afin d'amorcer la réaction d'incinération des fumées, le bois rempli dans les chambres de carbonisation, est chauffé à l'aide d'un brûleur à mazout jusqu'à atteindre une température suffisante pour démarrer la carbonisation. Avant de pénétrer dans le four d'incinération les fumées produites par la carbonisation du bois sont prémélangées avec de l'air prélevé dans le milieu ambiant. Lorsque la réaction de carbonisation produit une quantité suffisante de gaz combustibles pour assurer l'autonomie de l'installation le brûleur est arrêté. Les gaz de combustion sont rejetés dans l'atmosphère via la cheminée.

## 4. Modèle thermochimique

Pour contrôler le fonctionnement de l'installation pilote, nous avons élaboré un modèle thermo-chimique dans lequel l'installation pilote est décomposée en trois zones homogènes

comme indiquée sur les figures 1 et 2. Les zones 1 et 2 correspondent respectivement à la carbonisation du bois et à l'incinération des gaz de pyrolyse et la zone 3 à l'échange thermique entre la zone 2 et la zone 1 et à l'évacuation des gaz de combustion. A chaque zone est associée une température  $T_1, T_2, T_3$ . L'air alimentant la zone 2 est à la température  $T_{ex}$ . Pour simplifier les bilans d'énergie, nous avons admis les hypothèses suivantes : Les échanges thermiques entre les différentes zones et le milieu extérieur sont faibles (zone 2 adiabatique, la zone 1 est le siège d'échange thermique entre les zones 1 et 3), le gaz de pyrolyse est constitué de  $CH_4, CO_2, H_2$ , et du goudron de fractions molaires respectives  $\alpha, \beta, \gamma, \delta$ , la réaction de combustion des gaz de pyrolyse est instantanée et totale et la cinétique de combustion est beaucoup plus rapide que celle de carbonisation. La stœchiométrie de la réaction de carbonisation est unique et du type :



La vitesse de consommation de A est donnée par la relation :

$$r = k^0 (m_A - m_{A\infty}) \exp\left(-\frac{E}{RT_1}\right) \quad (2)$$

#### 4.1. Bilans au niveau de la zone 1

**4.1.1 Solide A :** La perte de masse au niveau du four de carbonisation est telle que :

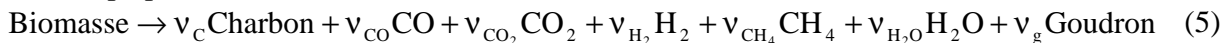
$$\frac{dm_A}{dt} = -k^0 (m_A - m_{A\infty}) \exp\left(-\frac{E}{RT_1}\right) \quad (3)$$

#### 4.1.2. Enthalpie

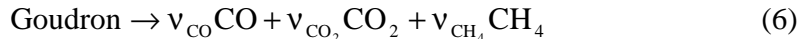
- **Zone 1 :** La zone 1 est le siège d'un échange thermique par convection-conduction avec la zone 3 à travers les parois du four de carbonisation. Le bilan global d'enthalpie de la zone 1, s'écrit :

$$F_{al} C_{pa} T_1 + F_{GS} C_{pG} T_1 + F_{GE} (\Delta H)_G + \frac{d}{dt} (m_A C_p^* T_1) = K(T_3 - T_1) \quad (4)$$

- **Craquage du goudron :** Le goudron est l'un des produits libérés dans un procédé de pyrolyse de la biomasse. Il a une structure très complexe qui dépend de la composition de la biomasse, de la température et du type de catalyseur utilisé. Di Blasi [4] a proposé une réaction globale à une seule étape pour la dévolatilisation du bois s'écrivant sous la forme :



Di Blasi [4] a considéré que les goudrons subissent le craquage dans les pores de la biomasse pour produire des gaz:



Les valeurs de  $v_i$  considérées dans cette étude sont celle de la référence [4].

#### - Zone 2

Pour la zone 2, le bilan d'enthalpie s'écrit :

$$F_F C_{pF} T_2 - F_{a2} C_{pa} T_{ex} - F_{GS} C_{pG} T_1 - F_{al} C_{pa} T_1 + F_{GS} (\Delta H)_{comb} + V_2 C_F C_{VF} \frac{dT_2}{dt} = 0 \quad (7)$$

Afin d'affiner la simulation des écoulements les équations de bilan sont résolues dans le four d'incinération. Le four est constitué d'une enceinte parallélépipédique munie de deux ouvertures. Une ouverture est située sur l'une des parois verticales qui est considérée comme l'entrée du four et l'autre se trouve sur la paroi horizontale supérieure. Nous avons considéré les hypothèses simplificatrices suivantes : l'écoulement des fumées de pyrolyse est laminaire et bidimensionnel,

le fluide est supposé incompressible, les propriétés du fluide sont constantes, hormis la masse volumique  $\rho$  qui obéit à l'approximation de Boussinesq, le transfert d'énergie par diffusion des espèces, la dissipation visqueuse et le travail des forces de pression sont considérés négligeables. Compte tenu de ces hypothèses, les équations qui régissent les transferts par rayonnement-convection dans le four sont écrites sous leur forme adimensionnelle comme suit :

$$\begin{aligned}
\nabla \cdot \mathbf{v} &= 0 \\
\frac{\partial u}{\partial t} + \mathbf{v} \cdot \nabla(u) &= -\nabla P + \frac{1}{\text{Re}} \nabla^2(u) \\
\frac{\partial v}{\partial t} + \mathbf{v} \cdot \nabla(v) &= -\nabla P + \frac{1}{\text{Re}} \nabla^2(v) + (\text{Gr} / \text{Re}^2) T \\
\frac{\partial T}{\partial t} + \frac{\partial(uT)}{\partial x} + \frac{\partial(vT)}{\partial y} &= \frac{1}{\text{Re Pr}} \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) + \frac{\tau}{\text{Bo}} \left\{ G - 4 \left[ T \left( 1 - \frac{T_c}{T_H} \right) \right]^4 \right\} \\
\mu \frac{\partial I}{\partial x} + \xi \frac{\partial I}{\partial y} &= -\tau I + (1 - \omega) \tau T^4 + \frac{\omega \tau}{4\pi} \int_{\Omega'} I \Phi(\vec{\Omega}', \vec{\Omega}) d\Omega'
\end{aligned} \tag{8}$$

### - Zone 3

Les échanges entre les zones 1 et 3 s'effectuent sans transfert de masse. Le bilan d'enthalpie s'écrit :

$$F_F C_{pF} (T_3 - T_2) + V_3 C_{F_3} C_{pF} \frac{dT_3}{dt} = K(T_1 - T_3) \tag{9}$$

## 5. Méthodologie numérique

Les équations qui régissent les transferts dans l'installation de carbonisation sont discrétisées à l'aide d'une méthode implicite aux différences finies. La détermination du pas de temps optimal qui représente un bon compromis entre le critère de stabilité et l'algorithme de Gauss et une occupation mémoire acceptable nous a conduit à retenir un pas de temps égal à 0.05s. Le système d'équations (8) est discrétisé à l'aide de la méthode des volumes finis dans une géométrie 2D cartésienne présentant une entrée située sur la face gauche et une sortie située au milieu de la face haute. Les équations algébriques qui en résultent sont résolues en utilisant l'algorithme de Thomas. L'adéquation entre les champs de vitesse et de pression est assurée par l'algorithme SIMPLE. Le code numérique que nous avons élaboré, a été validé avec succès avec les références [5,6].

## 6. Résultats et discussions

Les figures 3 et 4 donnent respectivement les distributions du champ de température et de lignes de courant dans l'incinérateur (zone 2) pour des nombres égaux à :  $\text{Re}=1000$ ,  $\text{Ri}=0.001$ . La figure 5 donne la distribution du flux radiatif dans l'échangeur. Ces résultats ont été obtenus en résolvant l'équation de transfert radiatif, dans une géométrie 3D, par la méthode des volumes finis. La géométrie présente plusieurs chicanes permettant d'augmenter les échanges thermiques et deux cylindres horizontaux (2 chambres de carbonisation). La résolution du système d'équations de bilans a été faite par une méthode itérative aux différences finies implicite. Le couplage entre les zones 1, 2, 3 en présence de transformations chimiques exothermiques va entraîner une sensibilité paramétrique de l'ensemble pouvant conduire en l'absence de régulation à l'emballement du dispositif. La modélisation a permis de mettre en évidence ce phénomène en jouant sur le débit molaire de l'air extérieur alimentant la zone 2. Les figures 6, 7 et 8 représentent respectivement la perte de la masse du bois et des températures  $T_1$  et  $T_2$  en fonction

du temps pour différentes valeurs du débit d'alimentation d'air proches d'une valeur critique pour laquelle apparaît le phénomène d'emballement. Pour les paramètres choisis, le débit critique est de 23 mol/s. Il est donc nécessaire d'opérer avec un débit d'air extérieur supérieur afin d'éviter une surchauffe très importante des zones 1, 2 et 3. Bien entendu cette valeur critique dépend des paramètres opératoires choisis mais elle nous indique pour le système étudié la nécessité d'envisager pour la zone 2 deux alimentations d'air indépendantes. La première a pour objectif de porter le bois à une température suffisante pour amorcer la réaction de carbonisation. La deuxième, à une température inférieure (par exemple température ambiante), sera utilisée pour contrôler le système et permettre une optimisation de la carbonisation.

## Conclusion

A l'issue de ce travail nous avons élaboré un modèle thermo-chimique permettant de modéliser les transferts dans une installation pilote de carbonisation de bois avec combustion des fumées de pyrolyse. Ce modèle permet la prédiction des températures, des débits molaires et des concentrations en chaque zone de l'installation. Les échanges par convection mixte et rayonnement dans l'incinérateur ont été modélisés et résolus par la méthode des volumes finis et l'algorithme TDMA. Une régulation sur le modèle devrait nous permettre d'approcher les conditions optimales de fonctionnement. Enfin nous pensons compléter le modèle en représentant de manière plus élaborée la carbonisation, la combustion et les divers échanges thermiques au niveau des zones 1 et 2.

## Références

- [1] K. Halouani and H. Farhat. *Renewable Energy*, 28 (2003), 129-38.
- [2] Analyse du bilan de Bois-Energie et identification d'un plan d'action en Tunisie, Rapport final de synthèse, Groupement SCC Natura/SCET Tunisie, Avril 1999.
- [3] N.Grioui, K. Halouani, A. Zoulalian and F. Halouani. *Thermochemica Acta*, 440 (2006), 23-30.
- [4] C. Di Blasi, *AIChE Journal*, 50 (2004), No. 9, 2306-19.
- [5] F. Moukalled et M. Darwish, *Numerical heat transfer, Part B*, 31 (1997), 91-110.
- [6] K. B. Cheong and T. H. Song, *Numerical Heat Transfer: Part B*, 32 (1997), 107-125.



Figure 1 Unité pilote de carbonization de bois

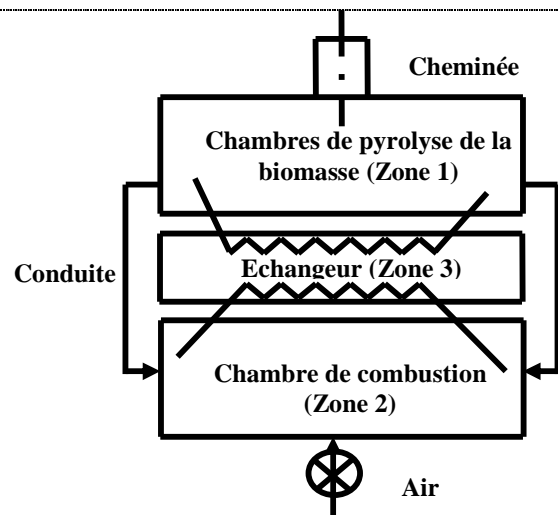


Figure 2 Diagramme schématique de l'unité pilote

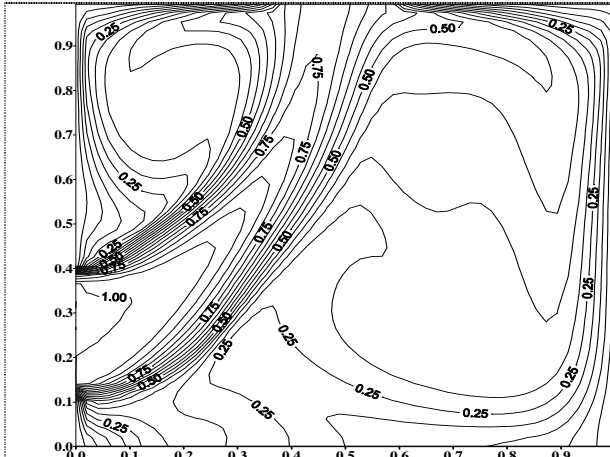


Figure 3 Distribution de la température dans la zone 2 ( $Re=1000$ ,  $Ri=0.001$ )

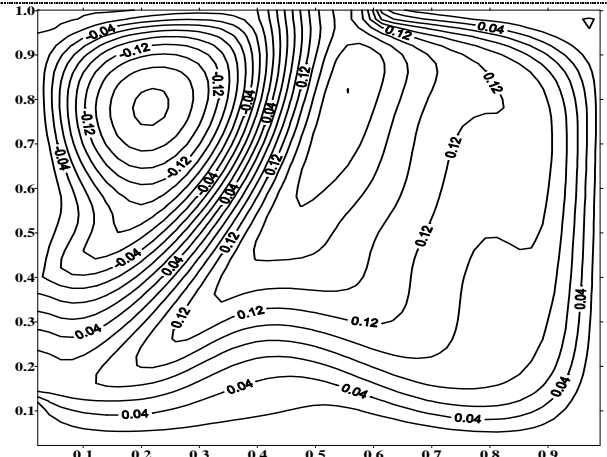


Figure 4 Distribution des lignes de courant dans la zone 2 ( $Re=1000$ ,  $Ri=0.001$ )

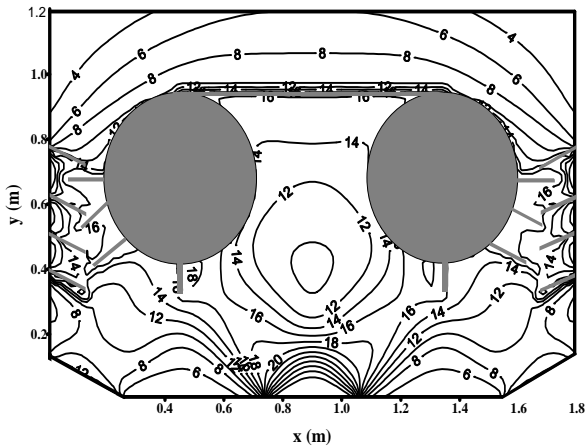


Figure 5 Flux radiatif dans l'échangeur (zone 3)

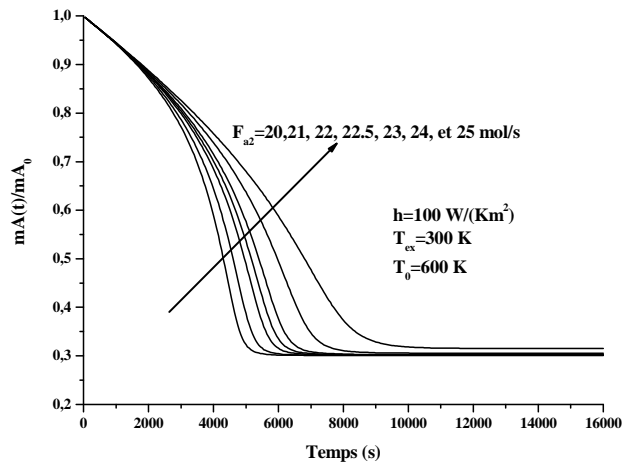


Figure 6 Evolution temporelle de la masse du bois zone1

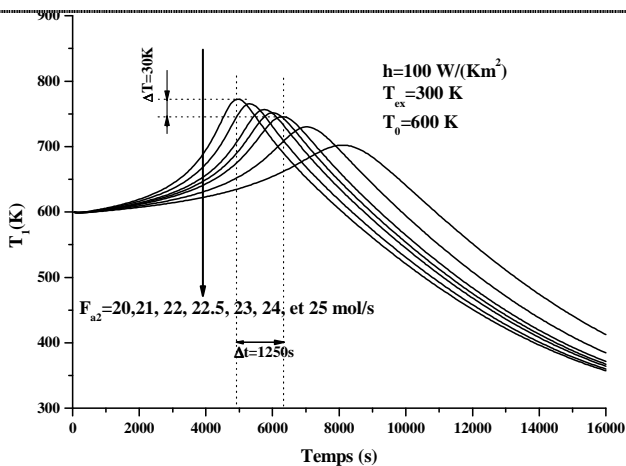


Figure 7 Evolution temporelle de la température  $T_1$  (zone1)

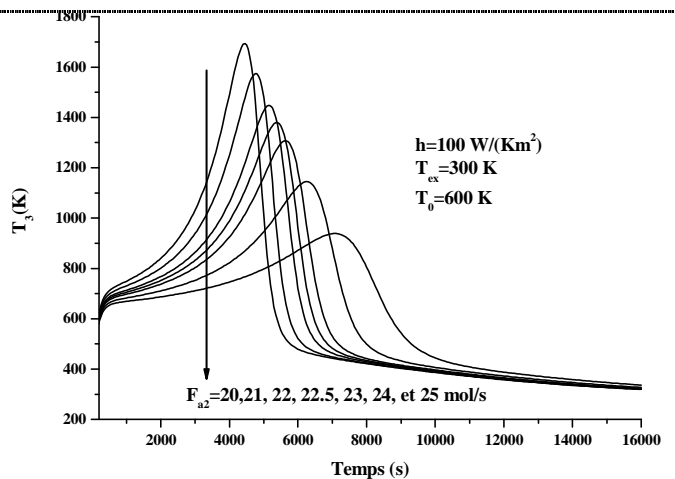


Figure 8 Evolution temporelle de la température  $T_2$  (zone2)