



HAL
open science

Modélisation de la combustion en fours rotatifs d'incinération de déchets

Lat Grand Ndiaye

► **To cite this version:**

Lat Grand Ndiaye. Modélisation de la combustion en fours rotatifs d'incinération de déchets. Génie mécanique [physics.class-ph]. Université de Valenciennes et du Hainaut-Cambrésis, 2009. Français. NNT : 2009VALE0015 . tel-03025584

HAL Id: tel-03025584

<https://uphf.hal.science/tel-03025584v1>

Submitted on 26 Nov 2020

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.

UNIVERSITÉ DE VALENCIENNES ET DU HAINAUT CAMBRÉSIS

Laboratoire d'accueil : Département Énergétique Industrielle de l'École des Mines de Douai

THÈSE DE DOCTORAT

Présentée pour l'obtention du grade de DOCTEUR

Spécialité : Génie Mécanique et Énergétique

Par

Lat Grand NDIAYE

Sujet :

**MODÉLISATION DE LA COMBUSTION EN FOURS ROTATIFS
D'INCINÉRATION DE DÉCHETS**

Directeur de thèse : Professeur Bernard BAUDOIN

Soutenue publiquement le 6 juillet 2009 devant la commission d'examen :

Rapporteurs

M. Mohamed SASSI Professeur, Petroleum Institute d'Abu Dhabi
M. Frédéric MARIAS HDR, LaTEP-ENSGTI, Université de Pau

Examineurs

M. Sébastien CAILLAT Enseignant-Chercheur, École des Mines de Douai
M. David GAMBIER Docteur, Maguin S.A.S, Charmes
M. Ashwin CHINNAYYA Docteur, CORIA-CNRS UMR 6614, Université de Rouen
M. Aboubaker Chédikh BEYE Professeur, Université Cheikh Anta Diop de Dakar
Mme Marie-Sophie CABOT Professeure Associée, Université de Rouen
Mme Séverine PILLET Docteure, Veolia Environnement, Limay

N° d'ordre : 09-19

Année 2009

UNIVERSITÉ DE VALENCIENNES ET DU HAINAUT CAMBRÉSIS

Laboratoire d'accueil : Département Énergétique Industrielle de l'École des Mines de Douai

THÈSE DE DOCTORAT

Présentée pour l'obtention du grade de DOCTEUR

Spécialité : Génie Mécanique et Énergétique

Par

Lat Grand NDIAYE

Sujet :



MODÉLISATION DE LA COMBUSTION EN FOURS ROTATIFS D'INCINÉRATION DE DÉCHETS

Directeur de thèse : Professeur Bernard BAUDOIN

Soutenue publiquement le 6 juillet 2009 devant la commission d'examen :

Rapporteurs

M. Mohamed SASSI Professeur, Petroleum Institute d'Abu Dhabi
M. Frédéric MARIAS HDR, LaTEP-ENSGTI, Université de Pau

Examineurs

M. Sébastien CAILLAT Enseignant-Chercheur, École des Mines de Douai
M. David GAMBIER Docteur, Maguin S.A.S, Charmes
M. Ashwin CHINNAYYA Docteur, CORIA-CNRS UMR 6614, Université de Rouen
M. Aboubaker Chédikh BEYE Professeur, Université Cheikh Anta Diop de Dakar
Mme Marie-Sophie CABOT Professeure Associée, Université de Rouen
Mme Séverine PILLET Docteure, Veolia Environnement, Limay

Dédicaces

*À mon père et à ma mère,
qui durant toute leur vie n'ont jamais cessé de croire en moi et à m'encourager à toujours
redoubler d'efforts et surtout à ne jamais abandonner nos rêves...
À mon épouse,
Qui m'a toujours encouragée et ait bien accepté de m'honorer de sa présence...*

*« C'est quand la dureté de l'épreuve atteint son paroxysme qu'elle va se dissiper et quand le
goulot de la gêne se rétrécit le plus arrive justement l'aisance ». Iman Ali (Ra).*

Merci

Remerciements

Je tiens à remercier toutes les personnes qui, de près ou de loin, m'ont permis de réaliser mes travaux de thèse.

En particulier, mon directeur de recherche, Monsieur Bernard BAUDOIN, qui m'a jadis accueilli au Département Énergétique Industrielle de l'École des Mines de Douai et dont je ne saurais passer sous silence la très grande gentillesse et la grande disponibilité. Je tiens à remercier l'actuel Directeur du Département, Monsieur Jean-Luc HARION.

À mon encadrant, Monsieur Sébastien CAILLAT, qui m'a toujours été d'une grande aide et qui a toujours su répondre à mes questions avec clarté et intérêt.

Un grand merci également à Monsieur David GAMBIER, qui m'a apporté, par sa compétence et sa disponibilité, tout le support nécessaire à l'élaboration de ce projet.

Je remercie aussi Monsieur Aboubaker Chedikh BEYE qui m'a toujours fait confiance et qui m'a constamment appuyé tout au long de mes travaux.

Je veux remercier Monsieur Ashwin CHINNAYYA, mon encadrant pour son aide et ses précieux conseils en particulier en modélisation mathématique.

Je tiens à remercier Monsieur Sylvain SALVADOR, pour son accueil au sein du centre RAPSODEE et ses précieux conseils et aide. Je remercie également tout le personnel de l'UTC.

Je remercie également Monsieur Jean SAUVANAUD et Mademoiselle Kristyna STIOVOVA de la société MAGUIN pour le temps qu'ils m'ont consacré et aussi pour les données ô combien importantes pour ma validation expérimentale.

Je remercie Monsieur SASSI Mohamed d'avoir accepté encore une fois de plus de me faire part de ses précieuses remarques et conseils et surtout de me faire l'honneur de sa présence au jury comme rapporteur.

Merci à Monsieur Frédéric MARIAS pour sa disponibilité et surtout de l'honneur qu'il me fait en acceptant d'être rapporteur de ma thèse.

Je remercie également Madame Sophie CABOT et Madame Séverine PILLET, pour le temps qu'elles m'ont accordé et pour m'avoir gratifié de leur présence au sein de ce jury de thèse.

Je tiens également à remercier le Département Énergétique Industrielle de l'École des Mines de Douai pour l'accueil qu'ils m'ont réservé au sein du groupe. Je ne pourrais tous vous citer mais sachez que je garderai un très bon souvenir de vous tous.

Pour ne citer que les collègues FLOREA, Le-BRIS et les secrétaires Marie-Françoise FACON et Nadine LEVEQUE, je dis merci à vous pour l'aide et surtout d'avoir fait preuve de compréhension à mon égard.

Je remercie également tout le personnel de la société MAGUIN et de la Direction de la Coopération de l'Université Cheikh Anta Diop de Dakar pour leurs aides humaine et financière qu'elles m'ont apportées tout au long de mes travaux de recherche.

Je n'oublierai pas d'adresser mes remerciements à Claire ROSEVEGUE et à Mohamed SAGHIR pour leur contribution de près ou de loin.

Je remercie mon épouse Adama, à travers elle ses parents qui m'ont toujours soutenu dans mon travail. Je tiens finalement à remercier ma famille qui m'a appuyée et encouragée tout au long de mes études.

Résumé

Les fours rotatifs permettent l'incinération de déchets solides, liquides ou gazeux. Afin de dimensionner au mieux leur longueur, il est nécessaire que le temps de résidence de la charge solide soit au delà du temps de réduction des particules. La rotation et l'inclinaison du four conditionnent l'écoulement et le degré de mélange de la charge solide. L'angle dynamique de repos et l'angle de descente sont des propriétés caractérisant la fluidité de la charge. Le modèle dynamique développé permet d'étudier l'influence des conditions opératoires et propriétés rhéologiques sur le temps de résidence de la charge et sur le degré de mélange, qui conditionnent par la suite les transferts de chaleur et de masse dans les fours tournants. La validation de ce modèle a été faite en comparant les résultats des simulations numériques à des mesures obtenues dans un four pilote et dans un four à échelle industrielle. Ceci a permis de proposer une relation de la vitesse axiale et surtout du temps de résidence de la phase solide selon le type de déchet utilisé et le type d'installation. Un modèle de décomposition chimique de pyrolyse-dévolatilisation de la charge a ensuite été mis en place. Les profils obtenus sont utilisés comme conditions aux limites d'une modélisation en mécanique des fluides, qui permet la modélisation de la combustion des matières volatiles. En plus des analyses élémentaire et immédiate faites sur les deux types de déchets étudiés (bois et pneu broyés), des mesures obtenues lors des campagnes d'essais ont permis d'étudier l'influence des paramètres de contrôle que sont la température de préchauffage, le débit d'air primaire et l'humidité du déchet sur l'efficacité de la combustion. Les modélisations en relation avec les données expérimentales ont permis d'identifier les différentes zones de transformation de la charge que sont le séchage, la pyrolyse-dévolatilisation et la combustion des matières volatiles et du résidu carboné. Le bilan global permet une première analyse de dimensionnement du four.

Mots-clés : traitement déchet, incinérateur, four rotatif, four industriel, condition opératoire, conception, optimisation, modélisation.

Abstract

Rotary kilns are effective tools for waste incineration. They offer good possibilities for treatment and energy recovery for solid, liquid or gaseous waste. In order to design at best the kiln length, it is necessary that the time scale of the waste reduction be closest to the time residence time of the particles. The rotation speed and the slope of the kiln are two operating conditions that determine the solid bed flow and the mixing efficiency. The dynamic angle of repose and the angle of descent are solid phase parameters that characterise its fluidity. The dynamic model developed studies the influence of the operating conditions and rheological properties on the residence time of the solid load and the filling degree, that have consequences on the heat and mass transfer in rotary kilns. The model has been validated through comparisons between numerical results and experimental data. Experimental measurements were made in a pilot rotary kiln and an industrial kiln. A relation for the residence time was proposed which depends on the type of waste and the kind of installation. The second part of the work deals with the development of the chemical decomposition through pyrolysis-devolatilization of the solid load. The numerical results were then used as boundary conditions for CFD simulation that enables the computation of the flow and combustion of volatile matter. After an elementary analysis of the two kinds of waste tested, which are shredded tyre and crushed wood, the experimental data have enabled the study of the influence of the controlling parameters such as the preheating temperature, the primary air flow, and the waste moisture content on the combustion efficiency and the pollutant nature. The numerical simulations and the experimental data have enabled to identify the different zones of the transformation of the solid load which are the drying, pyrolysis, devolatilization, and combustion of volatile matter and carbon residue. An overall assessment leads to a first kiln device analysis.

Keywords: waste treatment, incinerator, rotary kiln, industrial furnace, operating conditions, design, optimization, modelling.

Table des matières

<i>Dédicaces</i>	3
<i>Remerciements</i>	5
<i>Résumé</i>	7
<i>Abstract</i>	8
<i>Table des matières</i>	9
<i>Tableaux et illustrations</i>	13
<i>Nomenclature</i>	17
<i>Introduction générale</i>	19
<i>Partie 1 : Four rotatif et modélisation dynamique de la charge de déchet</i>	21
<i>Chapitre 1 : Bibliographie de l'incinération de déchets en four tournant</i>	23
1.1 Introduction.....	23
1.2 Fours d'incinération et réglementation.....	23
1.2.1 Fours d'incinération.....	23
1.2.2 Cas du four rotatif.....	25
1.2.3 Paramètres de dimensionnement des fours rotatifs.....	26
1.3 Réglementation des fours rotatifs (2000/76/CE).....	27
1.3.1 Conditions d'exploitation.....	28
1.3.2 Valeurs limites des émissions dans l'air.....	29
1.4 Conclusion du chapitre 1.....	32
<i>Chapitre 2 : Dynamique de l'écoulement de la charge</i>	33
2.1 Introduction.....	33
2.2 Description du transport solide dans les fours rotatifs.....	33
2.2.1 Paramètres physiques, géométriques et rhéologiques en four tournant.....	34
2.3 Mélange et transport de la charge.....	38
2.3.1 Définition des interfaces des couches active et passive.....	40
2.4 Dispersion et diffusion de la charge.....	43
2.4.1 Dispersion en écoulement granulaire.....	44
2.4.2 Diffusion en écoulement granulaire.....	45
2.4.3 Coefficient de dispersion radiale, axiale et angulaire.....	45
2.5 Mélange suivant la direction transversale.....	48
2.6 Conclusion du chapitre 2.....	49
<i>Chapitre 3 : Modélisation mathématique du modèle dynamique</i>	51
3.1 Introduction.....	51
3.2 Dynamique de l'écoulement de la charge.....	51
3.2.1 Expression du profil de charge pour un solide inerte.....	52
3.2.2 Expression de la hauteur pour un lit réactif.....	55
3.3 Etude de la sensibilité du modèle.....	55
3.3.1 Hauteur de la charge en sortie libre.....	56
3.3.2 Vitesse axiale de la charge.....	59
3.4 Influence des paramètres de commande.....	60
3.4.1 Vitesse de rotation.....	60
3.4.2 Débit d'alimentation.....	61
3.4.3 Angle d'inclinaison.....	62
3.5 Propriétés de l'écoulement.....	62
3.6 Conclusion du chapitre 3.....	64
<i>Chapitre 4 : Validation expérimentale et numérique du modèle</i>	65
4.1 Introduction.....	65
4.2 Modélisation dynamique de la charge en four industriel de Rotterdam.....	65

4.2.1	Présentation du four industriel de Rotterdam	66
4.2.2	Résultats numériques et expérimentaux	68
4.3	Modélisation dynamique de la charge sur four du PROCEDIS	76
4.3.1	Mesure expérimentale de l'angle dynamique de repos	76
4.4	Présentation générale des essais à froid	78
4.4.1	Structure du lit de déchets	80
4.4.2	Degré de chargement du four	84
4.4.3	Analyse phénoménologique de l'écoulement des différents déchets	85
4.5	Résumé des données expérimentales et calculées	88
4.6	Conclusion du chapitre 4	90
Partie 2 : Modélisation de la combustion en four tournant		91
Chapitre 5 : Transferts de chaleur en four tournant.....		93
5.1	Introduction	93
5.2	Bilan des transferts de chaleur sur une coupe transversale du four.....	94
5.2.1	Rayonnement au niveau de la partie supérieure du four	95
5.2.2	Convection au niveau de la partie supérieure du four	96
5.2.3	Transfert de chaleur paroi couverte et lit de solide	98
5.3	Modèle mathématique de dégradation de la charge de déchet.....	102
5.3.1	Discrétisation des équations bilan du modèle en régime permanent.....	102
5.4	Conclusion du chapitre 5	107
Chapitre 6 : Pyrolyse-dévolatilisation de la charge.....		109
6.1	Introduction	109
6.2	Présentation des déchets utilisés.....	109
6.2.1	Propriétés physico-chimiques de la charge	112
6.3	Mesures expérimentales effectuées lors des essais à chaud	117
6.3.1	Enfournement des déchets.....	117
6.3.2	Choix des points de mesures	118
6.4	Résultats et discussion.....	121
6.4.1	Hypothèses de calcul du modèle monodimensionnel.....	121
6.4.2	Influence des paramètres opératoires du four.....	123
6.4.3	Influence des paramètres de contrôle	129
6.5	Conclusion du chapitre 6.....	136
Chapitre 7 : Bilan global et analyse de dimensionnement du four.....		137
7.1	Introduction	137
7.2	Combustion en régime turbulent	138
7.3	Combustion des gaz et poussières	141
7.4	Résultats et discussions des mesures sur four	150
7.5	Bilan final, analyse de dimensionnement du four	155
7.5.2	Profils de températures et bilans de matières	155
7.5.3	Paramètres de dimensionnement du four	160
7.6	Conclusion du chapitre 7	161
Conclusions et perspectives		163
Perspectives		165
Annexes		167
Annexe 1	: Caractéristiques physiques : épaisseur, débit et hauteur de la charge	169
a)	Détermination de l'épaisseur de la couche active (Ding <i>et al.</i> 2002a).....	169
b)	Détermination du débit volumique Q_v	172
c)	Détermination de la hauteur de charge en réactif.....	174
Annexe 2	: Récapitulatif de la campagne d'essais à froid et à chaud	177
Annexe 3	: Résolution numérique	179

Annexe 4 : Dispositifs d'analyse des gaz et mesure de températures	185
Références	189

Tableaux et illustrations

Tableau 1-1 : Avantages et inconvénients des fours d'incinération (ENSM & Antonini, 2005)	24
Tableau 1-2 : Normes journalières sur les rejets d'incinérateurs (2000/76/CE)	30
Tableau 1-3 : Normes européennes sur une demi-heure (2000/76/CE)	30
Tableau 1-4 : Normes sur les rejets métalliques (2000/76/CE)	31
Tableau 2-1 : Résumé de propriétés physiques et du coefficient de frottement de quelques matériaux (Li <i>et al.</i> 2002a)	43
Tableau 2-2 : Paramètres de l'équation 2-23 pour $f < 0,5$ (Sherritt <i>et al.</i> 2003)	48
Tableau 2-3 : Récapitulatif des différents paramètres rhéologiques, géométriques, opératoires et de transfert de la charge en mouvement dans un cylindre tournant	49
Tableau 3-1 : Paramètres opératoires et géométriques du four du PROCEDIS	55
Tableau 3-2 : Sensibilité du taux de remplissage total et du temps de résidence à la valeur de la hauteur de solide en sortie (sortie libre)	57
Tableau 3-3 : Influence de la vitesse de rotation pour une inclinaison de 1 deg et $h_{dia}=8$ mm.	60
Tableau 3-4 : Influence du débit d'alimentation pour une inclinaison de 1 deg et $h_{dia}=8$ mm.	61
Tableau 3-5 : Influences de l'angle dynamique de repos de la charge pour $h_{dia}=8$ mm.	63
Tableau 4-1 : Propriétés physiques du matériau et caractéristiques géométriques du four de Rotterdam	67
Tableau 4-2 : Coefficient de l'équation 4-1 pour une inclinaison de $2,2^\circ$	71
Tableau 4-3 : Résultats expérimentaux et calculés du degré de chargement et de $X_r N_k^{4/3}$ en fonction de la vitesse de rotation du four (pour $h_{dia}=0$, $\theta=2,2$ deg et $Q_v=6,1610^{-3} m^3.s^{-1}$)	74
Tableau 4-4 : Propriétés physiques des matériaux utilisés	78
Tableau 4-5 : Caractéristiques géométriques du four et physiques des déchets utilisés	79
Tableau 4-6 : Degré de chargement et temps de résidence pour le pneu broyé	85
Tableau 4-7 : Degré de chargement et temps de résidence pour le bois broyé	85
Tableau 4-8 : Récapitulatifs des données expérimentales et calculées à $z=2$ m du four (bois broyé)	88
Tableau 4-9 : Récapitulatifs des données expérimentales et calculées à $z=2$ m du four (pneu broyé)	88
Tableau 4-10 : Épaisseurs des couches passive et active à $z=2$ m du four	89
Tableau 5-1 : Coefficients de transfert de chaleur paroi-solide en four tournant (Silcox <i>et al.</i> 1990)	99
Tableau 6-1 : Composition du bois broyé	110
Tableau 6-2 : Composition des pneus dans l'Union Européenne (ETRA)	111
Tableau 6-3 : Analyses élémentaire et immédiate (db)	112
Tableau 6-4 : Résumé des paramètres thermophysiques du bois et pneu broyés	113
Tableau 6-5 : Paramètres cinétiques de la modélisation	116
Tableau 6-6 : Tableau de positionnement des thermocouples le long du four	119
Tableau 6-7 : Caractéristiques et conditions opératoires du four	123
Tableau 6-8 : Influence de la vitesse de rotation sur les profils thermiques	125
Tableau 6-9 : Influence du débit de bois et de pneu broyés sur les profils thermiques	128
Tableau 6-10 : Variation de la quantité d'eau évaporée	129
Tableau 6-11 : Influence de la température de préchauffage sur les profils thermiques	131
Tableau 7-1 : Composition des gaz de dévolatilisation exprimé en pourcentage de masse des gaz dégagés (Di Blasi, 2000)	142
Tableau 7-2 : Composition des gaz de pyrolyse dégagés à $650^\circ C$ (Ucar <i>et al.</i> 2005)	143

Tableau 7-3 : Tableau de poussierage de l'équation 7-11 (Tackie <i>et al.</i> 1989)	144
Tableau 7-4 : Cinétique de combustion des matières volatiles et du résidu carboné	146
Tableau 7-5 : Fractions massiques initiales des espèces considérées	147
Tableau 7-6 : Récapitulatif des différents modèles et sous-modèles utilisés	149
Tableau 7-7 : Bilan de la combustion du bois et pneu broyés.....	153
Tableau 7-8 : Effet de l'humidité sur le PCI et sur la quantité d'imbrûlés	154
Tableau 7-9 : Mise en évidence de l'absence d'étanchéité du four tournant	154
Tableau 7-10 : Effet de la variation de la quantité d'air sur le CO	159
Tableau 7-11 : Paramètres de dimensionnement des fours rotatifs.....	160
Tableau 0-1 : Tableau récapitulatif des coefficients de l'équation différentielle (0-53).....	174
Tableau 0-2 : Tableau récapitulatif des coefficients de l'équation (0-54)	175
Tableau 0-3 : Déroulement des essais à froid sur la période du 02/09 au 30/09	177
Tableau 0-4 : Déroulement des essais à chaud sur la période du 08/09 au 19/09	177
Tableau 0-5 : Données techniques de l'analyseur ECOM SG-Plus	185
Tableau 0-6 : Données techniques de l'analyseur PG250	186
Tableau 0-7 : Tableau récapitulatif des émissions gaz en sortie de chaudière.....	186
Tableau 0-8 : Descriptif des thermocouples chemise type K de fabrication.....	187
Tableau 0-9 : Températures gaz et solide mesurées pour le bois et le pneu broyé	187
Tableau 0-10 : Valeurs typiques de capacité thermique de quelques incinérateurs (Lee et Shun, 1999)	187
Figure 1-1 : Photo de la chambre primaire de combustion	26
Figure 1-2 : Photo de la chambre de décendrage, de la postcombustion, de la chaudière et du filtre à manches de la droite à gauche, respectivement	26
Figure 2-1 : Comportement du lit par variation du nombre de Froude (Mellmann, 2001)	33
Figure 2-2 : Schéma de principe de la charge en four tournant	34
Figure 2-3 : Description géométrique d'une coupe transversale de four rotatif	35
Figure 2-4 : Photo de mesure de l'angle dynamique de repos (EMD).....	36
Figure 2-5 : Méthode de mesure de l'angle dynamique de repos ($\beta = (\beta_1 + \beta_2)/2$; Lui <i>et al.</i> 2005 & Mellmann, 2001)	37
Figure 2-6 : Vue schématique de la trajectoire de particule (PTM) par gravité et plate-forme de la surface du lit (Li <i>et al.</i> 2002b)	37
Figure 2-7 : Composantes du champ de vitesse	38
Figure 2-8 : Paramètres de calcul de l'interface de la couche active	40
Figure 2-9 : Discrétisation des couches active et passive	41
Figure 2-10 : Proportion de la couche active en fonction de la vitesse de rotation et du chargement du cylindre (Van Puyvelde <i>et al.</i> 2000)	42
Figure 3-1 : Nomenclature et coupe en sections du four.....	51
Figure 3-2 : Calcul de la condition aux limites numériques.....	57
Figure 3-3 : Profil de la hauteur de chargement du four	58
Figure 3-4 : Sensibilité du profil de charge à la hauteur de sortie libre	58
Figure 3-5 : Sensibilité de la longueur de corde du lit à la hauteur de solide en sortie libre ...	59
Figure 3-6 : Sensibilité du profil de charge à la vitesse axiale de solide en sortie libre	59
Figure 3-7 : Sensibilité du profil de charge à la vitesse de rotation du four	61
Figure 3-8 : Sensibilité du profil de charge à la charge du four	61
Figure 3-9 : Sensibilité du profil de charge à l'angle d'inclinaison du four	62
Figure 3-10 : Sensibilité du profil de charge à l'angle dynamique de repos du lit de solide* .	63

Figure 4-1 : Diagramme d'interaction entre la hauteur du lit et les transferts pour un lit inerte et réactif (Descoins, 2004).....	66
Figure 4-2 : Four tournant de Rotterdam.....	67
Figure 4-3 : Photo de l'écoulement du béton bitumineux à l'intérieur long du four	68
Figure 4-4 : Représentation géométrique du four de Rotterdam.....	68
Figure 4-5 : (a) Variations de la hauteur du lit, de la longueur de corde (b) et du demi-angle au centre en fonction de la vitesse de rotation (résultats numériques et expérimentaux).....	69
Figure 4-6 : Profil de chargement calculé à 30t.h ⁻¹ et 0,267 rpm pour une inclinaison de 2,2°	70
Figure 4-7 : Résultats expérimentaux et calculés de la variation du temps de résidence en fonction de la vitesse de rotation.....	71
Figure 4-8 : Comparaison entre les résultats calculés et expérimentaux du temps de résidence après correction de la relation de Lee et Shun (1999).....	72
Figure 4-9 : Profil de la vitesse axiale pour 0,267 rpm et 2,2 deg	73
Figure 4-10 : Comparaison entre résultats calculés et expérimentaux de la variation de la vitesse axiale en fonction de la vitesse de rotation à z=14 m.....	73
Figure 4-11 : Mise en évidence de la relation de chargement du four pour un four dépourvu de diaphragme en sortie libre (X_{moyen} étant \bar{X}).....	75
Figure 4-12 : Schéma de principe simplifié de la mesure de l'angle dynamique de repos (Khalil 2008)	77
Figure 4-13 : Photo de la mesure de la hauteur et corde du lit de pneu broyé	80
Figure 4-14 : Profils de la hauteur de charge H et de la longueur de corde Ch à 100 kg.h ⁻¹ et 0,22 rpm.....	81
Figure 4-15 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 30 kg.h ⁻¹ et 0,42 rpm	81
Figure 4-16 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 30 kg.h ⁻¹ et 0,62 rpm	82
Figure 4-17 : Profils des hauteurs et cordes pour un débit de 50 kg.h ⁻¹ de pneu, respectivement pour des vitesses de rotation de 0,22 et 0,42 rpm.....	82
Figure 4-18 : Profils des hauteurs et cordes pour un débit de 100 kg.h ⁻¹ de bois, respectivement pour des vitesses de rotation de 0,22 et 0,42 rpm	83
Figure 4-19 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 75 kg.h ⁻¹ et 0,62 rpm	83
Figure 4-20 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 50 kg.h ⁻¹ et 0,62 rpm	84
Figure 4-21 : Profils de vitesses axiales du pneu et du bois respectivement à 50 kg.h ⁻¹ et 100 kg.h ⁻¹ à 0,42 et 0,22 rpm.....	86
Figure 4-22 : Profils de la vitesse axiale de la charge de bois calculé à partir du profil expérimental (100 kg.h ⁻¹ et 0,42 rpm).....	87
Figure 4-23 : Profil de la couche active pour 50 kg.h ⁻¹ et 0,42 rpm de bois broyé	89
Figure 5-1 : Bilan de transfert de chaleur en four tournant	95
Figure 5-2 : Traçage de températures sur les parois et sur le lit (Brimacombe <i>et al.</i> 1978) ..	100
Figure 5-3 : Température de paroi couverte de solides en fonction de la position radiale (Boateng <i>et al.</i> 1996b).....	101
Figure 5-4 : Définition des volumes de contrôle du four sous MatLab et sous Fluent	102
Figure 5-5 : Schéma représentatif des échanges de chaleur entre la paroi et la charge du four	106
Figure 6-1 : Photos d'échantillons de bois et pneu broyés utilisés	111
Figure 6-2 : Evolution de la cinétique de dégradation de la charge le long de l'axe z (Librairie électronique, 2007).....	114

Figure 6-3 : Schéma de décomposition du déchet (pneu et bois broyés)	116
Figure 6-4 : Points de mesures en entrée et sortie du four	119
Figure 6-5 : Cotes de mesure en entrée four et en face arrière de la chambre de décendrage	120
Figure 6-6 : Points de mesures de température par thermocouple type K	120
Figure 6-7 : Cendres de bois recueillies en sortie de four	121
Figure 6-8 : Schéma du four et de la section de transfert.....	122
Figure 6-9 : Profils de températures du bois à 50 kg.h ⁻¹ , 0,42 rpm et à 75 kg.h ⁻¹ , 0,62 rpm, respectivement.....	126
Figure 6-10: Profils de températures du pneu à 30 kg.h ⁻¹ , 0,62 rpm et à 50 kg.h ⁻¹ , 0,62 rpm, respectivement.....	127
Figure 6-11 : Profils de températures du pneu à 100 kg.h ⁻¹ et 0,42 rpm	127
Figure 6-12 : Débit de déchets initial en fonction de la température de sortie des gaz.....	128
Figure 6-13 : Profils thermiques calculés à 50 et 75 kg.h ⁻¹ de bois broyé et à 30, 50 et 100 kg.h ⁻¹ de pneu broyé, respectivement.....	130
Figure 6-14 : Profils de séchage du déchet de bois à 50-75 kg.h ⁻¹ et du déchet de pneu à 30-50 et 100 kg.h ⁻¹ , respectivement.....	133
Figure 6-15 : Profils du bilan matière de bois à 50 kg.h ⁻¹ et à 75 kg.h ⁻¹ , respectivement.....	134
Figure 6-16 : Profils du bilan matière de pneu à 50 kg.h ⁻¹ et 30 kg.h ⁻¹ , respectivement.....	134
Figure 6-17 : Profils du bilan matière de pneu à 100 kg.h ⁻¹	135
Figure 7-1 : Maillage du domaine de calcul du four rotatif et de la chambre de décendrage	148
Figure 7-2 : Organigramme de résolution de la combustion du four tournant.....	150
Figure 7-3 : Profils de température des parois extérieures dans le cas des déchets de pneu et de bois respectivement (mesures)	152
Figure 7-4 : Variation de la concentration de CO en fonction de la température et de l'air primaire en sortie de four (bois 75 kg.h ⁻¹).....	152
Figure 7-5 : Profils de températures de la phase solide et gaz	155
Figure 7-6 : Contour de la température de rayonnement des gaz à z= 0 m.....	156
Figure 7-7 : Profils de températures calculées et expérimentales, respectivement des gaz et du solide	156
Figure 7-8 : Contours des fractions massiques des espèces majoritaires sur l'axe z= 0m	157
Figure 7-9 : Contour de températures et de la fraction massique d'oxygène sur z= 0 m.....	158
Figure 7-10: Fraction massique du résidu carboné oxydé (char solide).....	160
Figure 0-1: Volume de contrôle de l'écoulement.....	169
Figure 0-2 : Présentation géométrique de la méthode RK4	180
Figure 0-3 : Profils de séchage du déchet de bois à 50-75 kg.h ⁻¹ et du déchet de pneu à 30-50 et 100 kg.h ⁻¹ calculé par le solveur ode45, respectivement.....	181
Figure 0-4 : Vecteurs vitesses en entrée du four et sur le lit (suivant y, m.s ⁻¹)	183

Nomenclature

Symboles romains

A	Section d'échange	m^2
a_{eff}	Diffusivité effective	$m^2 \cdot s^{-1}$
C_p	Chaleur massique à pression constante du constituant i	$J \cdot mole^{-1} \cdot K^{-1}$
C	Concentration molaire du traceur de particule	$mol \cdot t^{-1}$
$C_1, C_2,$	Constantes du modèle de turbulence	-
C_μ		
Ch	Corde du lit	m
d	Diamètre d'une particule	m
D	Diamètre du four	m
$D_{i(z,r,\theta)}$	Coefficient de dispersion ou de diffusion moléculaire	m
E_{ai}	Énergie d'activation	$kJ \cdot mol^{-1}$
f	Degré de chargement du four	-
g	Accélération de la pesanteur	$m \cdot s^{-2}$
h	Hauteur locale de la charge	m
h	Coefficient d'échange de chaleur	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
h_{dia}	Hauteur du diaphragme	m
I	Intensité du flux rayonné	$W \cdot m^{-2}$
k_t	Facteur de correction du temps de résidence	-
k	Énergie cinétique turbulente	$m^2 \cdot s^{-2}$
L	Longueur du four	m
Le	Nombre de Lewis	-
M	Masse molaire	$g \cdot mol^{-1}$
n	Vitesse de rotation du four	<i>rpm</i>
P	Pression	<i>Pa</i>
Pe	Nombre de Peclet	-
Pr	Nombre de Prandtl	-
Q_s	Charge du four	$kg \cdot h^{-1}$
Q_v	Débit volumique	$m^3 \cdot s$
R	Rayon du four	m
R_{pe}	Rayon de la paroi extérieure du four	m
R_{pi}	Rayon de la paroi intérieure du four	m
R_i	Taux de conversion ou de réaction d'une espèce i	$kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
S	Termes source	$kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$ & $J \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
T	Température	<i>K</i>
u	Composante de la vitesse du solide	$m \cdot s^{-1}$
U^T	Vitesse tangentielle de rotation du four	$m \cdot s^{-1}$
V_g	Vitesse du gaz en écoulement	$m \cdot s^{-1}$
V_s	Vitesse du solide	$m \cdot s^{-1}$
V	Volume de la chambre primaire	m^3
Y	Fraction massique d'une espèce i	$kg \cdot kg^{-1}$
ΔH	Chaleur de réaction	$J \cdot kg^{-1}$
z	Position axiale le long du four	m
Z	Longueur géométrique	m

Symboles grecs

α	Angle d'inclinaison du lit de particules	deg.
β	Angle de repos dynamique du solide	deg.
γ	Angle de pente du lit	deg.
δ	Épaisseur de la couche active	rad.s ⁻¹
ε	Emissivité	-
ε	Vitesse de dissipation de l'énergie cinétique turbulente	m ² .s ⁻³
η	Distance entre la surface du lit et la zone de recirculation à vitesse nulle	m
θ	Angle d'inclinaison du four	deg.
λ	Conductivité thermique	W.m ⁻¹ .K ⁻¹
μ	Viscosité dynamique	m ² .s ⁻²
μ_i	Coefficient de friction des parois	-
ξ	Facteur de correction du taux de mélange d'EDC	-
ρ	Densité	deg.
ς	Fraction massique stœchiométrique	-
σ	Constante de Stéphan-Boltzmann	W.m ⁻² .K ⁻⁴
τ	Temps moyen de résidence	s
ϑ	Viscosité cinématique de la phase gaz	m ² .s ⁻¹
ϕ	Porosité du lit	deg.
Φ	Flux de chaleur	W.m ⁻¹
ω	Angle de chargement du four	kg.m ⁻³

Indices

a	Air ambiant
cgp	Convection gaz/paroi interne
cgs	Convection gaz/solide
g	Gaz
rgp	Rayonnement gaz/paroi interne
rgs	Rayonnement gaz/solide
rps	Rayonnement paroi interne/solide
t	Turbulent
p	Paroi
pi	Paroi interne
pe	Paroi externe
s	Solide

Liste des abréviations

TAG	Tar Asphalt Granulate
CAG	Clean Asphalt Granulate
DEM	Discret Element Modelling
PEPT	Positron Emission Particle Tracking
RANS	Reynolds-averaged Navier–Stokes
ODE	Ordinary Differential Equation
DIB	Déchets Industriels Banals
EDC	Eddy Dissipation Concept
POHC	Principaux Constituants Organiques toxiques
COT	Carbone Organique Total
CIT	Carbone Inorganique Total

Introduction générale

L'incinération d'ordures ménagères consiste à brûler les déchets dans un four adapté. En fonctionnement continu, l'alimentation en déchets suffit à entretenir la combustion. Il est cependant nécessaire que les gaz de combustion soient maintenus à une température d'au moins 850 – 1100°C pendant deux secondes à la sortie du foyer pour réduire les molécules organiques (s'il s'agit de déchet dangereux ayant une teneur en substances organiques halogénées, exprimé en % de chlore, supérieur à 1%, la température est à 1100°C). Les gaz de combustion sont ensuite refroidis, généralement dans une chaudière, puis traités avant l'émission dans l'atmosphère.

Cette technique de traitement des déchets suscite actuellement de nombreuses craintes de la part du public. La mise en conformité réglementaire et les nombreux travaux de recherche ont permis d'apporter des éléments de réponse aux interrogations légitimes de la population sur les risques sanitaires encourus. Cependant, de nombreux doutes subsistent et chaque nouvelle étude relance le débat sur la nature et l'importance de ces risques. Aussi, bien que le questionnement local ne soit pas toujours clairement défini, il ressort souvent une forte demande de mise en place d'études sanitaires, notamment épidémiologiques.

Cette problématique soulevée par l'incinération est un sujet d'autant plus actuel que les autorités sont confrontées à un problème sans cesse croissant que représente l'augmentation des déchets occasionnée par une société dont la consommation est passée à une vitesse supérieure surtout dans les pays développés. Dans le cas des incinérateurs, la synthèse et l'analyse bibliographique sont très utiles à la formulation de la question et à la compréhension du problème dans son ensemble.

Dans la plupart des études, les fours rotatifs destinés à l'incinération de déchets se limitent à une modélisation en amont (entrée four) et aval (sortie de l'installation, cheminée). À ce stade, la bibliographie fait l'apanage de larges études très concluantes qui tournent autour de modèles d'écoulement, de combustion/émissions et de transfert de chaleur.

La première partie du manuscrit comprend le premier chapitre de ce travail aborde en détail l'incinération dans sa définition, présente un état des lieux de la réglementation en incinération de déchet et fournit enfin une description détaillée des différents types de four existant selon le type de déchet utilisé et le type d'application.

Le deuxième chapitre présente une étude bibliographique des sous-modèles dynamiques et constitue une approche synthétique ; sous-modèles qui tout au long de cette étude seront abordés pour une meilleure compréhension de la dynamique de l'écoulement de la charge en four tournant. L'écoulement d'un matériau granulaire en four tournant a fait l'objet de plusieurs études qui sont toutes basées sur le modèle dynamique de Saeman (1951). À l'heure actuelle, il constitue le seul modèle permettant d'étudier la dynamique de l'écoulement d'un matériau granulaire en cylindre tournant. Fort de ce constat, ce travail de synthèse regroupe le troisième chapitre de notre travail qui s'appuie autour du modèle de Saeman définissant le point de départ et de retour dans notre optique de modélisation et de dimensionnement en four tournant. Le quatrième chapitre de ce travail présente les résultats numériques et calculés et permet une validation par comparaison du modèle de Saeman en four industriel et pilote d'incinération de déchets.

La deuxième partie de ce manuscrit, regroupant les cinquième, sixième et septième chapitres présente une description détaillée des processus physico-chimiques, de la modélisation et du post-traitement y afférents partant de l'alimentation du four jusqu'en sortie de la chambre primaire de combustion.

La conception et/ou la modélisation des fours tournants du point de vue de l'ingénierie passent par la considération de quatre facteurs importants : le transfert de chaleur, l'écoulement de matériau dans le four, le transfert de masse gaz-solide et la cinétique réactionnelle. Parmi ces principaux aspects, le transfert de chaleur demeure le plus important car dans la majeure partie des cas pratiques, c'est le transfert de chaleur qui limite les performances du four (plus le transfert est importants meilleures les performances sont).

La modélisation mathématique est une nécessité et permet ainsi de développer un programme complet et avancé pouvant prédire non seulement les flux de chaleur perdus mais également la formation des principaux polluants.

Cependant, dans les fours, le transfert de chaleur peut se faire de deux façons distinctes :

- Chauffage direct dû aux gaz chauds à l'intérieur du four ;
- Chauffage indirect dû à l'apport extérieur par une source de chaleur.

Cette brève incursion constitue donc la deuxième partie de notre modélisation qui étudie les transferts de masse et de chaleur du déchet à l'intérieur du four tournant sous-tendu par un modèle dit pyrolyse-dévolatilisation de la charge.

La modélisation de la combustion d'un déchet en écoulement dans un four tournant constitue un grand challenge de l'ingénierie dû au fait que l'incinération est un art et non une science et aussi à la difficulté d'obtenir des données expérimentales dans les fours. À ce sujet, la littérature retient deux types de problèmes :

- La combustion de la phase gaz en chambre de postcombustion au sein d'un milieu poreux inerte pour lequel les cendres constituent le milieu inerte ;
- La phase solide et la phase gaz réagissent ; phénomène observé en chambre primaire de combustion.

Dans le deuxième cas, plusieurs réactions chimiques sont produites dont la réaction d'oxydation du carbone résiduel accompagnée de changement dans la structure physique du combustible. Ceci est connu sous le nom de milieu poreux réactif. Ce dernier cas correspond au processus de combustion à considérer dans ce travail et constitue donc la dernière étape de modélisation de la combustion en four tournant conduisant à un essai de dimensionnement du four. Cette étude a été menée sur deux fours : un four à l'échelle industrielle de 13 MW_{th} avec un débit nominal de 27 à 30 t/heure et un four pilote d'une capacité de 800 kW_{th} pour un débit nominal de 100 kg/heure de déchets.

Simuler la transformation de solides divisés dans un four tournant requiert de développer des modélisations adaptées aux différents phénomènes mis en jeu : écoulement des solides granulaires et des gaz, transferts thermiques par convection, rayonnement et conduction, réactions chimiques gaz-solide, de particules dispersées ou formant un lit, etc., ainsi qu'à leur couplage. C'est ce type d'approche que nous avons mis en œuvre pour l'étude des procédés suivants. Au vu de la complexité de l'étude, qui va de pair avec les moyens de simulations disponibles, pour venir à bout du problème de modélisation et de dimensionnement dans les fours tournants, nous avons imaginé la démarche suivante : 1/ étudier la dynamique de l'écoulement, ce qui nous permet par la même occasion de définir pour un déchet donné son temps de résidence à travers le rapport de dimensionnement L/D (longueur de four sur diamètre de four) ; 2/ étudier le bilan de matières de la dégradation thermique du déchet (séchage, pyrolyse et dévolatilisation des espèces gaz) et le bilan d'énergie associé ; 3/ étudier la combustion des matières volatiles et du résidu carboné formé (simulation mécanique des fluides) et détermination de la longueur résiduelle de carbone oxydé enfin 4/ proposer une analyse de dimensionnement à travers le rapport (L/D) correspondant au déchet de plus grande longueur de char résiduel. Nous rappelons que ce choix de calcul offre l'avantage de la modélisation des deux phases solide et gaz du déchet.

Partie 1 : Four rotatif et modélisation dynamique de la charge de déchet

Chapitre 1: Bibliographie de l'incinération de déchets en four tournant

1.1 Introduction

D'une façon générale, une installation d'incinération est un système de combustion permettant une réduction des déchets, une récupération d'énergie sous forme de vapeur, d'électricité, un traitement des résidus de traitement (mâchefers), un contrôle et l'élimination des polluants (Résidus d'Épuration des Fumées d'Incinération d'Ordures Ménagères, REFIOM ; des déchets toxiques produits par l'industrie, DIS¹). Les conditions d'exploitation sont étroitement réglementées. Les gaz résultant de l'incinération doivent être portés à une température de 850°C minimale pour les déchets ménagers et les déchets industriels ne dépassant pas 1 % d'halogène exprimé en chlore et de 1100°C pour les déchets ayant un taux d'halogène supérieur (les installations incinérant des PCB² pouvant avoir des valeurs supérieures) pendant au moins deux secondes (Directive Européenne 2000/76/CE du 04/12/2000). Les installations doivent donc être munies de brûleurs auxiliaires au gaz ou au fuel qui servent soit au démarrage du four, soit lorsque la température tombe en dessous de 850°C.

Conçue empiriquement, la chambre primaire de combustion encore appelée four rotatif permet une réduction de la charge de déchet aboutissant à une conversion de cette dernière sous forme de gaz, cendres et mâchefers. La dynamique de l'écoulement de cette charge de déchet couplé aux transferts de masse et de chaleur demeure complexe et primordiale quant à l'optique d'une meilleure conception.

Dès lors, la géométrie du four et la difficulté d'accès rendent difficile les mesures et par conséquent la précision des modèles.

1.2 Fours d'incinération et réglementation

1.2.1 Fours d'incinération

L'image de l'incinération est mauvaise. Plusieurs syndromes se développent, entraînant parfois quelques contradictions. Il y a d'abord le syndrome NIMBY, acronyme de « *not in my backyard* » (pas dans mon arrière cour). Personne ne veut avoir un incinérateur près de chez soi (derrière sa cour), par crainte des émissions toxiques. Ces nuisances étant d'autant plus mal acceptées que les incinérateurs sont de grandes installations, particulièrement visibles (même si le panache blanc est surtout de la vapeur d'eau), qui récupèrent les déchets « des autres » (pour atteindre des seuils de rentabilité acceptables, il faut traiter de grosses quantités, qui viennent d'autres communes, parfois éloignées).

¹ Déchet Industriel Spéciaux

² Polychlorobiphényles

Ce premier syndrome est doublé du syndrome NIMEY « *not in my election year* » (pas dans l'année de ma (ré) élection). Il est, en effet, extrêmement difficile pour un élu local de s'engager dans un projet aussi controversé, en particulier l'année qui précède une échéance électorale.

Les mêmes syndromes s'appliquent aux autres installations ou modes de traitement, notamment les décharges, mais dans le cas des incinérateurs, ces oppositions et ces freins conduisent à quelques paradoxes.

Tout d'abord, la difficulté d'ouvrir de nouvelles installations, modernes et moins polluantes peut contribuer à conserver les anciennes, certes, plus polluantes, mais qui ont le mérite d'exister.

Ensuite, les fermetures d'usines hors normes peuvent aussi conduire - au moins dans un premier temps - à augmenter la mise en décharge.

Dans ces débats, l'important est de mettre les citoyens consommateurs devant leurs responsabilités.

L'incinérateur n'est pas seulement un four de combustion mais une installation complète allant du stockage de déchets jusqu'au traitement des émissions polluantes. Ces installations continuent depuis la loi sur les déchets de 1992 (Loi n°92-646 du 13 juillet 1992) à se restructurer pour s'adapter à la rationalisation de la gestion des déchets.

Selon le type de déchets utilisés, on rencontre plusieurs modules d'incinération. Ces modules peuvent être classés selon le type de déchets solide, liquide et gaz à incinérer.

Le tableau 1-1 suivant donne une répartition de fours d'incinération ainsi que leurs avantages et inconvénients. Dans ce tableau les déchets industriels peuvent être des DIB, des déchets agro-industriels, des déchets de fabrication, emballages vides, sous-produits de production, rebuts, produits obsolètes, résidus de nettoyage solides ou liquides...

Tableau 1-1 : Avantages et inconvénients des fours d'incinération (ENSM³ & Antonini, 2005)

Types de fours	Types de déchets	Avantages	Inconvénients
Grilles fixes et mécaniques	Solides	Hétérogénéité des Déchets ; Humidité élevée Bon mélange ; Extraction automatique des cendres	Fonctionnement Discontinu ; Taille importante des installations
	Industriels		
Tournant et/ou oscillant	Solides	Hétérogénéité des déchets Brassage des déchets Faible taux de carbone	Injection d'air en tête de four ; Présence de distillats en sortie de four ; Faible volume de la chambre primaire ; Faible inertie ; Faible durée de vie des réfractaires
	Liquides		
	Gaz Industriels		
Lit fluidisé dense, rotatif ou circulant	Solides	Hétérogénéité des Déchets ; Forts transferts de matière, d'énergie ; Montées en température de façon rapide et homogène	Granulométrie limitée des solides ; Importance des équipements de dépoussiérage ; Point de ramollissement des cendres
	Liquides		
	Gaz		

³ École Nationale Supérieure des Mines de Saint-Etienne

1.2.2 Cas du four rotatif

Les fours rotatifs sont des fours à revêtement interne réfractaire légèrement incliné par rapport à l'horizontale. Le four rotatif est considéré comme le plus universel car il permet de traiter simultanément une très grande quantité de déchets industriels boueux, pâteux, liquides mais également solides.

La partie « haute » du four est située en tête du dispositif au niveau de l'alimentation en déchets. La légère inclinaison combinée à une rotation du four autour de son axe permet la coulée et le brassage des matières en facilitant le bon épuisement du carbone des cendres.

La partie « basse » du four est située à la sortie de celui-ci, à l'endroit où les fumées arrivent dans la chambre de postcombustion pour être rebrûlées. En effet, l'air n'étant injecté qu'en tête du four, le mélange combustible-comburant est difficile à réaliser et les fumées contiennent toujours des distillats après leur passage dans le four.

Ces fours rotatifs présentent la possibilité de traiter simultanément des déchets liquides, solides, et gazeux. Ils peuvent en outre se combiner avec une grille mécanique. Pourtant, il s'agit là d'une méthode comportant de nombreux inconvénients. Le système ne permet qu'une faible pénétration de l'air dans les déchets. Le faible volume de la chambre principale nécessite des chambres de postcombustion. La rotation du four peu fréquente entraîne des problèmes mécaniques. L'utilisation est confrontée aux problèmes de durée de vie des réfractaires.

Un four tournant est généralement constitué d'une coquille cylindrique en rotation, légèrement inclinée par rapport à la sortie. D'une manière générale, cette coquille peut être constituée de deux revêtements ; un premier en acier et un second en briques réfractaires. La longueur de cette coquille peut selon l'application aller jusqu'à 100 m ou plus pour des diamètres internes de plusieurs mètres (cas des fours de cimenterie ou de l'industrie métallique, Descoins, 2004). A l'intérieur du four, les parois réfractaires peuvent se présenter sous deux formes avec ou sans releveurs.

Les fours peuvent être équipés de diaphragme afin d'augmenter le temps de séjour du matériau ou de releveur et de mélangeurs afin de permettre le mouvement axial du matériau et dans certains cas d'améliorer le mélange des particules grâce à un renouvellement de la surface du lit.

Du point de vue apport de chaleur, on distingue généralement deux cas de figures ; les fours à chauffage direct et ceux à chauffage indirect.

Dans le cas des fours à chauffage indirect, le four est chauffé de l'extérieur. Ces types de four sont souvent utilisés dans des applications pour lesquelles le contact direct entre le matériau et le gaz apportant la source de chaleur est indésirable. Dans ce cas la source de chaleur est extérieure au four. Tout écoulement de gaz au dessus du lit est donc utilisé afin de purger les volatiles ou les gaz issus des réactions chimiques du lit. A cause de leur faible efficacité thermique, les fours à chauffage indirect sont de faibles tailles, principalement de diamètre allant jusqu'à 1,3 m et sont donc utilisés pour des applications de calcination de matériaux très spéciaux.

Au point de vue design intérieur, la plupart des fours sont à chauffage direct et disposent de matériaux réfractaires pour plusieurs raisons, dont les principales sont d'isoler et de protéger l'enveloppe extérieure des gradients de températures élevées et aussi d'économiser de l'énergie.

Dans notre étude, le four utilisé est le four pilote du PROCEDIS⁴ à chauffage direct et alimenté par un brûleur primaire d'une puissance électrique de 1,26 kW (voir Figures 1-1 et 1-2).

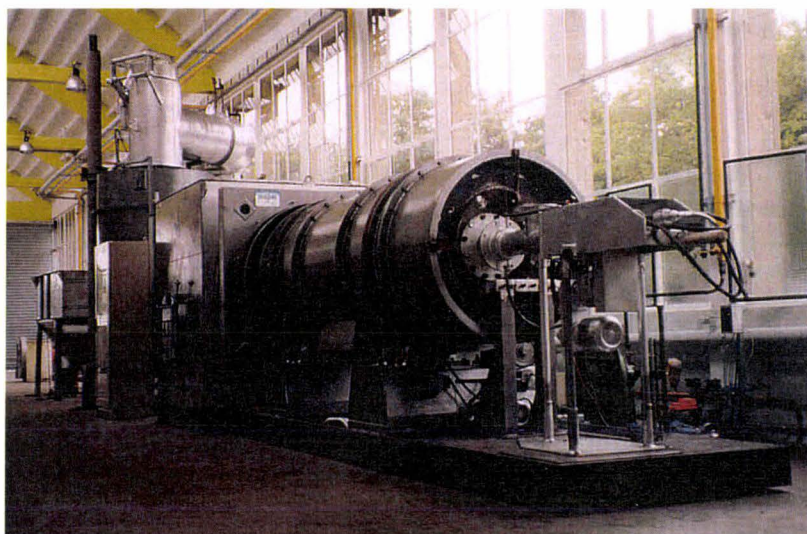


Figure 1-1 : Photo de la chambre primaire de combustion



Figure 1-2 : Photo de la chambre de décendrage, de la postcombustion, de la chaudière et du filtre à manches de la droite à gauche, respectivement

1.2.3 Paramètres de dimensionnement des fours rotatifs

Les fours rotatifs sont des outils efficaces pour l'incinération de déchets et offrent de bonnes possibilités de traitement et de valorisation énergétique des déchets qu'ils soient solides, liquides ou gazeux. Néanmoins, ces appareils conçus de façon empirique, sont généralement surdimensionnés car la modélisation des phénomènes de transferts de masse et de chaleur dans ces fours est insuffisamment développée. Plusieurs procédés comme la calcination et la co-incinération aboutissant à la réduction des déchets ont lieu dans les fours rotatifs.

⁴ Groupement d'intérêt économique, organisme de recherche scientifique et technique

Les fours rotatifs peuvent dans certaines conditions amener la quantité de chaleur nécessaire à la réaction de la phase solide et permettre ainsi un mélange efficace garantissant une uniformité du transfert thermique.

En raison de la forme géométrique des fours rotatifs, la pente facilite le mouvement axial de haut en bas des solides et un écoulement des gaz chauds vers le haut du four. Plusieurs modèles mathématiques ont été développés afin de décrire le mouvement du lit solide par Sullivan *et al.* (1927), Mellmann (2001) Kramers *et al.* (1952) et Ding *et al.* (2002a).

La conception d'un système d'incinération doit être spécialement adaptée aux caractéristiques du déchet à brûler. Même si les principes de conception sont communs, les recherches en design ont prouvé que certains types de configuration et de conception sont plus liés aux types de déchets ou de combustibles à faire valoir dans le foyer. Selon le design et la configuration, il existe donc des limites liées à la typologie, à la quantité, au mélange du déchet ou au type de combustible à brûler cela dans des conditions idéales.

Un four rotatif offre une chambre de combustion relativement simple à concevoir due à la turbulence du système car exposant le déchet à de hautes températures pour l'allumage ; ce qui continuellement entraîne un contact entre les déchets et l'oxygène de l'air mis en jeu. Ce conditionnement permet le démarrage et le maintien de la combustion. La combustion d'un déchet donné passe par plusieurs processus qui dans la plupart des cas fait intervenir un opérateur :

- préparation du déchet ou du combustible à mettre en charge ;
- mise en charge du déchet ou du combustible par commande ;
- séchage du déchet : enlever l'humidité présente sur les surfaces du déchet ;
- évaporer les liquides sous la forme de gaz volatils ;
- volatiliser les solides en gaz ;
- favoriser la formation de gaz volatils permettant d'atteindre la température d'allumage ;
- mettre la quantité d'air nécessaire pour enflammer le système ;
- ajouter de l'air sous stœchiométrique en accord avec les différents processus (pyrolyse, gazéification, dévolatilisation) ;
- ajouter de l'air de combustion additionnel (excès d'air) pour les différents processus de combustion ;
- addition éventuelle d'air secondaire pour maintenir la température de la chambre de postcombustion.

1.3 Réglementation des fours rotatifs (2000/76/CE)

La directive 2000/76/CE autorise les états membres à promouvoir la prévention, la réduction et la valorisation des déchets par le jeu d'un réseau adéquat d'installations fonctionnant selon le principe des meilleures techniques disponibles (MTD).

La diversité des déchets et leur non homogénéité peuvent rendre difficile le choix du dispositif d'incinération.

L'installation doit pouvoir s'adapter à des produits très différents, pouvant contenir des produits nocifs ou non. La recherche des caractéristiques physiques et de la composition chimique du déchet répond à deux objectifs principaux :

- évaluer les risques pour l'environnement en fonction de la nature et de la concentration des substances contenues dans les déchets,
- prévenir les difficultés techniques lors du traitement.

Dès lors, un haut niveau de protection de l'environnement et de la santé humaine nécessite la fixation et le maintien de conditions d'exploitation, d'exigences techniques et de valeurs limites d'émissions strictes dans les installations d'incinération ou de co-incinération de déchets au sein de la Communauté.

1.3.1 Conditions d'exploitation

En ce qui relève de la condition d'exploitation, il est du devoir de l'opérateur d'enfourner une quantité de déchets et/ou mélange de déchets qui seront en adéquation avec le système de contrôle de l'air de combustion. Ce qui permettra un bon maintien des niveaux de températures des chambres primaire et secondaire. Lorsque le déchet a un faible pouvoir calorifique afin d'augmenter l'efficacité de la combustion, on peut introduire une grande quantité de plastique en cas de faible teneur en plastique ; dans ce cas la charge de déchet introduite devra être faible. L'opérateur peut se servir de la température du four résultante de la charge mise en jeu afin d'évaluer le temps, la quantité et le type de déchets qui devront être introduits à la prochaine charge. Plusieurs incinérateurs possèdent ce type de contrôle permettant de retarder la charge suivante lorsque la charge actuelle indique une forte teneur en humidité ; correspondant à une valeur faible du pouvoir calorifique. Cependant, dû au fait que les déchets introduits se présentent sous forme compacte (boîtes ou sacs), la réponse de l'opérateur et des commandes de contrôle ne pourra se faire qu'après que la charge soit allumée et commence à brûler. Le timing et la quantité de la charge suivante pourront être variés afin de compenser les baisses ou diminutions probables de la quantité de chaleur libérée.

L'impact de chaque charge sur la performance du système est spécialement grand lorsque le poids est élevé comparé à la capacité de l'incinérateur ; vue la taille des containers, la trémie de chargement ne peut être réduite en de plus petites unités.

Les installations d'incinération sont exploitées de manière à atteindre un niveau d'incinération tel que la teneur en carbone organique total (COT) des cendres et mâchefers soit inférieure à 3 % du poids sec de ces matériaux ou que leur perte au feu soit inférieure à 5 % de ce poids sec. Des techniques appropriées de prétraitement des déchets sont utilisées, si nécessaire.

Les installations d'incinération sont conçues, équipées, construites et exploitées de manière à ce que, même dans les conditions les plus défavorables que l'on puisse prévoir, les gaz résultant du processus (turbulence) soient portés, après la dernière injection d'air de combustion, d'une façon contrôlée et homogène à une température de 850°C pendant deux secondes (temps), mesurée à proximité de la paroi interne ou en un autre point représentatif de la chambre de combustion autorisé par l'autorité compétente. Cette règle est connue sous le nom de la « règle des 3T ; Turbulence du mélange, Température adiabatique des gaz et Temps de résidence »

S'il s'agit de déchets dangereux ayant une teneur en substances organiques halogénées, exprimée en chlore, supérieure à 1 %, la température doit être amenée à 1 100°C pendant au moins deux secondes.

Chaque ligne de l'installation d'incinération est équipée d'au moins un brûleur d'appoint, lequel doit s'enclencher automatiquement lorsque la température des gaz de combustion tombe en dessous de 850°C ou 1100°C, selon le cas, après la dernière injection d'air de combustion. Ces brûleurs sont aussi utilisés dans les phases de démarrage et d'extinction afin d'assurer en permanence la température de 850°C ou de 1 100°C, selon le cas, pendant les dites phases et aussi longtemps que des déchets non brûlés se trouvent dans la chambre de combustion.

Lors du démarrage et de l'extinction, ou lorsque la température des gaz de combustion tombe en dessous de 850°C ou de 1 100°C, selon le cas, les brûleurs auxiliaires ne peuvent pas être alimentés avec des combustibles pouvant provoquer des émissions plus importantes que celles qu'entraîneraient la combustion du fuel au sens de l'article 1er, paragraphe 1, de la directive 75/716/CEE⁵ du Conseil, de gaz liquide ou de gaz naturel.

1.3.2 Valeurs limites des émissions dans l'air

Dix ans après la loi sur les déchets de 1992, la modernisation de la gestion des déchets se poursuit, avec le développement des unités de traitement avec valorisation de préférence à l'élimination sans valorisation et la mise aux normes ou la fermeture des filières peu respectueuses de l'environnement.

a) Moyennes journalières

Les principales sources d'émissions susceptibles d'être contrôlées sont les incinérateurs, les normes ont porté sur ces derniers, avec une réduction drastique des seuils tolérés. Il a fallu en rapport avec les conditions d'exploitation sur site fixer des normes journalières (voir tableau 1-2). L'autorité compétente peut accorder des dérogations pour le NOx pour les installations d'incinération existantes :

- dont la capacité nominale est inférieure ou égale à 6 tonnes par heure, à condition que le permis prévoit que les moyennes journalières n'excèdent pas 500 mg.m⁻³, et ce jusqu'au 1^{er} janvier 2008 ;
- dont la capacité nominale est supérieure à 6 tonnes par heure, mais inférieure ou égale à 16 tonnes par heure, à condition que le permis prévoit que les moyennes journalières n'excèdent pas 400 mg.m⁻³, et ce jusqu'au 1^{er} janvier 2010 ;
- dont la capacité nominale est supérieure à 16 tonnes par heure, mais inférieure à 25 tonnes et qui ne produit pas de rejets d'eaux usées par heure, à condition que le permis prévoit que les moyennes journalières n'excèdent pas 400 mg.m⁻³, et ce jusqu'au 1^{er} janvier 2008.

Jusqu'au 1^{er} janvier 2008, l'autorité compétente peut accorder des dérogations pour les poussières pour les installations d'incinération existantes, à condition que le permis prévoie que les moyennes journalières n'excèdent pas 20 mg.m⁻³.

⁵ Prévoit l'obligation pour les États membres de prendre toutes les mesures utiles pour que les fuels ne puissent être mis sur le marché à l'intérieur de la Communauté que si leur teneur en soufre est inférieure à certaines limites (0,3 % en poids).

Tableau 1-2 : Normes journalières sur les rejets d'incinérateurs (2000/76/CE)

Poussières totales	10 mg.m ⁻³
Substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur, exprimées en carbone organique total	10 mg.m ⁻³
Chlorure d'hydrogène (HCl)	10 mg.m ⁻³
Fluorure d'hydrogène (HF)	1 mg.m ⁻³
Dioxyde de soufre (SO ₂)	50 mg.m ⁻³
Monoxyde d'azote (NO) et dioxyde d'azote (NO ₂) exprimés en dioxyde d'azote pour les installations d'incinération existantes dont la capacité nominale est supérieure à six tonnes par heure ou pour les nouvelles installations d'incinération	200 mg.m ⁻³
Monoxyde d'azote (NO) et dioxyde d'azote (NO ₂), exprimés en dioxyde d'azote pour les installations d'incinération existantes dont la capacité nominale est inférieure ou égale à six tonnes par heure	400 mg.m ^{-3 6}

b) Moyennes sur une demi-heure

Conscient des conditions opératoires, il arrive assez souvent que l'opérateur travaille sur un petit intervalle de temps d'où la nécessité d'une adaptation des normes précédentes sur une demi-heure (voir tableau 1-3).

Tableau 1-3 : Normes européennes sur une demi-heure (2000/76/CE)

	(100%) A	(97%) B
Poussières totales	30 mg.m ⁻³	10 mg.m ⁻³
Substances organiques à l'état de gaz ou de vapeur, exprimées en carbone organique total	20 mg.m ⁻³	10 mg.m ⁻³
Chlorure d'hydrogène (HCl)	60 mg.m ⁻³	10 mg.m ⁻³
Fluorure d'hydrogène (HF)	4 mg.m ⁻³	2 mg.m ⁻³
Dioxyde de soufre (SO ₂)	200 mg.m ⁻³	50 mg.m ⁻³
Monoxyde d'azote (NO) et dioxyde d'azote (NO ₂), exprimés en dioxyde d'azote pour les installations d'incinération existantes dont la capacité nominale est supérieure à six tonnes par heure ou pour les nouvelles installations d'incinération	400 mg.m ^{-3 6}	200 mg.m ^{-3 6}

Jusqu'au 1^{er} janvier 2010, l'autorité compétente peut accorder des dérogations pour le NOx pour les installations d'incinération existantes dont la capacité nominale se situe entre 6 et 16 tonnes par heure, à condition que la moyenne par demi-heure ne dépasse pas 600 mg.m⁻³ pour la colonne A ou 400 mg.m⁻³ pour la colonne B. La réglementation exige un respect des normes à 100 % sur la colonne A et admet une dérogation allant jusqu'à 97 % sur cette dernière (colonne B).

⁶ Jusqu'au 1^{er} janvier 2007 et sans préjudice de la législation communautaire pertinente, cette valeur limite d'émission pour le NOx ne s'applique pas aux installations n'incinérant que des déchets dangereux.

c) Moyennes sur une période d'échantillonnage de trente minutes au minimum et de huit heures au maximum

L'incinération des déchets dangereux ayant une teneur en substances organiques halogénées, exprimée en chlore, supérieure à 1 % doit satisfaire à certaines conditions d'exploitation pour que les substances organiques polluantes telles que les dioxines soient détruites autant que possible. Le tableau 1-4 résume les normes de rejets métalliques. En 2005, le même programme relatif à la directive 2000/76/CE (voir tableau 1-4) visait à réduire de 90 % les émissions de dioxines provenant des sources identifiées (niveau 1985) et à réduire de 70 % au moins les émissions de cadmium (Cd), de mercure (Hg) et de plomb (Pb), en provenance de toutes les sources en 1995.

Tableau 1-4 : Normes sur les rejets métalliques (2000/76/CE).

Cadmium et ses composés, exprimés en cadmium (Cd)	total de 0,05	total de 0,1 mg.m ⁻³ ⁷
Thallium et ses composés, exprimés en thallium (Tl)	mg.m ⁻³	
Mercure et ses composés, exprimés en mercure (Hg)	0,05 mg.m ⁻³	0,1 mg.m ⁻³ ⁷
Antimoine et ses composés, exprimés en antimoine (Sb)		
Arsenic et ses composés, exprimés en arsenic (As)		
Plomb et ses composés, exprimés en plomb (Pb)	total de 0,5	total de 1 mg.m ⁻³ ⁷
Chrome et ses composés, exprimés en chrome (Cr)	mg.m ⁻³	
Cobalt et ses composés, exprimés en cobalt (Co)		
Cuivre et ses composés, exprimés en cuivre (Cu)		
Manganèse et ses composés, exprimés en manganèse (Mn)		
Nickel et ses composés, exprimés en nickel (Ni)		
Vanadium et ses composés, exprimés en vanadium (V)		

Ces moyennes s'appliquent également aux émissions correspondantes de métaux lourds et de leurs composés à l'état de gaz ou de vapeur.

d) Dioxines et furannes

En ce qui concerne les dioxines et furannes, les valeurs moyennes doivent être mesurées sur une période d'échantillonnage de six heures au minimum et de huit heures au maximum. La valeur limite d'émission renvoie à la concentration totale en dioxines et en furannes calculée au moyen du concept d'équivalence toxique conformément à la procédure suivante.

Pour la détermination de la concentration totale (équivalent toxique, TE) des dioxines et des furannes, il convient, avant de les additionner, de multiplier les concentrations massiques des dibenzoparadioxines et dibenzofurannes correspondants par leurs facteurs d'équivalence. Par exemple pour la 2,3,7,8 Tétrachlorodibenzodioxine (TCDD) le facteur d'équivalence est de 1. Sous ces conditions, on fixe alors pour les dioxines et furannes une limite de 0,1 ng.m⁻³.

Les résultats inférieurs à 0,1 ng.m⁻³ sont arrondis à 0,1 ng.m⁻³. Le flux est calculé, à partir de la concentration mesurée, sur la base d'un débit de fumées de 5800 m³ par tonne d'ordures ménagères incinérée et d'un fonctionnement de 7500 heures par an (2000/76/CE).

⁷ Jusqu'au 1er janvier 2007, valeurs moyennes pour les installations existantes dont le permis d'exploitation a été délivré avant le 31 décembre 1996 et qui incinèrent uniquement des déchets dangereux.

Toutefois, lorsque le four n'a pas fonctionné pendant toute l'année (par exemple fermeture ou mise hors service), le flux est calculé pour le nombre de mois de fonctionnement du four.

Cependant, il peut arriver que l'exploitant de l'installation utilise une méthode d'évaluation autre que celle figurant dans la déclaration du registre des émissions polluantes, ce qui peut dans certains cas expliquer les écarts constatés entre les valeurs de l'exploitant et celles figurant dans le registre de normes.

e) Emissions de CO

Les valeurs limites d'émissions suivantes ne doivent pas être dépassées pour les concentrations de monoxyde de carbone (CO) dans les gaz de combustion (en dehors des phases de démarrage et mise à l'arrêt).

- 50 mg.m⁻³ de gaz de combustion comme moyenne journalière ;
- 150 mg.m⁻³ de gaz de combustion pour au moins 95 % de toutes les mesures correspondant à des moyennes sur dix minutes, ou 100 mg.m⁻³ de gaz de combustion pour toutes les mesures correspondant à des moyennes sur trente minutes prises au cours d'une même journée de 24 heures.

L'autorité compétente peut accorder des dérogations pour les installations d'incinération utilisant la technologie à lit fluidisé, pour autant que la dérogation prévoi une valeur limite d'émission de 100 mg.m⁻³ (moyenne horaire) pour le monoxyde de carbone (CO).

1.4 Conclusion du chapitre 1

Depuis la fin des années 1990, le suivi des installations a été amélioré et les informations disponibles ont été mises à disposition du public. Dès lors que les émissions étaient importantes (supérieures aux normes actuelles), des mesures de polluants dans l'environnement sont demandées.

Nous avons pu voir à travers ce chapitre les conditions opératoires qui régissent la combustion (complète) en four rotatif, plus précisément celles décrites par la notion dite « règle des 3T ». De là alors part la grande incertitude sur le lit de solides ; ce qui nous pousse de ce fait à imaginer un programme permettant d'atteindre le temps de résidence du solide en terme de hauteur du lit, de vitesses des particules, de champs de températures et de concentrations d'espèces majoritaires.

Même si la combustion semble être un procédé simple qui est bien connu, en réalité elle ne l'est pas. Dans la plupart des dispositifs de combustion, la vitesse de la réaction est très rapide. Ainsi le maintien sur un four tournant d'une bonne efficacité de la combustion reste un art plutôt qu'une science. Dès lors, la mise en place de modèles numériques adaptés pourrait permettre une meilleure optimisation des fours tournant mais aussi contribuer à une meilleure réduction des émissions polluantes et de faciliter le travail de l'opérateur (face aux normes).

Dans le chapitre qui suit nous exhumons en détails toutes les notions utiles et principales nécessaires à l'étude de la dynamique de l'écoulement d'une charge en mouvement dans un cylindre en rotation.

Chapitre 2 : Dynamique de l'écoulement de la charge

2.1 Introduction

A partir d'observations et d'expérimentations faites en l'absence et en présence de mouvements, nous allons essayer de caractériser la physique au sein d'un flux principalement constitué de particules granulaires en mouvement dans un cylindre tournant.

L'objectif de cette partie est d'identifier les modes d'écoulement et les phénomènes de transfert associés intervenant dans ces installations. Les modes d'écoulement déterminent la forme du lit qui va influencer sur les mouvements transverse et axial des particules solides. Une modélisation en sera proposée qui permettra une certaine compréhension globale du fonctionnement de ces installations.

Ce chapitre compile l'état de l'art à partir d'études détaillées de la structure de la charge en mouvement dans un cylindre tournant.

2.2 Description du transport solide dans les fours rotatifs

Plusieurs modes d'écoulement existent dans les fours rotatifs. La plupart de ces modes ont été caractérisés par Henein *et al.* (1983) et Mellmann, (2001). Ces mouvements transversaux du solide ont été définis à travers le nombre de Froude ($\omega^2 R/g$), au sein duquel R est le rayon du four, g est l'accélération de la pesanteur et ω est la vitesse angulaire du tambour tournant. Par augmentation de la vitesse de rotation du four, plusieurs comportements du lit peuvent être observés (Figure 2-1) (Mellmann, 2001).

Afin d'aborder notre sujet, nous nous intéresserons à la période de chutes par augmentation de la vitesse de rotation du four et le moment où le mode de roulement a lieu. Le mode de roulement est caractérisé par une mince sous couche à travers laquelle les particules tombent sans interruption et forment une surface libre plate. C'est pourquoi les fours rotatifs sont en général actionnés en régimes d'éboulement ou de roulement ($10^{-4} < Fr < 10^{-2}$) afin d'assurer un bon mélange transversal.

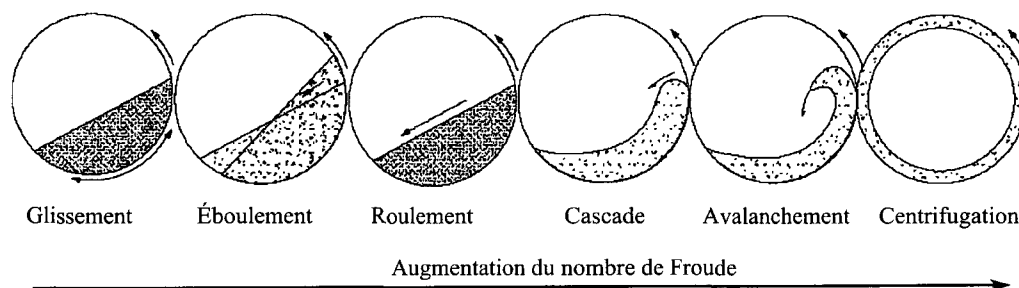


Figure 2-1 : Comportement du lit par variation du nombre de Froude (Mellmann, 2001)

2.2.1 Paramètres physiques, géométriques et rhéologiques en four tournant

Afin de bien comprendre les processus ayant lieu au sein des fours, l'analyse du mouvement du lit est donc nécessaire. C'est pour cette raison qu'une étude de l'écoulement vise à élucider la relation liant les paramètres opératoires, la géométrie du four et les propriétés du matériau granulaire.

Cette démarche vise donc à répertorier tous les paramètres physiques nécessaires à l'élaboration du modèle analytique et dynamique du four tournant à travers trois principales considérations (Spurling *et al.* 2001) :

- (i) le mouvement du lit de particules dans le tambour, caractérisé par le profil de charge, le temps de résidence moyen et la distribution du temps de résidence RTD (Residence Time Distribution),
- (ii) le mélange radial et la ségrégation du solide dus à la taille des particules, à leur forme et à leur différence de densité,
- (iii) et les régimes de mouvement transverse du solide.

Le milieu est donc hétérogène. Le comportement du lit des solides illustré par la figure 2-2 peut être modélisé comme un phénomène transverse mono-dimensionnel. Pour la simple raison que les gradients, par exemple de températures et de concentrations des espèces chimiques dans la direction du mouvement du lit peuvent être négligés. Donc la chambre de combustion mono-dimensionnelle résultante est comme un lit fixe au sein duquel la vitesse axiale des particules solides est donnée par le débit volumétrique (Descoins, 2004).

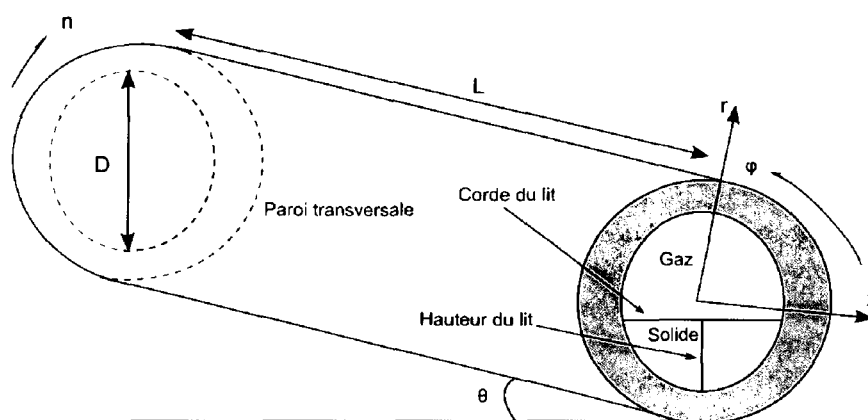


Figure 2-2 : Schéma de principe de la charge en four tournant

Nous allons donc essayer d'apporter une analyse phénoménologique de l'écoulement d'une charge de matériau granulaire en four tournant. Cette analyse passe donc par la compréhension des principaux paramètres géométriques, opératoires et rhéologiques du four et de son contenu.

a) Angles d'inclinaison

L'angle d'inclinaison du lit, relatif à l'axe du cylindre est mesuré par la différence entre la hauteur de chargement du four à l'entrée et la hauteur de la charge en sortie. Il est donc donné par la somme de l'angle α formé par l'axe du four et la surface du lit et l'angle θ définissant l'angle d'inclinaison du four avec l'horizontal. La figure 2-3 suivante montre la définition géométrique de cet angle d'inclinaison.

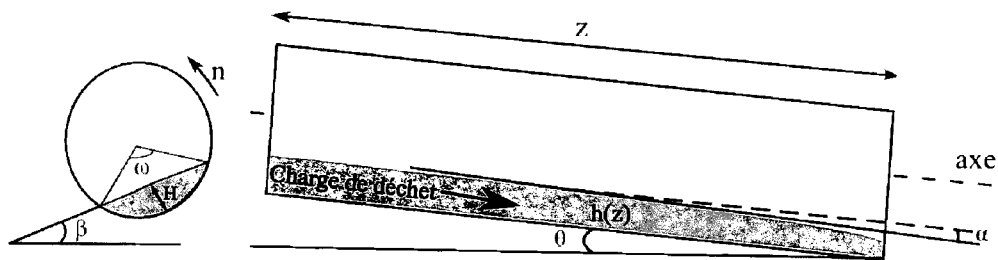


Figure 2-3 : Description géométrique d'une coupe transversale de four rotatif

b) Angle de remplissage ou de charge (ω)

D'une façon générale, l'angle de remplissage définit l'angle entre la verticale (ligne de corde) d'en dessous du centre du cylindre et la ligne joignant le centre et les points de contact solide-paroi.

Le degré de charge (f) aussi bien que la proportion de solide sur la section transversale d'un cylindre encore appelé taux de remplissage (voir figure 2-3) ou de chargement est donnée comme suit :

$$f = \frac{S_s}{S_{cycle}} = \frac{\frac{1}{2}R^2(2\omega - \sin(2\omega))}{\pi R^2} \quad (2-1)$$

qu'on peut réécrire sous la forme suivante : $f = \frac{1}{\pi}(\omega - \sin(\omega)\cos(\omega))$

En général, le degré de charge est plus utilisé que l'angle de charge ω . Cependant pour les calculs, il est plus commode d'utiliser l'angle de charge. Sa mesure est faite à l'aide d'une balance placée en sortie de four de manière à mesurer l'évolution du débit de solide au cours du temps. Pour ce qui concerne le protocole expérimental de détermination du taux de remplissage, nous l'illustrerons au Chapitre 4.

c) Angle dynamique de repos du lit (β)

L'angle de repos dynamique est une grandeur physique permettant de caractériser l'écoulement du produit. S'il existe un obstacle au sein du four tel un diaphragme, ce dernier doit être mesuré suffisamment loin de cet obstacle afin d'éviter les effets de bords.

La mesure de cet angle peut se faire de trois façons distinctes soit à l'aide d'un inclinomètre électronique (afin de faciliter l'acquisition des données), soit à partir d'acquisition d'images au moyen d'un programme d'analyse d'images ou soit à l'aide d'un suivi de la trajectoire de la particule à l'aide la technique dite PEPT⁸. L'angle dynamique de repos peut être mesuré à partir de des expériences dans des conditions identiques.

La méthode expérimentale faite à partir d'une analyse d'images consiste à prendre des images de l'enrobage de particules au niveau de la paroi latérale et transparente lors de la rotation du tambour chargé ; la mesure de l'angle dynamique est faite pour toutes les conditions opératoires. L'angle dynamique de repos obtenu par la simulation correspond à l'angle de la surface plate moyenne du lit. L'angle dynamique de repos est donc l'angle formé par la surface de la couche en cascade avec l'horizontale lors de la rotation du tambour. En ce qui concerne la méthode des trajectoires de particules, PEPT, elle est dite intrusive et permet de suivre le mouvement de la trajectoire d'une particule traceur (rayons γ) (Spurling, 2000 et Ingram *et al.* 2005).

⁸ Positron Emission Particle Tracking

Martins *et al.* 2001, en se basant sur les propriétés rhéologiques du coke, supposent que l'angle dynamique de repos varie inversement avec le taux de production d'hydrogène sur le lit (R_{H_2}). Perron *et al.* (1992a) repris par Martins *et al.* 2001 donnent l'expression de l'angle dynamique de repos suivante :

$$\beta = \frac{1}{\frac{1}{\beta_0} + c_0 R_{H_2}} \quad (2-2)$$

où R_{H_2} est le taux de production d'hydrogène sur le lit par unité de longueur axiale ($\text{kg.m}^{-1}\text{s}^{-1}$), c_0 est une constante caractéristique et β_0 l'angle initial de repos. Ce taux dépend de la température. On peut en conclure que l'angle dynamique de repos est une fonction de l'écoulement axial d'une part et aussi d'autre part, il est fonction de la température de la phase solide. Par conséquent, pour un solide réactif, il existe un couplage entre les réactions chimiques et l'écoulement axial des particules et le niveau de température dans la phase solide. Ce couplage est en partie dû aux variations d'angle de repos dynamique avec les réactions chimiques. Dans ce cas, ce couplage est modélisé par une hypothèse de variation linéaire de l'angle (β) avec les fractions massiques de chaque espèce (l'épaisseur du lit est une fonction de l'angle dynamique de repos qui lui est une fonction de la température du lit).

$$\beta = \frac{\rho_{\text{déchet}}}{\rho_s} \beta_{\text{déchet}} + \frac{\rho_{\text{char}}}{\rho_s} \beta_{\text{char}} \quad (2-3)$$

avec $\rho_s = \rho_{\text{déchet}} + \rho_{\text{char}}$ (masse volumique du solide). Dans la suite de ce travail, le déchet en question renvoie aux pneus et bois broyés.

Les schémas des figures 2-4 et 2-5 illustrent la mesure expérimentale de l'angle dynamique de repos ; la méthode de mesure consiste à mesurer les angles minimal et maximal (inférieur et supérieur) de l'angle dynamique de repos :

- i) le lit solide est ajusté à l'horizontal ;
- ii) le cylindre est lentement mis en rotation ; le lit solide est soulevé par la rotation des parois du cylindre jusqu'à la valeur supérieure de l'angle de repos (β_1) au sein duquel les particules sur la surface du lit commencent des avalanches ;
- iii) lorsque les avalanches s'arrêtent, le lit s'arrête à l'angle inférieur de repos (β_2).

La mesure de ces différents angles peut être effectuée par les trois techniques précédentes.

Liu *et al.* 2006 utilisent des particules de plastique de forme différente et uniquement pour cette diversité (en forme et en matériau) on obtient des valeurs de l'angle dynamique de repos très différentes. Ainsi d'un matériau à l'autre et d'une forme à l'autre on obtient pour le sable une valeur de 33° (taille 0,72 mm) et pour des plastiques en disque (3,3 mm), en cube (1,5 mm) et en pellets (1,44 mm), on a respectivement des valeurs de 35° , 39° et 35° . D'une façon générale, l'angle dynamique de repos augmente avec la vitesse de rotation et diminue avec la taille des particules.



Figure 2-4 : Photo de mesure de l'angle dynamique de repos (EMD)

Les angles β_1 et β_2 décrits par la figure 2-5 suivante sont respectivement le plus petit et le plus grand angle dynamique de repos du lit en mode d'éboulement.

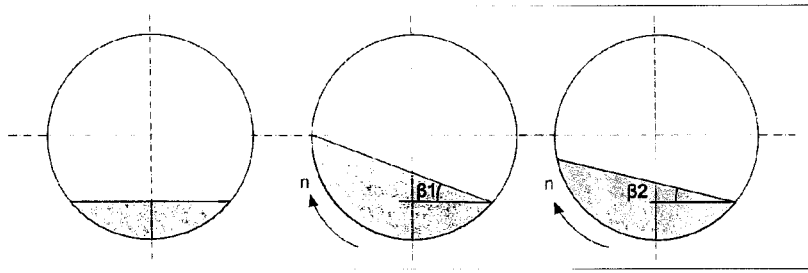


Figure 2-5 : Méthode de mesure de l'angle dynamique de repos ($\beta = (\beta_1 + \beta_2)/2$; Lui *et al.* 2005 & Mellmann, 2001)

d) Angle de descente (γ) de la charge

La procédure permettant de déterminer l'angle moyen de descente de la charge (γ) dans la zone active (Ingram *et al.* 2005) se fait comme suit : le cylindre est continuellement chargé jusqu'à ce qu'il atteigne un état stationnaire. Ensuite une particule traceuse est ajoutée dans la gouttière d'alimentation et suivie à l'intérieur du four jusqu'à ce qu'elle soit déchargée et est ainsi remise à la gouttière d'alimentation. Ceci est donc répété jusqu'à environ une quinzaine d'essais. Un passage typique à travers le tambour peut comporter environ 100 cycles actifs/passifs. La figure 2-6 donne une vue schématique de la trajectoire d'une particule en mouvement dans un cylindre tournant. Ainsi les mesures suivantes sont faites : longueur du four, L ; hauteur de la charge à l'entrée, h_1 ; hauteur de la charge en sortie, h_2 ; angle de repos dynamique β ; angle d'inclinaison du four (θ) et angle d'inclinaison de la charge (α) ($\alpha = \arctan((h_1 - h_2)/L)$). De ces mesures on détermine l'angle moyen de descente de la charge (γ) dans la zone active ou angle de la trajectoire suivant l'axe transversal (Saeman, 1951) par :

$$\tan(\gamma) = \left(\frac{\theta}{\sin(\beta)} + \frac{\cos(\beta)}{\sin(\beta)} \alpha \right) \quad (2-4)$$

Cette relation étant bien entendu basée sur des considérations axiales qui permettent de calculer la distance de progression axiale (δz) lorsque la particule traverse le lit :

$$\delta z = L_f \left(\frac{\theta}{\sin(\beta)} + \frac{\cos(\beta)}{\sin(\beta)} \alpha \right) \quad (2-5)$$

avec L_f distance traversée le long du lit durant le cycle actif (dans la couche active).

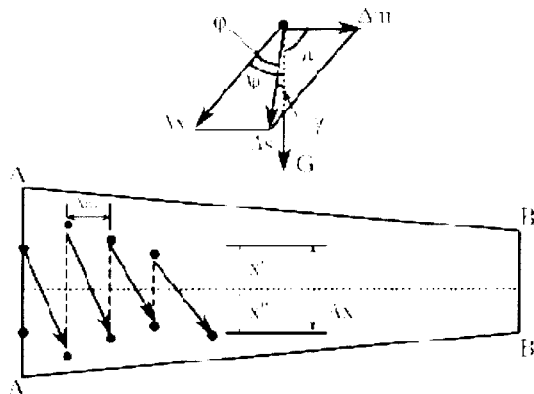


Figure 2-6 : Vue schématique de la trajectoire de particule (PTM⁹) par gravité et plate-forme de la surface du lit (Li *et al.* 2002b)

⁹ Particle Trajectory Model

2.3 Mélange et transport de la charge

Dans cette partie, le mélange dans la direction axiale, ainsi que celui dans la direction perpendiculaire à l'axe de rotation (transversale) sont examinés. La procédure consiste en une étude en trois grandes phases comprenant le mouvement du lit, le mélange dans la direction axiale et le mélange dans la direction transversale.

La littérature retient plusieurs méthodes pour étudier le mouvement d'un lit de particule dans un cylindre tournant. Les modèles peuvent être classés en plusieurs groupes en fonction de la méthode utilisée pour représenter les comportements de l'écoulement dans la région active. Ces méthodes sont regroupées en quatre grands modèles que sont :

Méthode négligeant la région active dite « **Negligible active region** », dans ce modèle aussi bien la région active que le temps mis par les particules au sein de cette région sont jugées négligeables. Cette hypothèse est jugée raisonnable dans certains cas de figure. C'est en faisant l'hypothèse d'une couche active négligeable que Saeman (1951), Kramers et Croockewit (1952) dérivent des équations qui prédisent de façon satisfaisante le temps de résidence moyen de matériaux granulaires dans un four rotatif en mode de roulement.

Méthode d'analogie à un écoulement fluide dite « **Fluid flow analogies** », à travers laquelle on suppose que la taille de la particule est petite par rapport à l'épaisseur du lit. Dans ce cas, il est alors raisonnable de traiter un matériau granuleux en écoulement comme un fluide.

Méthode de la théorie cinétique des gaz encore appelée « **Dense-gas Kinetic Theory** », méthode basée sur les similitudes entre le mouvement de particules d'un écoulement granulaire à celle de la théorie moléculaire des gaz en mouvement (Chapman and Cowling, 1970). Le bilan de la quantité de mouvement et d'énergie cinétique est supposé être principalement dû aux collisions particules-particules. Pour les matériaux granulaires, l'effet du fluide interstitiel est négligeable.

La méthode dite « **Discrete Element Modelling** » où les particules sont prises individuellement et non comme un continuum. Le montant de la force résultante appliquée à une particule est la somme des forces de contact et de gravitation. Le mouvement de la particule aie régi par la deuxième loi de Newton ; ce qui conduit à un ensemble d'équations différentielles du second ordre pour chaque particule.

La majorité des travaux concernant l'écoulement de la charge en four tournant s'est focalisée sur la capacité à prédire le temps de séjour des particules dans les cylindres en rotation, ce qui

revient en fait à évaluer la composante axiale de la vitesse notée (\vec{V}_s^{ax}) en fonction des paramètres de fonctionnement du four et des propriétés physiques du produit. D'une manière générale, en régime d'avalanche lorsque les particules émergent dans la couche active, elles pénètrent dans la couche active, puis, sous l'effet de la gravité, elles « roulent » sur le talus jusqu'à être de nouveau réincorporées dans la couche passive. La vitesse d'écoulement dans cette zone peut se diviser en deux composantes principales ; une composante transversale et une composante axiale (voir figure 2-7).

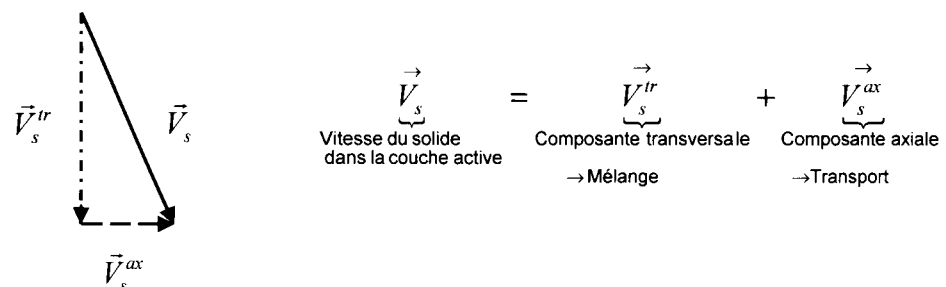


Figure 2-7 : Composantes du champ de vitesse

Dans le mode de roulement, le mélange des particules n'a lieu que dans la région active. Si on suppose que la région active est bien mélangée ; le temps dit de « *bed turnover time* » du lit introduit par Ding *et al.* 2002b est défini comme étant le temps nécessaire pour avoir un mélange complet du lit.

$$(t_{br})_r = \frac{M_L}{m_e} = \frac{2 \left[R^2 \arcsin\left(\frac{L_x}{R}\right) - L_x(R-h) \right]}{n(L_x^2 - 2(R-h)\delta_m - \delta_m^2)} \quad (2-6)$$

où les indices *br* et *r* signifient respectivement « *bed revolution* » et « *rolling* ». $\delta_m [= (\delta)_{x=L}]$ désigne l'épaisseur maximale de la couche active ; elle peut être évaluée à partir de la relation 2-10 pour $\Lambda [= (\eta/\delta)_{x=x_m=L}]$ (voir Figure 2-8). Le paramètre Λ est dépendant de la rhéologie du matériau granulaire. Selon Boateng, 1998 et Ding *et al.* 2001a, il varie entre 0,75 et 0,9 à $x/(2L)=0,1$ à 0,9 pour un lit de particules en perles de verre.

Dans cette formulation, m_e est la masse de solide qui entre dans la couche active par unité de longueur du cylindre et par unité de temps tandis que M_L désigne la masse totale de solide par unité de longueur. La masse m_e peut être comprise en considérant que les particules se déplacent en mouvement de rotation uniforme dans toute la couche passive et notamment au niveau de l'interface couche active/passive.

Par comparaison, ces derniers montrent que le temps de mélange est plus long que le temps de révolution « *bed turnover time* ». Ils définissent donc l'efficacité du mélange par :

$$E = 100(t_{br})_r / t_m \quad (2-7)$$

avec t_m est le temps de mélange. Cette efficacité est la fraction d'un mélange entier qui a lieu lors d'une révolution du lit de particules.

On définit aussi le temps de contact le plus long en mode de roulement $(t_{pl})_r$.

Ce temps de contact entre une particule et les parois du four correspond aux conditions de températures faible et médiane (<400-600°C) pour lesquelles le transfert des particules est le mécanisme dominant (Ding *et al.* 2001a). Dans ces conditions, il est donc important de connaître ce temps de contact entre la particule et les parois (surface chaude) couverte du four :

$$(t_{pl})_r = 2\arcsin(L_c/R)/n \quad (2-8)$$

avec L_c , la longueur de la mi-corde et n la vitesse angulaire en rad.s^{-1} . L'indice *pl* est désigné par « *Longest contact time particle* ».

La vitesse du lit de solide dans un four tournant est proportionnelle au diamètre intérieur, à la vitesse de rotation et à l'inclinaison du four et est inversement proportionnelle à l'angle de repos dynamique du solide. En outre, la vitesse du lit de solide (V_s) est inversement proportionnelle à la hauteur du lit ou à la charge du four :

$$V_s = K \frac{D_r n f(\theta)}{f(\beta)} \quad (2-9)$$

où K est la constante de proportionnalité, n est la vitesse de rotation du four, θ est l'angle d'inclinaison du four et β est l'angle dynamique de repos du four.

Il a été démontré que l'amplitude de la composante transversale est bien plus grande que celle de la composante axiale, de l'ordre d'un facteur 50 selon Hanrot (1992). Ceci permet d'affirmer que le mélange transversal est bien plus rapide que le mélange axial, et, finalement, il est possible de considérer que la composante axiale est seule responsable du transport du matériau selon l'axe du four, tandis que la composante transversale conditionne fortement l'efficacité du mélange qui a lieu dans le four.

Il est donc facile, à travers ces considérations de comprendre l'appellation couche active, en effet, c'est en son sein que s'opère l'essentiel des phénomènes de mélange.

2.3.1 Définition des interfaces des couches active et passive

Ding *et al.* (2001a) reprenant la théorie développée par Boateng *et al.* (1996a) établissent l'expression analytique de l'épaisseur de la couche active ; cela à travers l'utilisation de la théorie de continuum basée sur une supposition d'un profil de vitesse parabolique au sein de l'épaisseur δ de la couche active, ils résolvent les équations bilan de masse et du moment et obtiennent la relation donnant l'épaisseur de la couche active ci-dessous. Cette équation est une fonction de la position de la surface du lit (x), de la hauteur locale de solide H (épaisseur couche active et passive), du rayon interne du cylindre et du paramètre Λ :

$$\delta = \frac{1}{3\Lambda^2 + 1} \left[\sqrt{\left(6(1 - \Lambda^2)(3\Lambda^2 + 1)(L_x x - \frac{x^2}{2}) + 4(R - h)^2 \right)} - 2(R - h) \right] \quad (2-10)$$

avec h donnée par $h=R-H$, h étant la plus petite distance entre le centre du cylindre et la surface du lit et H la hauteur du lit.

En annexe 1, nous détaillons la méthode de détermination de l'épaisseur de la couche active δ . D'après les remarques faites au précédent paragraphe, la composante de la vitesse dans la couche active suivant la hauteur (y) est donc négligée devant la composante suivant (x).

$$u_x = n \frac{(R - h + \delta)}{1 - \Lambda} \left[\Lambda^2 - \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \right] \quad (2-11)$$

Le paramètre Λ ($=a=\eta/\delta < 1$) est caractéristique du comportement rhéologique du produit ; il représente en fait la distance entre la limite couche passive/couche active et la ligne où la composante suivante x de la vitesse s'annule (voir Figure 2-8). Avec η la position de la ligne de vitesse nulle.

Avec L_x la longueur de la demi-corde ; Λ est le rapport de la profondeur de la ligne de vitesse nulle à la profondeur de la couche active. Pour un tambour de géométrie et de degré de chargement connus, la valeur de Λ traduit l'épaisseur de la couche active et peut être compris comme un paramètre décrivant la rhéologie du matériau (Ding *et al.* 2001a). Ingram *et al.* (2005) montrent que Λ est constant pour 90 % de la largeur de la couche active, mais elle diminue rapidement vers la paroi du tambour.

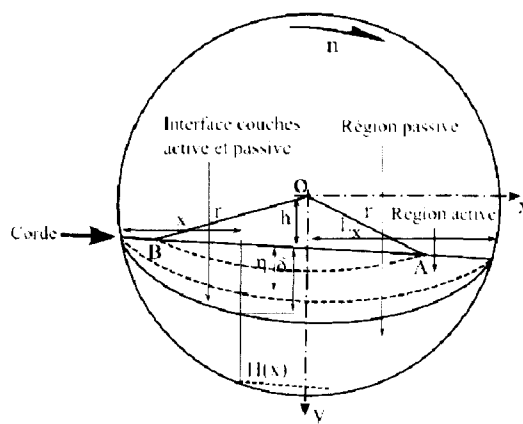


Figure 2-8 : Paramètres de calcul de l'interface de la couche active

La théorie ne permet toutefois pas d'estimer ce paramètre, il est néanmoins possible d'y remonter si on dispose d'une mesure de la vitesse du solide en surface du lit. L'expérimentation est donc basée sur la méthode PEPT (Positron Emission Particle Tracking).

On rappelle que la technique PEPT permet de suivre la trajectoire d'une particule et d'en déduire son champ de vitesse (u), l'épaisseur de la couche (δ) et l'angle dynamique de repos (β) du déchet.

En effet, l'interface entre la région active et celle statique (passive) peut être aussi déterminée à partir de l'équation proposée par Khakhar *et al.* (1997), repris par Sherrit (2001). La procédure est basée sur l'hypothèse d'une densité constante dans les couches active et passive et une surface de lit plate pour la région active. Sous ces conditions, un point de l'interface qui se trouve à une distance r_i du centre du cylindre est à l'angle θ_i formé par l'axe perpendiculaire à la surface du lit comme illustré sur la figure (2-9) ci-dessous.

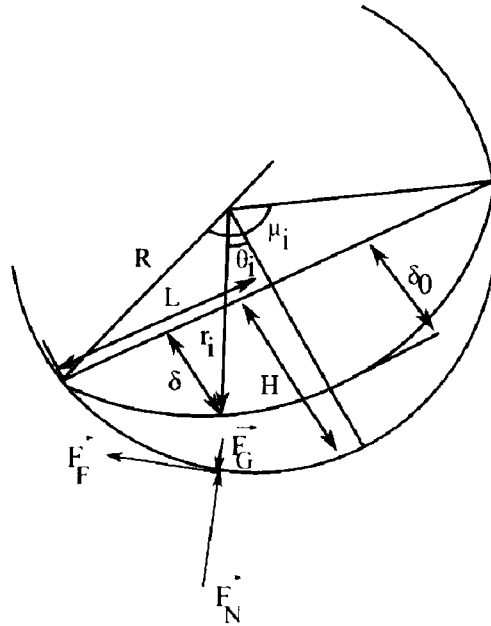


Figure 2-9 : Discretisation des couches active et passive

Sous cette hypothèse, on écrit la relation donnant l'épaisseur de la couche active (interface active/passive région) :

$$\delta = \frac{1}{2} \left(\frac{L_x^2}{\delta_0} - 2(R - H) \right) - \frac{1}{2} \sqrt{\left[\left(\frac{L_x^2}{\delta_0} - 2(R - H)^2 - 4(L_x^2 + (R + H)^2 - r_i^2) \right) \right]} \quad (2-12)$$

L'angle θ_i est calculé pour chaque couche de la région statique à partir de la relation suivante :

$$\theta_i = \cos^{-1} \left(\frac{R - H + \delta}{r_i} \right) \quad (2-13)$$

la longueur L_x de corde de la surface du lit est égale à : $L_x = R \sin(\mu_i/2)$. Avec μ_i angle local de contact du lit.

L'épaisseur de la couche active δ_0 est calculée à partir de l'approximation de l'équation dérivée des données expérimentales obtenues par Sherrit (2001). Le rapport de l'épaisseur de la couche active à la hauteur du lit est supposé égal au ratio de la section de la couche active à celle de la section du lit (Van Puyvelde *et al.* 2000).

$$\frac{\delta_0}{h - \delta_0} = 0,277 \left(\frac{n}{n_c} \right)^{0,36} (2R)^{-0,19} f^{-0,34} \quad (2-14)$$

La valeur 0,277 et les exposants sont déterminés expérimentalement à partir des résultats expérimentaux de la figure 2-10 donnant le pourcentage de la couche active en fonction de la vitesse de rotation du tambour et du degré de chargement.

Ainsi en remarquant que $\frac{h-\delta_0}{\delta_0} = \frac{1-\frac{\delta_0}{h}}{\frac{\delta_0}{h}}$ on peut en première approximation écrire :

$$\delta_0 = 0,277 \left(\frac{n}{n_c} \right)^{0.36} (2R)^{-0.19} f^{-0.34} \times h \quad (2-15)$$

Comme on le voit sur la figure 2-10, moins le four est chargé, plus le pourcentage de la couche active est important et vice versa. On note aussi une différence sur le pourcentage de la couche active selon la taille du matériau utilisé.

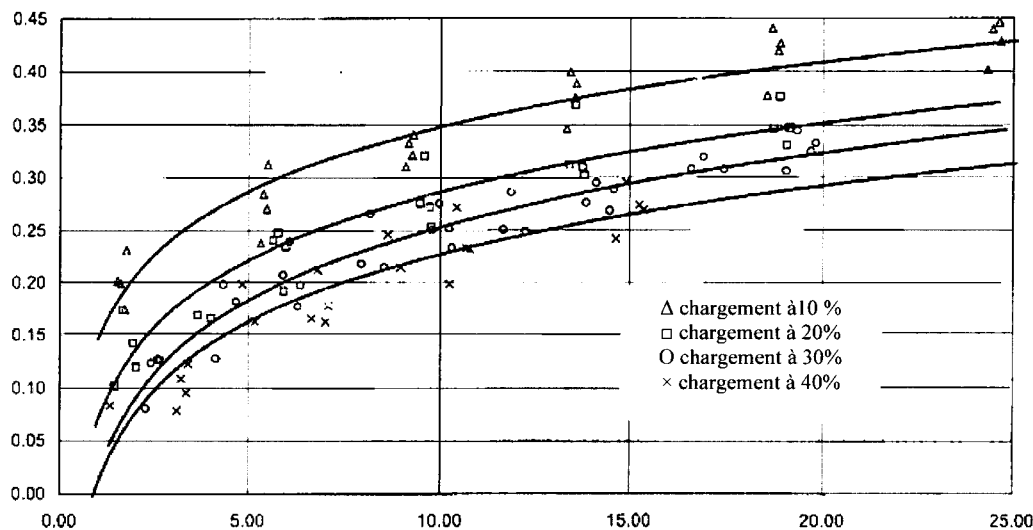


Figure 2-10 : Proportion de la couche active en fonction de la vitesse de rotation et du chargement du cylindre (Van Puyvelde *et al.* 2000)

Comme nous venons de le voir, le mouvement de la charge en cylindre tournant est régi par deux types de mouvements axial et transversal qui conditionnent l'écoulement et le mélange de la charge. Plusieurs paramètres permettent de quantifier la forme du mouvement transversal parmi eux le nombre de Froude, le degré de chargement et le coefficient de friction de la paroi. Par exemple, pour $10^{-4} < Fr < 10^{-2}$, $f > 0,1$ et $\mu_w > \mu_w^{crit}$ (voir paragraphe suivant) on a le mode de roulement (Mellmann, 2001).

Coefficient de friction des parois (μ_w)

Le coefficient de friction permet d'évaluer les différents états de transition entre les régimes de fonctionnement du four. D'une manière générale, ce coefficient est donné par la loi de Coulomb par (Voir Figure 2-9) :

$$F_F = \mu_w F_N \text{ avec } \mu_w = \tan(\varphi_w) \quad (2-16)$$

avec φ_w angle de frottement particule/paroi et lit/paroi, respectivement, F_F est la force de frottement et F_N est la force normale à la surface de la paroi.

Par exemple dans le cas de la transition entre le régime de glissement et d'avalanche, Mellmann, 2001 donne une expression de ce coefficient μ critique suivant la forme ci-dessous :

$$\mu_w^{crit} = \frac{2 \sin^3(\omega) \sin(\beta)}{3\pi f (1 + Fr)} \quad (2-17)$$

Fr étant le nombre de Froude.

Cette relation résulte d'un bilan de moments induits par les forces de gravité et les forces de friction exercées par le lit sur la paroi. Ces dernières augmentent en même temps que le taux de remplissage local (ω) ; ce qui explique que le régime de glissement laisse place au régime d'avalanche lorsque l'on remplit progressivement le cylindre en rotation.

Il est cependant difficile de mesurer cette valeur sur les parois du tube ; ce qui fait que dans plusieurs cas, elle est mesurée sur une plaque plane constituée d'un métal dont l'état de surface est comparable à celle du cylindre utilisé. Il consiste à déposer une couche de particules sur la plaque, à incliner la plaque et à mesurer l'angle β_{gl} (angle correspondant au moment de glissement des particules) lorsque les particules commencent à glisser. Le coefficient de friction est alors égal à la tangente de cet angle. Les phénomènes de ségrégation dus à la charge peuvent être évités par le tamisage des grains.

Le coefficient de frottement a un effet significatif sur l'écoulement axial de la charge. Li *et al.* (2002a) montrent que la variation du coefficient de friction des parois influence fortement les caractéristiques de charge (en terme d'angle dynamique de repos) et engendre donc un changement de régime de l'écoulement. Le tableau suivant donne un petit aperçu de la variation d'angle dynamique de repos du bois et d'un déchet de pneu en fonction du coefficient de friction des parois.

Tableau 2-1 : Résumé de propriétés physiques et du coefficient de frottement de quelques matériaux (Li *et al.* 2002a)

Matériaux	Forme	Densité en bloc (kg.m ⁻³)	Densité spécifique (kg.m ⁻³)	Tailles (mm)	β (deg.)	μ_1	μ_2	μ_3
Chips de bois	cylindrique	371,5	646,0	Ø25×30	47,3	0,525	0,902	0,941
Déchets de pneu	arqué	278,7	1020,0	10×5×30	52,9	0,421	0,941	1,102
Mélange de déchets ¹⁰	—	225	777,6	—	48,5	0,480	1,003	1,251
Sable	nodulaire	1342	2660	1,0×2,0	29,7	0,407	0,724	0,768

Avec μ_1 , μ_2 et μ_3 correspondant au coefficient de friction obtenu respectivement avec sans toile d'émeri (papier, avec toile d'émeri fine et grossière à l'intérieur des parois, respectivement).

2.4 Dispersion et diffusion de la charge

Les méthodes utilisées dans la littérature (Sherrit *et al.* 2003) pour modéliser le mélange de particules dans la direction axiale en cylindre horizontal et rotatif peuvent être réparties en quatre groupes suivants:

La méthode dite « **Finite Stage Transport** » est une méthode utilisée pour représenter un réacteur continu au sein duquel existe un mélange interne étant de relier un certain nombre de réacteurs parfaitement mélangés en série. Le nombre de réacteurs utilisés doit être en mesure de fournir la même réponse mesurée à la sortie du réacteur lors qu'on effectue un changement de concentration à l'entrée du système.

La simulation de Monte Carlo ou « **Monte Carlo Simulation** » est une expérience mathématique par laquelle les résultats prévus dans un processus stochastique sont estimés par l'échantillonnage aléatoire de la densité de probabilité qui régit les événements composant le processus. Les différentes tentatives de prédiction du mélange axial en tambour tournant par la simulation de Monte Carlo diffèrent sur les éléments définissant le mouvement de la particule et de la densité de probabilité sur la grandeur ou la direction de chaque élément.

¹⁰ Composition massique de 49,9 % bois, 17 % papier et 33,1 % pneu

Ces tentatives diffèrent donc des succès de chaque méthodologie à prédire le comportement actuel du mélange.

La DEM ou « **Discret Element Modelling** » est une technique de simulation afin d'étudier l'écoulement du matériau granulaire. Comme dans la simulation de Monte Carlo, les particules sont considérées individuellement plutôt que dans un continuum.

Cependant au lieu de traquer le mouvement d'une particule, la méthode DEM traque toutes les particules simultanément. L'effet du fluide inertiel est négligé. La plupart des études actuelles sur les écoulements granulaires sont restreintes à quelques centaines de particules et à deux dimensions à cause de la demande excessive des calculs numériques. Malgré ses limites la DEM est un moyen facile d'étude d'écoulements granulaires dans les tambours tournants.

La DEM permet de prévoir l'effet de la vitesse de rotation de la charge, du diamètre du tambour et des propriétés des particules. Cependant, le nombre de particules doit être limité à quelques milliers. Il est clair que la composition de ces mélanges est expérimentalement déterminée par une analyse d'image ou par une sonde de prélèvement.

Enfin la méthode dite « **Dispersion Model** » constitue la méthode la plus courante de la modélisation du mélange axial en présence d'écoulements ou en l'absence d'écoulement pour un cylindre horizontal, en rotation. Ce modèle sera abordé beaucoup plus en détail dans le paragraphe suivant.

Il est donc évident que les modèles les plus avantageux dans notre cas de figure demeurent les modèles dits de « Finite Stage Transport » et de « Dispersion Model ». Cependant dans le cas du premier, il faut environ 100 réacteurs en série pour former un four ayant un rapport L/D égal à 10. La limite de ce modèle est qu'il n'est pas capable de simuler un réacteur au repos (absence d'écoulement) ni un réacteur discontinu « batch reactor ». En ce qui concerne le modèle de dispersion axiale son seul avantage est l'utilisation d'un seul paramètre pour la quantification du mélange dans la direction axiale.

2.4.1 Dispersion en écoulement granulaire

La dispersion de la charge suivant chaque direction est principalement due aux collisions aléatoires entre particules solides dans la région active.

Des relations expérimentales issues de la littérature reliant les coefficients de dispersion axiale, radiale et angulaire sont proposées et permettent aux coefficients de dispersion axiale et radiale d'être prédits à partir de la mesure du coefficient de dispersion axiale et d'une approximation des épaisseurs des régions active et statique. Le coefficient de dispersion radiale est 2 à 4 fois plus important que le coefficient de dispersion axiale (Sherrit, 2001).

En écoulement piston et en écoulement continu dans un tambour en rotation, le mélange axial peut être modélisé par l'équation de diffusion unidimensionnelle suivante :

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} - u_z \frac{\partial c}{\partial z} \quad (2-18)$$

où D_z est le coefficient de dispersion axiale. L'intérêt de ce modèle de dispersion axiale est l'utilisation d'un seul paramètre pour quantifier le taux de mélange suivant la direction axiale.

Parmi les travaux relevés dans la littérature, les mesures de distribution du temps de séjour (RTD¹¹) en écoulement stationnaire figurent en nombre important (Lebas, 1995 ; Yang, 1998 ; Sherritt, 2001 & Sherritt *et al.* 2003). Le principe de mesure consiste à introduire en entrée de cylindre une quantité assez faible de traceurs et à mesurer en sortie l'évolution de la concentration du traceur ; ces expériences sont réalisées à température ambiante.

¹¹ Residence Time Distribution

Les profils obtenus sont symétriques et présentent un pic d'épaisseur relativement fine et l'écoulement dans le cylindre est assimilé à un écoulement piston à faible dispersion axiale dont la concentration des traceurs est décrite par une loi associant aussi bien les termes de dispersion et d'advection.

En définissant le nombre adimensionnel $Pe = \frac{u_z L}{D_z}$ l'équation suivante sans dimension est obtenue :

$$\frac{\partial C}{\partial K} + \frac{\partial C}{\partial \xi} = \frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 C}{\partial \xi^2} \quad (2-19)$$

dans laquelle les grandeurs adimensionnelles du temps, de la longueur et de la concentration sont données par : $K=t/\tau$, $\xi=z/L$ et $C(t,z)=c(t,z)/c_0$.

2.4.2 Diffusion en écoulement granulaire

En assimilant le mouvement des particules granulaires à celui d'un écoulement de gaz denses (Yassir *et al.* 2006 et Sherrit, 2001), les mécanismes de transfert de matière et d'énergie sont en première approximation dus aux collisions entre particules. L'effet du fluide interstitiel est ici négligé. Le transfert de matière est lié à l'énergie cinétique des fluctuations de vitesses et apporte aussi une méthode théorique de quantification de la diffusion des particules.

Le coefficient de diffusion est proportionnel au diamètre de la particule et à la racine carrée de la température granulaire (Hsiau *et al.* 1996, Barr *et al.* 2004) :

$$D_y = \frac{d_p \sqrt{\pi \tilde{T}}}{8(e_p + 1)v_s g_0(v_s)} \quad (2-20)$$

où $g_0(v_s) = \left(1 - \frac{v_s}{v_m}\right)^{-2.5v_m}$, v_s la concentration volumique de solide (fraction de solide)

exprimée en kg/kg, $g_0(v_s)$ étant la fonction de distribution radiale donnée en fonction de la fraction de solide v_s (constante pour un écoulement donné), v_m la fraction de concentration maximale partageable et \tilde{T} ($m^2.s^{-2}$) l'énergie cinétique de la particule par unité de masse associée aux fluctuations du vecteur vitesse moyen et e_p le coefficient de restitution des particules en collision qui est égal à l'unité pour des limites d'élasticité parfaites.

Boateng, (1998) montre que le coefficient de diffusion (D_y) pour des particules de même taille suit le même comportement que la température du matériau granulaire.

Au vue de l'équation (2-19), lorsque le type de matériau et la concentration du solide sont pris constants, le taux de diffusion peut ainsi augmenter avec la température et la vitesse de rotation. Ce résultat montre donc l'importance de la maîtrise de l'écoulement du matériau en tambour tournant pour la simple raison que lorsque la vitesse (globale) dans la direction de l'écoulement est considérée comme étant convective, dans ce cas, on dit que c'est la petite échelle de diffusion qui est responsable du mélange et donc de la température uniforme (Cf. § 2.3).

2.4.3 Coefficient de dispersion radiale, axiale et angulaire

Nous avons vu au § 2.3 que d'une manière générale, le mélange axial aussi bien qu'en écoulement continu qu'en écoulement discontinu en cylindre tournant est dû aux collisions aléatoires des particules dans la région active et peut être représenté par l'équation de diffusion (Cf. équation 2-18).

Il y a été montré aussi que le mélange dans la direction transverse est une combinaison d'un mélange convectif et diffusif dans les directions radiale et angulaire. Quoique la diffusion réelle de la particule ait lieu dans la région active, le coefficient de dispersion axial déterminé ici est le coefficient de diffusion effective pour tout le lit de particule. En effet, s'il n'existe aucune diffusion dans la couche dite statique et que le produit du coefficient de diffusion axiale au temps de passage dans la région active soit égal au produit du coefficient de dispersion axiale au temps total du cycle. Le coefficient de dispersion axiale pour la totalité du lit est alors remplacé par le coefficient de diffusion axiale dans la couche active à travers la relation suivante (Rao *et al.* 1991) :

$$D_z = D_{z1} \frac{\langle \tau_1 \rangle}{\langle \tau_1 \rangle + \langle \tau_2 \rangle} \quad (2-21)$$

où τ_1 et τ_2 sont respectivement les durées moyennes des particules dans les couches active et passive.

Le coefficient de dispersion radiale est déterminé pour la distance radiale dans la couche passive du lit même si on sait que la diffusion est réellement due à la transition entre particules le long des lignes de courant de la région active. Le coefficient de dispersion radiale au sein de la couche passive est donc remplacé par le coefficient de diffusion verticale dans la couche active par l'équation suivante :

$$D_r = D_{y1} \left(\frac{h - \delta_0}{\delta_0} \right)^2 \frac{\langle \tau_1 \rangle}{\langle \tau_1 \rangle + \langle \tau_2 \rangle} \quad (2-22)$$

où δ_0 et $h - \delta_0$ sont respectivement les épaisseurs des régions active et passive.

De même, le coefficient de dispersion angulaire pour la région passive est donné par le coefficient de diffusion horizontale dans la couche active par l'équation suivante :

$$D_\omega = D_{x1} \left(\frac{2L_x + \mu_i R}{2L_x} \right) \frac{\langle \tau_1 \rangle}{\langle \tau_1 \rangle + \langle \tau_2 \rangle} \quad (2-23)$$

avec $(2L_x + \mu_i R)/2L_x$ le rapport de la longueur de la circulation totale à la longueur de la région active. Si on suppose que la diffusion de la particule dans la couche active est isotrope, c'est-à-dire ($D_{z1} = D_{y1} = D_{x1}$), alors dans ce cas, les coefficients de dispersion radiale et angulaire pour la région passive sont égaux au coefficient de dispersion axiale pour tout le lit de particules et sont donnés par :

$$D_r = D_z \left(\frac{h - \delta_0}{\delta_0} \right)^2 \text{ et } D_\omega = D_z \left(\frac{2L_x + \mu_i R}{2L_x} \right) \quad (2-24)$$

Avec quelques connaissances sur les dimensions des régions active et passive, ces équations permettent la détermination des coefficients de dispersion radiale et angulaire à partir de la donnée du coefficient de dispersion axiale. La validité de cette hypothèse sera ainsi examinée par la suite dans nos simulations.

On pourrait utiliser une des corrélations faites par Baumann *et al.* 1995, celle de Kohring (1995) ou celle de McCarthy *et al.* (1998) sur un nombre de particules défini ; l'hypothèse justificatrice peut tout simplement être basée sur une approximation du volume en nombre de particules. On peut aussi faire une justification basée sur l'expérimentation, faite par une analyse d'images ou une sonde de prélèvement.

Cela sera fait en écoulement piston et en non-flux (écoulement discontinu). L'expérimentation s'appuie donc principalement sur la technique de Monte Carlo par l'évaluation des densités de distribution du temps de résidence. Sherrit (2001) donne une corrélation du coefficient de dispersion qui compare les deux types d'écoulement.

Corrélations empiriques du coefficient de dispersion axiale

Plusieurs corrélations empiriques existent sur la détermination du coefficient de dispersion axiale parmi lesquelles celle de Suga (1974) qui donne une corrélation établie pour des expériences en écoulement continu et se traduisant par :

$$\frac{D_z}{u_z Z} = 9,46 \times 10^{-5} \left(\frac{F}{(2R)^3 \rho n} \right)^{-0,516} \left(\frac{Z}{2R} \right)^{-0,524} \left(\frac{d_p}{2R} \right)^{0,604} (\tan(\beta))^{-5,55} \quad (2-25)$$

F représente la masse de solide par unité de rotation du tambour cylindrique, Z étant la longueur du tambour cylindrique.

Sai *et al.* (1990) donnent une autre corrélation basée sur des expérimentations en écoulement continu dans laquelle les deux éléments traceurs sont très différents du matériau granulaire :

$$\frac{D_z}{u_z Z} = 0,000562 \frac{\beta^{0,79}}{\theta^{0,67} n^{1,06} \rho^{0,25}} \quad (2-26)$$

Dans ces différentes équations, ρ est la densité en bloc du traceur.

Sze *et al.* (1995) donnent une corrélation donnant le coefficient de dispersion axiale du charbon au sein d'un four rempli de charbon et d'un mélange de zircon.

$$\left(\frac{D_z}{u_z Z} \right)_c = \frac{0,0034}{\theta^{0,11} n^{0,29} B^{0,94}} \left(\frac{d_{pz}}{d_{pc}} \right)^{0,28} \quad (2-27)$$

où B est le ratio de la quantité de masse du zircon-charbon en four, d_p étant le diamètre de la particule avec les indices c et z signifiant respectivement charbon et zircon.

Les trois équations (2-24, 2-25 et 2-26) prédisent les coefficients de dispersion axiale pour des mélanges axiaux nuls ou non dans un tambour en écoulement discontinu. Ce qui est en discordance avec le fait que le coefficient de dispersion est le même pour un écoulement en tambours continu et discontinu.

Il existe une corrélation empirique de plus en plus utilisée permettant de caractériser la dispersion axiale en cylindre tournant. Cette équation exprimée en fonction de la vitesse de rotation du four, du diamètre du four, de la taille de la particule et de la fraction de charge du four est utilisée par plusieurs auteurs (Abouzeid *et al.* 1974 & 1980 ; Wes *et al.* 1976 ; Karra *et al.* 1977 ; Rao *et al.* 1991 ; Ray *et al.* 1994 et Lebas, 1995). Cette équation est donnée par :

$$D_z = k \left(\frac{n}{n_c} \right)^a (2R)^b d_p^c f^d \quad (2-28)$$

avec $n_c = \frac{30}{\pi} \sqrt{\frac{g}{R}}$

D_z la dispersion axiale s'exprime en $m^2.s^{-1}$. Les valeurs des paramètres k, a, b, c, et d sont déterminées pour l'ensemble de toutes les données et pour chaque type de comportement du lit de particules.

Cependant, dû au fait que certaines expériences ne donnent pas le mode d'écoulement du lit, les cylindres avec des vitesses de rotation inférieures à 3% de leur vitesse critique sont supposés avoir un mode d'éboulement ; pour ceux ayant des vitesses de rotations comprises entre 3 % et 30 % de la valeur critique ont un mode de roulement ou de cascade ; et pour ceux dont la vitesse de rotation est supérieure à 30 % de la vitesse de rotation critique sont supposés être en mouvement de cataracte. L'effet de la hauteur du lit sur le mode d'écoulement est négligé ; cependant, la théorie n'est applicable que pour les cylindres qui sont remplis à moins de 50 %. Le tableau 2-2 suivant donne les valeurs des paramètres a, b, c, d et k en fonction du mode d'écoulement de la charge.

Tableau 2-2 : Paramètres de l'équation 2-23 pour $f < 0,5$ (Sherritt *et al.* 2003)

Mode d'écoulement	Ln(k)	a	b	c	d
Tous modes ($n/n_c < 1$)	$-6,81 \pm 0,33$	$0,39 \pm 0,06$	$1,15 \pm 0,12$	$0,46 \pm 0,04$	$-0,43 \pm 0,11$
Éboulement ($n/n_c < 0,03$)	$-12,36 \pm 1,69$	$-0,35 \pm 0,18$	$0,85 \pm 0,50$	$0,21 \pm 0,07$	$-0,5 \pm 0,19$
Roulement, cascade ($0,03 < n/n_c < 0,3$)	$-7,45 \pm 0,53$	$0,44 \pm 0,14$	$1,29 \pm 0,16$	$0,35 \pm 0,06$	$-0,55 \pm 0,16$
Avalanchement ($0,3 < n/n_c < 1$)	$-3,15 \pm 0,96$	$0,90 \pm 0,35$	$1,22 \pm 0,22$	$0,87 \pm 0,10$	$-0,02 \pm 0,36$

Les coefficients de dispersion axiale prédits par l'équation 2-27 avec les paramètres donnés par le tableau ci-dessus pour tous les modes d'écoulement ont été comparés avec les résultats expérimentaux (Sherritt, 2001). Les erreurs commises en ce qui concerne les coefficients prédits sont +100 % et -50 %. De même les erreurs types pour les modes pris individuellement pour chaque type d'écoulement sont similaires ou plus faibles que pour tous les modes pris ensembles. Les erreurs entre les valeurs des coefficients expérimentaux et calculés sont dues aux différences entre les propriétés variantes des différents matériaux utilisés (viscosité, rugosité et la forme), au mode de roulement et aux erreurs expérimentales (Sherritt, 2001).

En général, le coefficient de dispersion obtenu dans le cas d'un écoulement piston (procédé discontinu) est légèrement plus faible que le coefficient obtenu pour un écoulement continu pour une même vitesse de rotation, un même diamètre de cylindre et un même pourcentage de remplissage. Ce qui semble suggérer que pour certains mélanges axiaux, un écoulement continu semble être dû à la variation de la vitesse axiale (non-uniforme) depuis le noyau jusqu'à la périphérie du cylindre.

On rappelle que dans la plupart des expériences, les auteurs utilisent plusieurs vitesses de rotation et de degré de chargement et seuls le type de matériau et le diamètre du tambour sont pris en considération. Par conséquent, les valeurs du coefficient de dispersion axiale englobant tous les types de mode d'écoulement varient entre 10^{-7} et $10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$. En se basant sur cette dernière formulation (équation 2-27) et sur nos résultats expérimentaux nous calculerons la dispersion axiale dans notre cas de figure. L'annexe 3 donne un exemple de calcul permettant le calcul des coefficients précédents. Le tableau 2-3 suivant fait un résumé des différents paramètres définissant l'écoulement d'une charge granulaire en cylindre tournant. Ces paramètres seront, au fur et à mesure de l'avancement de notre étude, déterminés soit pour caractériser ou pour se prononcer sur l'influence de tel ou tel paramètre.

2.5 Mélange suivant la direction transversale

Le mélange de matériaux granulaires dans le plan transversal est le résultat de l'effet combiné de la convection et de la diffusion (Hogg et Fuerstenau, 1972).

Dans la région de statique, les particules suivent les chemins qui sont une distance constante de la paroi du cylindre. Les particules quittent la région statique d'un point A et tendent à revenir dans la même région statique en un autre point B situé à l'opposé et qui est dans le même rayon r qu'au point A ($r_A = r_B$, voir Figure 2-8). Les particules situées sur des lignes de courant différentes circulent à des vitesses différentes.

Alors que dans la région statique, les particules restent sur la même ligne de courant et gardent la même vitesse angulaire que les parois du cylindre en rotation, dans la région active, cependant, les particules interagissent entre les différentes lignes de courant à cause de leurs collisions avec d'autres particules.

Les méthodes utilisées pour modéliser le mélange dans le plan transversal d'un cylindre rotatif peuvent être classés entre deux principales qui sont basées sur des probabilités de transition ou de diffusion entre les lignes de courant. Les simulations de Monte Carlo peuvent aussi également être utilisées pour simuler le mélange transversal.

L'étude du mélange suivant la direction transversale suppose donc des modèles bidimensionnels et le plus souvent probabilistes afin de bien décrire le mélange au sein des régions actives et passives.

Tableau 2-3 : Récapitulatif des différents paramètres rhéologiques, géométriques, opératoires et de transfert de la charge en mouvement dans un cylindre tournant

Nomenclature	Rhéologique	Nomenclature	Géométrique	Nomenclature	Opératoires	Nomenclature	Transfert
Angle dynamique de repos	β	Angle d'inclinaison	θ	Vitesse de rotation	n	Coefficients de dispersion, diffusion	D_r, D_z, D_ω et D_y
Paramètre de rhéologie	Λ	Angle de chargement	ω	Débit, vitesse axiale, transversale	$Q_s \Rightarrow V_s$	Hauteur de lit	h
Angle de descente	γ	Degré de chargement	f	Inclinaison four	θ	Coefficient de friction	μ
Angle d'inclinaison de la charge	α	Epaisseur de la couche active	δ	Temps de résidence	τ	Longueur de corde	L_c

2.6 Conclusion du chapitre 2

Les études bibliographiques ont montré la difficulté à établir un modèle dynamique de caractérisation de la charge, cela étant bien évidemment dû à la complexité du mouvement qui d'une façon générale se fait aussi bien suivant la direction transversale que sur la direction axiale.

Au vu des avantages et inconvénients de la plupart des modèles utilisés (le plus souvent probabilistes), notre étude sera donc basée sur un modèle négligeant la région active, monodimensionnelle, sans diffusion axiale et s'appuyant sur la méthode dite « axial dispersion » à travers une corrélation empirique pour évaluer le coefficient de dispersion axial. L'hypothèse d'une région active négligeable sera donc facilement vérifiée par le calcul de l'épaisseur de la couche active (voir Chapitre 4, paragraphe 4.5).

Cette partie permet donc de restreindre l'étude suivant la direction de l'écoulement (mouvement de roulement et expérimentations à la base) mais aussi d'évaluer le coefficient de dispersion de la particule qui en première approximation est celui du lit de particules.

L'approche proposée par la suite est donc basée sur des corrélations empiriques, couplées à des paramètres dimensionnels et un modèle analytique proposé pour la première fois par Saeman (1951) et Kramers & Crookewit (1952). Ce modèle présente les étapes théoriques et expérimentales permettant d'aboutir aux essais de dimensionnement et modélisation de la dévolatilisation-combustion du lit de particules solides.

Chapitre 3 : Modélisation mathématique du modèle dynamique

3.1 Introduction

Le modèle dynamique de transport de la charge le long du four est basé sur le modèle géométrique de Saeman. Il a été supposé que le lit solide se meut comme un pseudo fluide avec un déplacement axial et sans rétro-mélange et qu'il roule et glisse dans la direction transverse lors de la rotation du cylindre.

Pour mener à bien ce travail, le modèle dynamique de Saeman (Descoins, 2004 ; Lebas, 1995 et Liu *et al.* 2006) sera adapté à nos configurations afin de traiter les régimes dynamiques imposés par l'écoulement de la charge en four tournant. Les paramètres dynamiques et géométriques décrits sur la figure 3-1 constituant les éléments de base du modèle vont donc être discutés à travers une étude de sensibilité qui constitue le point de départ de la validation expérimentale du modèle (Cf. Chapitre 4).

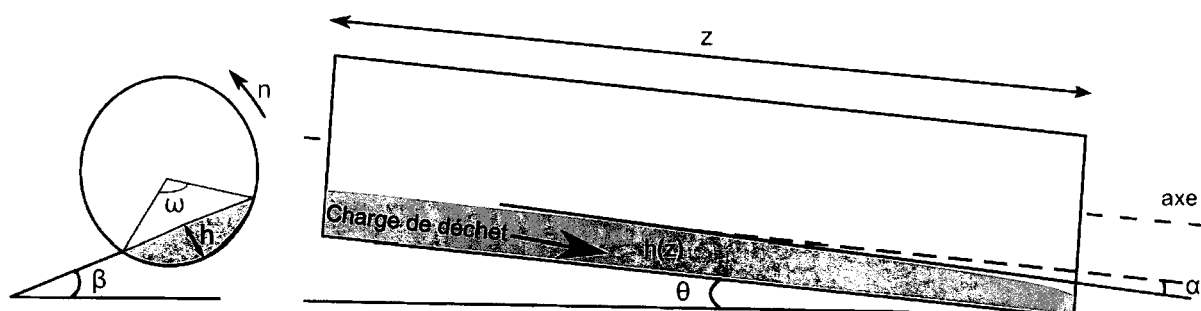


Figure 3-1 : Nomenclature et coupe en sections du four

3.2 Dynamique de l'écoulement de la charge

La dynamique de l'écoulement d'un solide granulaire en four tournant est régie par des équations analytiques et de conservation de la masse mises en place pour la première fois par Saeman. Ce modèle simple et pratique est devenu par la suite la base de modélisation de l'écoulement d'un milieu granulaire dans un cylindre en rotation.

La vitesse de la charge en écoulement dans le cylindre en rotation peut être divisée en deux composantes : une composante axiale et une composante transversale (Cf. Chapitre 2, Figure 2.7).

D'après Hanrot (1992), le mélange transversal peut être considéré comme plus rapide que le mélange axial. La composante axiale est seule responsable du transport le long de l'axe du cylindre tandis que la composante transverse influence fortement l'efficacité du mélange à l'intérieur du four.

En cylindre tournant, la charge en écoulement se discrétise en deux sous-couches. Certaines particules roulent à la surface du lit et constituent la couche active alors que d'autres constituant la couche passive sont localisées sous la couche active à cause de la gravité et suivent un mouvement circulaire imposé par les parois du four.

Les particules qui parviennent dans la couche active ont deux trajectoires possibles. Soit elles suivent la trajectoire de plus grande pente qui dépend de l'angle dynamique de repos β et de l'inclinaison du lit α par rapport à l'horizontal, soit elles retombent dans la couche passive.

L'application du modèle de Saeman dans notre cas de figure nécessite certaines hypothèses :

- angle de repos constant,
- régime stationnaire,
- solide non-réactif,
- écoulement piston,
- débit volumique constant.

Pour ce qui suit nous partons d'abord du cas de solide réactif en régime instationnaire avant d'aborder notre problématique.

3.2.1 Expression du profil de charge pour un solide inerte

D'une manière générale pour un solide réactif comme inerte en écoulement piston et en régime instationnaire, le débit de charge volumétrique est constant. Il est égal au débit volumétrique à l'entrée donné par le système d'alimentation (Q_v) :

$$Q_v(z,t) = \frac{4}{3} \pi R^3 \left(\frac{\tan(\theta)}{\tan(\beta)} + \cot(\beta) \frac{dh(z,t)}{dz} \right) \left(\frac{2h(z,t)}{R} - \frac{h(z,t)^2}{R^2} \right)^{3/2} \quad (3-1)$$

La dérivation de cette expression est fournie en Annexe 1.

Le four est divisé en volumes de contrôle correspondant à des tronçons de longueur ΔL . L'équation de conservation de la masse s'écrit pour la phase solide en une dimension (suivant l'axe du four) et en assimilant le solide granulaire à un milieu continu :

$$\frac{\partial(\rho_s S_s)}{\partial t} - \frac{\partial(\rho_s S_s V_s^{ax})}{\partial z} = \dot{R}_s \quad (3-2)$$

où V_s^{ax} est la vitesse axiale du solide (cf. chapitre 2). L'équation ci-dessus s'écrit alors sous la

forme simplifiée : $\dot{m}_s = \rho_s S_s V_s^{ax} = cte$

Finalement l'équation de conservation de la masse pour un solide inerte en régime instationnaire se traduisant par une équation de conservation du volume le long de l'axe du four car la masse volumique étant supposée constante, on a alors :

$$Q_v(z,t) = S_s(z,t) \times V_s(z) = \frac{Q_s}{\rho} \quad (3-3)$$

où $S_s(z,t)$ est la section transversale de la phase solide qui est une fonction de la hauteur locale $h(z,t)$ du solide.

Ainsi en combinant ce modèle par une équation de conservation de la masse (Descoins, 2004 & Descoins *et al.* 2005) on obtient :

$$\frac{\partial S_s(z,t)}{\partial t} = \frac{\partial Q_v(z,t)}{\partial z} \quad (3-4)$$

de l'équation 3-3 et de $S_s = \frac{R^2}{2}(\omega - \sin(\omega))$, on écrit :

$$\frac{\partial S_s(z,t)}{\partial t} = \frac{\partial Q_v(z,t)}{\partial z} = S_s \frac{\partial S_s}{\partial z} + V_s \frac{\partial S_s}{\partial z} \quad (3-5)$$

Pour un solide inerte, le terme source massique (\dot{R}_s) dû aux réactions chimiques est nul et en régime stationnaire, il n'y a pas lieu de tenir compte du terme d'accumulation.

Finalemnt, en recombinaut l'équation (3-1) on obtient l'équation différentielle de la hauteur ($h(z)$) pour un solide inerte et en régime stationnaire :

$$\frac{dh}{dz} = \frac{3Q_v \tan(\beta)}{2U^T R^2} \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2} \right)^{-3/2} - \frac{\tan(\theta)}{\tan(\beta)} + \frac{dR}{dz} \quad (3-6)$$

où $U^T = 2\pi nR$ est appelée vitesse tangentielle de rotation du cylindre ($m.s^{-1}$).

La forme définitive du modèle avec $dR/dz=0$ (cas d'un four avec un diamètre constant) estimant la hauteur du lit en fonction de la position axiale du lit est donnée par l'équation suivante qui est une équation différentielle (ODE¹²) à coefficients constants :

$$\frac{dh}{dz} = C_A Q_v ((2R - h)h)^{-3/2} - C_B \quad (3-7)$$

Les coefficients C_A et C_B sont fonction des paramètres rhéologiques et des conditions opératoires :

$$C_A = 3 \tan(\beta) / (4\pi n) \text{ et } C_B = \tan(\theta) / \cos(\beta)$$

La hauteur du lit peut s'exprimer en fonction du demi-angle maximal ω et au rayon R par la relation géométrique :

$$h = R(1 - \cos(\omega)) \quad (3-8)$$

L'équation différentielle peut aussi être exprimée en termes de demi-angle au centre ω , en changeant la variable donnée par l'équation (3-7) et par utilisation de l'équation du débit volumique :

$$\frac{d\omega}{dz} = \frac{C_A Q_v}{R^4 \sin^4(\omega)} - \frac{C_B}{R \sin(\omega)} \quad (3-9)$$

La solution de l'équation différentielle décrite par l'équation 3-7 nécessite une condition limite. On admet que la hauteur du lit en sortie libre a la même hauteur que la paroi intérieure du diaphragme de sortie noté h_{dia} . Pour un diaphragme de rayon intérieur R_{dia} , on a :

$$h(L) = R - R_{dia} = h_{dia} \quad (3-10)$$

En régime permanent, les Eq. (3-8) et (3-9) permettent une reconstitution du profil de la charge à l'intérieur du four.

La solution de l'équation Eq. (3-7) n'est pas sensible aux faibles variations de la hauteur en sortie libre, h_{dia} . Pour cette raison, on préfère utiliser la condition de sortie libre suivante :

$$h(L) = h_{dia} + d_p \quad (3-11)$$

avec d_p , le diamètre moyen des particules. En complément, cette condition reste valable pour une sortie libre.

L'expression de la vitesse axiale de solide est donc donnée par le rapport de la charge massique de solide sur la section occupée par la même charge de solide et est donnée par :

$$V_s^{ax} = \frac{8\dot{Q}_v}{(\omega - \sin(\omega))D^2 \rho_b} \quad (3-12)$$

avec ρ_b la densité apparente du lit et D le diamètre intérieur du four.

¹² Ordinary Differential Equation

Ainsi sous cette expression on en déduit le temps de résidence moyen des particules dans le four par :

$$\tau = \int_0^L \frac{dz}{V_s^{\alpha x}} \quad (3-13)$$

La formule proposée par Hanrot (1992) (3-13) est utilisée afin de calculer la fraction moyenne du séjour de la particule à la surface du lit.

$$\frac{\tau_s}{\tau} = \frac{8C_\varepsilon \sin\left(\frac{\omega(z)}{2}\right) d_p}{\omega(z) - \sin(\omega(z)) D} \quad (3-14)$$

avec d_p le diamètre moyen de la particule et C_ε est donné par $\sqrt[3]{\frac{\pi}{6(1-\phi)}}$ et la porosité ϕ est

$$\text{donnée par : } \phi = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p}.$$

Pour des géométries différentes du cylindre comme les cônes, R varie avec z et donc $dR/dz \neq 0$. La condition limite $h(z=L)$ à la sortie du four est nécessaire afin de résoudre l'équation différentielle (équation 2-5). Cette condition s'écrit comme suit (Spurling, 2000 et Karra *et al.* 1977) :

- Pour un four sans diaphragme : $h(L) = R - R_{\text{dia}} = h_{\text{dia}} = d_p$ (minimum de la hauteur de sortie libre)
- Pour un four avec diaphragme : $h(L) = h_{\text{dia}} + d_p$

où d est le diamètre de la particule solide.

La résolution de cette équation ne peut se faire sans la définition de conditions aux limites appropriées. Ainsi dans le cas de fours non équipés de diaphragmes (Liu *et al.* 2006) en sortie, la condition limite $h(z=L)$ est prise égale au diamètre de la particule solide et pour les fours avec diaphragme, cette condition est égale au diamètre de la particule plus la hauteur du diaphragme. On écrit donc la condition limite pour un four sans diaphragme (en sortie libre) : $h(z=L)=d_p$; en présence de diaphragme $h(z=L)= d_p+h_{\text{dia}}$

Dans notre cas de figure, nous ne savons pas encore si le four est équipé oui ou non de diaphragme, c'est la raison pour laquelle nous partirons d'une hauteur de sortie libre équivalente à un diamètre moyen de particule. La résolution de l'équation (2-5) permet d'en déduire la charge (kg) du produit sur le long du four.

En effet, de simples considérations géométriques permettent d'écrire la hauteur locale $h(z)$ de la charge du four en fonction de l'angle (ω), angle local de chargement sous-tendu par le lit suivant la direction de l'axe du cylindre donné par l'équation (3-8). On peut ainsi à partir de cet angle de remplissage remonter à la quantité de solide contenue dans le four (M_s) et au degré de chargement (f).

Nous pouvons écrire :

$$M_s = \int_0^L \rho_s dV = \rho_s R^2 \int_0^L (\omega - \sin(\omega) \cos(\omega)) d\omega \quad (3-15)$$

$$\text{avec } \omega = ar \cos\left(1 - \frac{h}{R}\right)$$

3.2.2 Expression de la hauteur pour un lit réactif

Dans ce cas de figure, la dérivée de la vitesse axiale est donnée en fonction des dérivées partielles de l'angle dynamique de repos et de l'angle de chargement. L'annexe 1 donne l'expression de la hauteur de lit correspondant pour un solide réactif. En effet dans ce cas l'angle dynamique de repos du lit n'est pas une fonction linéaire de la hauteur du lit et dans ce cas d'élévation de température (~ 1600 K), une augmentation du taux d'hydrogène libéré conduit à des angles dynamiques de repos atteignant des valeurs plus faibles que l'angle d'inclinaison du four (Martins *et al.* 2001). Par ailleurs, Perron *et al.* 1990 proposent la relation donnant le taux \dot{R}_s de consommation ou de production d'une espèce i en fonction de l'épaisseur du lit et de l'angle dynamique de repos β :

$$k\theta\dot{R}_s^2 - V_s^{ax} \left[h^2 \cos(\beta) + (2h\sqrt{2h\dot{R}_s} - h^2) \sin(\beta) \right] = 0 \quad (3-16)$$

Où k est une constante caractéristique du modèle.

3.3 Etude de la sensibilité du modèle

L'étude de sensibilité du modèle est faite sur le four du PROCEDIS. Le tableau 3-1 suivant résume les paramètres géométriques et opératoires du four du PROCEDIS pour le choix de la gamme de paramètres ayant servi à l'étude de sensibilité du modèle. Nous rappelons que dans cette partie, l'étude de sensibilité est faite uniquement sur le déchet de pneu broyé utilisé lors des essais à froid et à chaud (Cf. Annexe 2). Durant ces essais, deux types de déchets que sont le bois broyé et le pneu broyé ont été utilisés (Cf. Chapitre 5).

Le système d'équations (3-7 et 3-9) est un système d'équations différentielles dont la résolution analytique reste difficile, il est résolu par le solveur ODE implémenté dans MatLab 7.1 (Cf. Annexe 3). L'équation différentielle 3-9 tirée aussi de la définition du débit volumique nous permettra ainsi d'accéder d'abord à l'angle de chargement du four et aussi à la corde du lit.

Dans la résolution de la hauteur de charge au moyen du programme de résolution sous MatLab, la hauteur est donnée en fonction de la position par rapport à la sortie. En effet, le calcul commence par $z=4,21$ m (sortie) du fait de la condition en sortie libre et se termine à $z=0$ m (entrée). Les sortie et entrée sont donc inversées dues aux manques de données sur les conditions initiale et libre sur la hauteur de charge du four ; la résolution est donc basée sur une condition de sortie libre.

Tableau 3-1 : Paramètres opératoires et géométriques du four du PROCEDIS

Ensembles	Paramètres	Notations	Valeurs
Four pilote	Diamètre (mm)	D	800
	Rayon externe	R	1200
	Longueur (mm)	L	4210
	Diaphragme (mm)	Dia	0
Conditions opératoires	Vitesse de rotation (rpm ¹³)	N	0,22 – 0,80
	Angle d'inclinaison (deg.)	θ	1
	Débits (kg.h ⁻¹)	Q_s	30-100

¹³ Révolution par minute

Pour ce qui suit, il est donc clair que seules des valeurs calculées figurent dans ce chapitre et que les remarques et conclusions faites sont purement basées sur les modèles de Saeman pour le calcul des hauteurs, corde du lit, degré de remplissage du four et vitesse axiale du solide et de Lee et Shun (1999) pour le calcul du temps de résidence qu'on validera plus tard, au chapitre 4. Pour ce qui est de la relation dite de Lee *et al.* (1999), elle a été proposée par Riffaud *et al.* (1972).

Nos études de sensibilités ne concernent que le cas du pneu broyé de taille moyenne de 4-8 mm, pour un débit de 100 kg.h^{-1} , un angle dynamique de repos de 42° et une densité en vrac de $458,5 \text{ kg.m}^{-3}$.

3.3.1 Hauteur de la charge en sortie libre

La résolution de l'équation différentielle 3-7 nécessitant la connaissance au préalable d'une condition d'entrée, nous pousse à effectuer une étude de sensibilité pour une meilleure estimation des conditions aux limites du problème.

Le choix de cette condition-limite est donné par la condition physique que la ligne de plus grande pente de la surface du lit ne peut être inclinée à l'horizontale à un angle supérieur à l'angle dynamique de repos du lit granulaire ; par conséquent pour un plan tangent à la surface on a $\gamma \leq (\beta - \theta)$, autrement dit :

$$\frac{dh}{dz} \leq \tan(\beta - \theta) \quad (3-17)$$

Dans le cas où $\frac{dh}{dz} > \tan(\beta - \theta)$, la condition-limite est définie comme étant alors le point sur le lit le plus proche de la surface du cylindre en sortie du four pour laquelle la valeur de $\frac{dh}{dz}$ calculée à partir de (3-7) devient égale à sa valeur maximale donnée par (3-17).

Si on note par h_{cl} la hauteur en ce point et par z_{cl} sa position axiale, la condition aux limites est donnée par $h[z_{cl}] = h_{cl}$. Les initiales « cl » signifient conditions aux limites.

La combinaison des équations (3-17) et (3-7) permettent donc d'obtenir la condition aux limites numériques sur la hauteur de sortie :

$$\frac{dh}{dz} = \tan(\beta - \theta) = C_A Q_v ((2R - h_{cl})h_{cl})^{-3/2} - C_B \quad (3-18)$$

et la coordonnée axiale :

$$z_{cl} = \frac{h_{cl}}{\tan(\beta - \theta)} \quad (3-19)$$

L'axe d'inclinaison, le débit volumique et l'angle dynamique de repos du pneu ont été sélectionnés afin de donner une estimation de l'écart maximal entre les deux solutions qui se produisent dans le système réel. Le choix repose donc sur une inclinaison élevée, un faible angle de repos dynamique et un débit massique élevé.

Nous avons donc pris comme valeurs $Q_s = 350 \text{ kg.h}^{-1}$, $\beta = 20 \text{ deg}$ et $\theta = 15 \text{ deg}$ afin de satisfaire la condition aux limites (valeurs numériques satisfaisant la condition des équations 3-16 et 3-19). Toutes les hauteurs h_{cl} remplissant la condition (3-18) sont donc données sur la figure 3-2 suivante où Z est la position axiale du four.

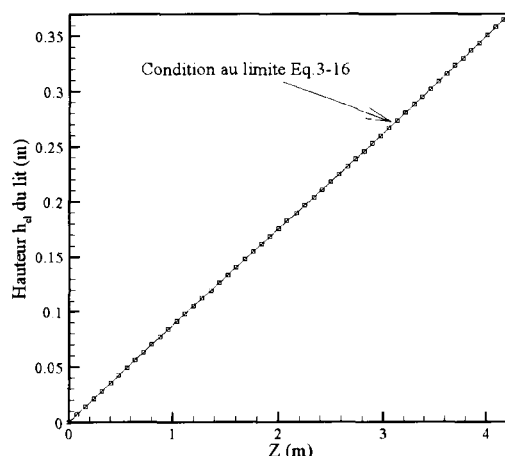


Figure 3-2 : Calcul de la condition aux limites numériques

La seconde solution d'estimation de cette condition aux limites passe par les résultats expérimentaux.

Après une analyse des différents résultats calculés comme expérimentaux on a donc choisi une plage de conditions aux limites initiales allant de $h_{dia}=0,008$; $0,009$; $0,013$ à $h_{dia}=0,023$ m (valeurs supérieures ou égale à la taille moyenne de la particule de pneu broyé).

Le tableau suivant fait l'état des résultats obtenus pour les différentes conditions de sortie libre dans le four.

Les résultats (Tableau 3-2 et Figure 3-4) montrent que la hauteur du solide en sortie n'influence les taux de remplissage totaux et les temps de séjours moyens que si elle est supérieure à 9 mm ; il est aussi possible de tracer le profil des vitesses axiales pour plusieurs valeurs de h_{dia} (voir Figure 3-6).

Tableau 3-2 : Sensibilité du taux de remplissage total et du temps de résidence à la valeur de la hauteur de solide en sortie (sortie libre)

h_{dia} (mm)	8	9	13	23
τ (mins)	76,20	76,20	76,36	76,41
f (%)	7,78	7,78	7,77	7,76

Les courbes tracées pour les valeurs de $h(z=L)$ égales à 9 mm et 13 mm sont confondues avec celle obtenue pour une hauteur en sortie fixée à 8 mm. En ce qui concerne la vitesse, le modèle montre la même sensibilité pour une sortie libre toujours supérieure à 13 mm. Cependant, le modèle n'est pas adapté pour des conditions de sortie libre supérieures à 23 mm ; ce qui correspondrait à un four avec diaphragme car le diamètre moyen des particules (pneu et/ou bois) est inférieur à cette valeur.

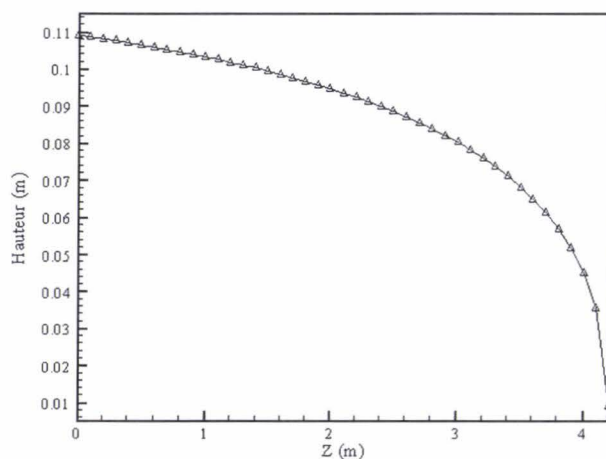


Figure 3-3 : Profil de la hauteur de chargement du four

Au dessous de la valeur de 13 mm, les résultats du modèle stationnaire ne sont pas modifiés. Cette condition aux limites a nécessité ainsi un petit nombre de points de maillage (voir Figure 3-4 dans la zone de sortie lorsque le diamètre moyen des particules diminue).

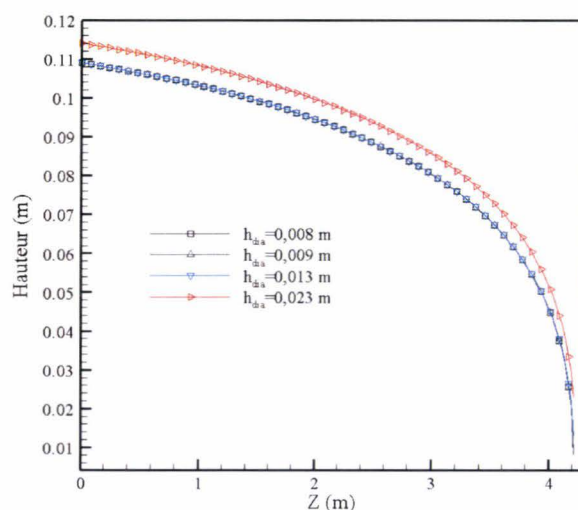


Figure 3-4 : Sensibilité du profil de charge à la hauteur de sortie libre

L'étude de la sensibilité à la hauteur en sortie libre illustrée par la figure 3-5 (diaphragme) montre que plus le diaphragme diminue plus on obtient un étalement de la charge dans le four ce qui se traduit par une corde beaucoup plus longue.

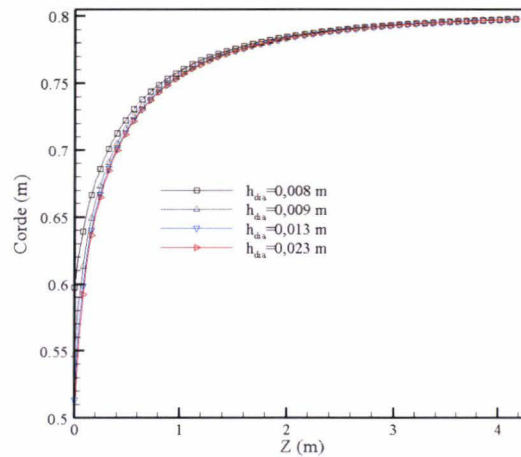


Figure 3-5 : Sensibilité de la longueur de corde du lit à la hauteur de solide en sortie libre

Dans le cas général où la hauteur du lit (h) varie le long de l'axe z , l'angle θ (inclinaison) varie. Le profil de la charge $h(z)$ dépend en général du débit de charge et de la hauteur du diaphragme présent à l'entrée (augmentation du diamètre du four en entrée) et à la sortie du four.

3.3.2 Vitesse axiale de la charge

La vitesse axiale de charge (voir équation 3-12) est directement liée à la hauteur de chargement via l'angle de charge ω . En effet, pour un débit d'alimentation constant, plus on augmente la vitesse axiale plus le taux de remplissage du four diminue ; en effet le produit $S_s V_s^{ax}$ est constant ; donc si V_s^{ax} augmente alors S_s diminue.

Les particules de faibles diamètres se déplacent plus rapidement que celles de grands diamètres (voir figure 3-6) ; en effet la construction en sortie étant fixe $h(z=L)$, pour $h_d = (8, 9, 13 \text{ et } 23 \text{ mm})$ seul d_p varie. L'accélération des particules en sortie de four pour un four sans diaphragme montre que pour un modèle réactif, le besoin de s'assurer qu'une réduction complète (mise en place d'un diaphragme) est assurée avant ce phénomène d'accélération vers la sortie.

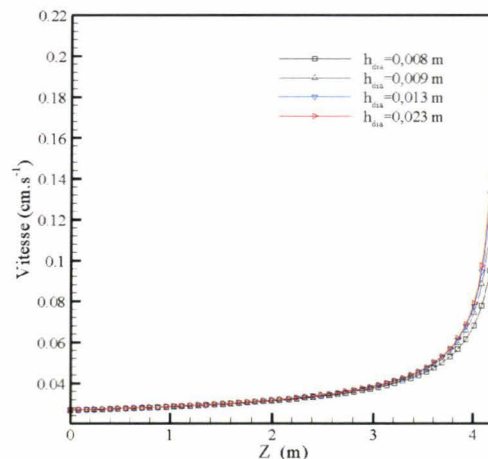


Figure 3-6 : Sensibilité du profil de charge à la vitesse axiale de solide en sortie libre

Les résultats sur la sensibilité de la hauteur en sortie libre (diaphragme) montrent bien qu'avec une faible hauteur de diaphragme (8 mm), on obtient bien un lit beaucoup plus plat, plus étalé et moins rapide. Numériquement, il semblerait que pour une meilleure combustion, conditionner par un bon mélange et un bon temps de résidence (76,20 min) du déchet dans le four, cette hauteur de diaphragme semble être la plus adaptée. En effet la condition aux limites la mieux adaptée est celle répondant à la conservation du temps de résidence et au respect du diamètre moyen de la particule pour les mêmes conditions opératoires du four (inclinaison et vitesse de rotation).

Expérimentalement la mise en place d'une telle condition aux limites demeure délicate (four à chaud) et pratiquement impossible car en phase de combustion la hauteur du lit est très affectée par le séchage, la dégradation, la pyrolyse et la combustion du char.

Une fois que la condition aux limites en sortie libre est bien connue (hauteur de diaphragme de 8 mm satisfaisant au critère du temps de résidence du four fixé à 76,20 min), nous allons étudier l'influence des paramètres de commande (vitesse de rotation, inclinaison et débit de chargement) du four pilote sur les profils de chargement.

3.4 Influence des paramètres de commande

3.4.1 Vitesse de rotation

Comme le montre la figure 3-7, on note un effet très prononcé de la vitesse de rotation sur le profil de chargement et sur le temps de séjour des particules. En d'autres termes, plus on augmente la vitesse de rotation du four plus on accroît la fréquence de passage des particules dans la couche active ; ce qui tend à augmenter la vitesse axiale du solide car les particules parcourent la même distance à chaque « avalanche » (voir Tableau 3-3).

Tableau 3-3 : Influence de la vitesse de rotation pour une inclinaison de 1 deg et $h_{\text{dia}}=8$ mm.

n (rpm)	0,22	0,42	0,52	0,62	0,72	0,80
τ (min)	77,29	40,5	32,7	27,4	23,6	21,3
Vitesse axiale (cm.s ⁻¹)	0,06	0,13	0,16	0,19	0,22	0,25

La vitesse axiale donnée sur ce tableau est une valeur moyenne évaluée à partir du rapport de la section sous corde au débit volumique de déchets en charge dans le four.

Sur la figure 3-7, on voit bien que plus la vitesse de rotation du four est élevée plus le lit s'aplatit ; le processus se déroulant sur un temps plus long. Cette remarque montre l'utilité du choix de la vitesse de rotation du four dans la maîtrise du procédé d'incinération, de pyrolyse ou de calcination.

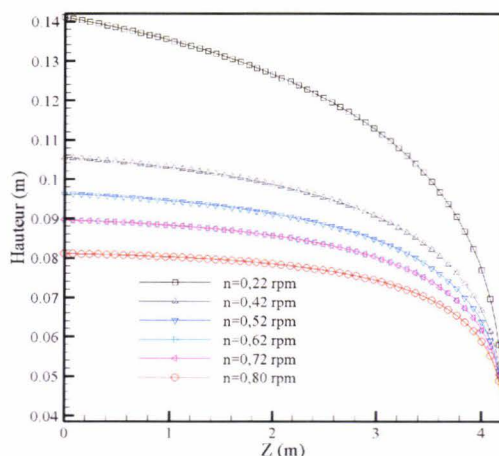


Figure 3-7 : Sensibilité du profil de charge à la vitesse de rotation du four

3.4.2 Débit d'alimentation

L'étude de l'influence du débit sur les profils de chargement du four est faite pour une vitesse de rotation du four de 0,22 rpm, pour une inclinaison du four de 1 deg. Et un angle dynamique de repos du pneu broyé de 42 deg.

Le débit délivré par le système d'alimentation voir figure 3-8 influence largement les profils de chargement cependant, il modifie peu les temps de séjour. Cet effet se retrouve très facilement dans l'expression de la vitesse axiale définie par la formule 3-12 ; la vitesse axiale est donc modifiée avec le débit d'alimentation délivré par le système. A vitesse constante, une augmentation du débit volumique implique une augmentation du taux de remplissage du four (voir équation 3-12).

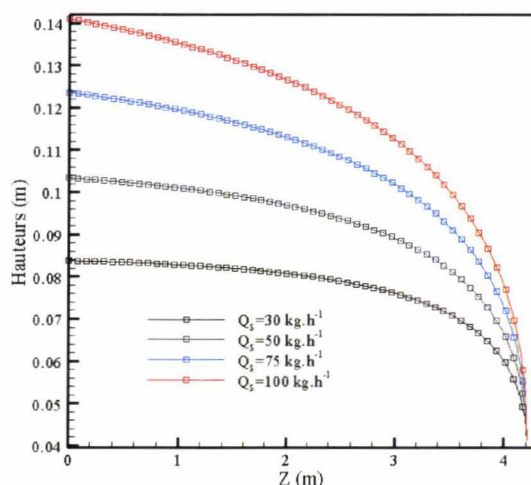


Figure 3-8 : Sensibilité du profil de charge à la charge du four

 Tableau 3-4 : Influence du débit d'alimentation pour une inclinaison de 1 deg et $h_{\text{dia}}=8$ mm.

Débits ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	30	50	75	100
Temps de résidence (min)	76,18	76,19	76,19	77,29
Inclinaison θ ($^{\circ}$)	1	1	1	1

3.4.3 Angle d'inclinaison

Comme le montre l'expression de la vitesse axiale (Cf. Eq. 3-12, en remplaçant \dot{Q}_v par son expression), on montre que la vitesse du solide est fortement influencée par l'angle d'inclinaison à travers le terme en $\tan(\theta)/\sin(\beta)$ et par conséquent les profils de chargement ainsi que les temps de séjour seront sensibles à une modification de l'angle d'inclinaison (voir Figure 3-9). Cette importante sensibilité du profil de chargement à la variation de l'angle d'inclinaison du four, montre bien le besoin d'une validation expérimentale.

Les conséquences d'une augmentation de l'inclinaison du four sont donc semblables à celles observées pour une augmentation de la vitesse de rotation (diminution du temps de séjour et du taux de remplissage) mais leurs causes sont assez différentes : dans le cas de la vitesse de rotation, on augmente la fréquence de passage dans la couche active tandis que dans le cas d'une inclinaison, on rallonge la distance parcourue à chaque passage.

Le modèle de Saeman permet aussi la prédiction du profil de chargement et du temps de séjour (voir équation 3-8) lorsque l'angle d'inclinaison est nul, le seul terme responsable du transport du matériau est alors relatif à dh/dz et il est forcément positif, ce qui implique que l'écoulement observé au sein de tubes non inclinés (équipés en diaphragmes ou non) soit essentiellement piloté par la différence importante de la hauteur du lit entre l'entrée et la sortie du cylindre en rotation.

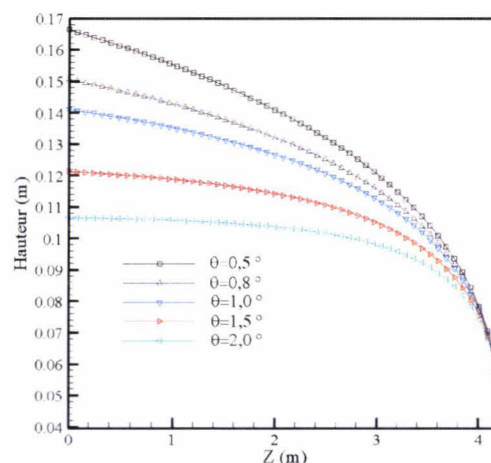


Figure 3-9 : Sensibilité du profil de charge à l'angle d'inclinaison du four

3.5 Propriétés de l'écoulement

En général les produits granulaires utilisés ont chacun des propriétés intrinsèques microscopiques et souvent peu homogènes (coefficient de restitution e_p , géométrie, état de la surface, etc.). La connaissance de l'angle de repos dynamique permet dans notre cas de décrire le profil de la charge granulaire à partir du modèle de Saeman. Son influence est mise en valeur sur la figure 3-10 pour une inclinaison de 1 deg répondant à une hauteur du diaphragme de 8 mm. On peut remarquer que l'angle dynamique de repos de la charge influence donc le profil de l'écoulement mais très faiblement le temps de séjour du matériau.

Nous verrons au chapitre 4 que cette tendance se retrouve exprimée à travers une constante dans l'expression du temps de résidence du four. Le matériau utilisé étant toujours le même c'est-à-dire du pneu broyé (même taille, même densité...).

L'angle de repos dynamique reflète bien le comportement rhéologique du produit ; plus il est petit plus le matériau granulaire est « coulant » ; ce qui se traduit par une augmentation de la vitesse axiale, une légère diminution du temps de séjour et du taux de remplissage, tous les autres paramètres étant bien sûr fixes (voir Tableau 3-5). Le banc expérimental décrit au chapitre 4, paragraphe 4.3.1 apporte plus de détails sur le sens de variation de l'angle dynamique de repos avec la vitesse de rotation (et/ou vitesse axiale du solide) avec le degré de remplissage, avec le diamètre du tambour ou encore avec la forme ou taille des particules.

Tableau 3-5 : Influences de l'angle dynamique de repos de la charge pour $h_{\text{dia}}=8$ mm

β (°)	38	40	42	45
Temps de résidence (s)	76,20	76,20	76,20	76,19
f (%)	7,17	7,51	7,78	8,37
V_{ax} (cm.s ⁻¹)	0,034	0,033	0,032	0,031

Cependant, il est difficile de lier de manière théorique la valeur de cet angle aux propriétés microscopiques du produit et de tirer des conclusions quant à leur influence sur l'écoulement granulaire ; par conséquent, seule une étude expérimentale pourrait prédire de manière satisfaisante les profils de chargement et les temps de séjour. Il est à noter dans le cas des calculs faits afin de déterminer l'influence de l'angle dynamique de repos sur les profils de chargement du four, l'utilisation de valeurs intermédiaires entre celles correspondant au déchet et celles correspondant au char afin de montrer l'influence de la réaction chimique de dégradation n'est pas envisageable pour des valeurs supérieures à 45 degrés. En effet, le tableau 3-5 montre tout simplement que le critère de temps de résidence n'est pas respecté pour cette valeur. La valeur limite étant atteinte à 42 degrés (valeur de l'angle dynamique de repos du pneu broyé). L'étude de l'influence de la réaction par utilisation de l'angle dynamique de repos du char de pneu (48 degrés) n'est donc envisageable qu'en situation de combustion car le temps de résidence devant plus faible qu'en situation de solide inerte.

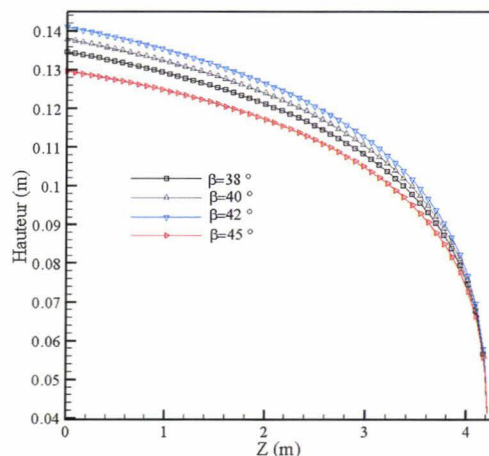


Figure 3-10 : Sensibilité du profil de charge à l'angle dynamique de repos du lit de solide*

3.6 Conclusion du chapitre 3

En conclusion, ce travail nous permet de comprendre les paramètres clés influençant l'écoulement de la charge dans le cas du pneu. Comme nous le savons déjà, l'écoulement en four rotatif d'un matériau est influencé par un certain nombre de paramètres opératoires tels l'inclinaison du four, la vitesse de rotation du four, le débit de charge et l'angle dynamique de repos du pneu.

A partir de l'étude de sensibilité précédente faite à partir du modèle de Saeman appliqué au four du PROCEDIS, on aboutit à quelques conclusions :

- Une augmentation de l'angle d'inclinaison ou de la vitesse de rotation ou les deux possède un effet prononcé sur le profil de charge ; l'angle d'inclinaison et la vitesse de rotation augmentent quand on diminue le débit de charge ;
- En changeant la vitesse de rotation et l'inclinaison du four et en réduisant la hauteur de sortie, le profil de la profondeur du lit peut être maintenu presque à plat tout le long du four ; ce qui constitue la première priorité d'optimisation des transferts de chaleur et aussi de la charge du lit qui directement contribue au bon degré de réduction de la charge. Afin de maintenir une forme plate du profil de charge avec un chargement variant de 1,1 % à 7,9 % (pour un débit massique de 100 kg.h^{-1}), il a été observé qu'une vitesse de rotation d'environ 0,42 rpm, une inclinaison de 1 degré et une réduction de la hauteur de sortie de 0,023 à 0,009 m correspondaient au bon calage du modèle de Saeman au four du PROCEDIS.

Dès lors, une étude paramétrique basée sur la donnée du temps de résidence, de l'inclinaison et de la vitesse de rotation du four et sur la donnée des propriétés physique et rhéologique du matériau (densité, angle dynamique de repos, diamètre, coefficient de frottement) permet une détermination (dimensionnement) du four (longueur et diamètre du four).

Chapitre 4 : Validation expérimentale et numérique du modèle

4.1 Introduction

Après avoir étudié à travers l'outil de simulation l'influence de quelques caractéristiques du four et de la charge à travers le modèle de Saeman, nous avons pu déterminer certains paramètres géométriques du four et rhéologiques des déchets utilisés. Ce modèle de transport de la charge développé est pratique car il ne nécessite que la connaissance de l'angle de repos dynamique du solide ; angle qui définit les propriétés rhéologiques du produit.

La suite est alors l'application du modèle dans le cas d'une étude en milieu non-réactif sous-tendue par des données expérimentales. Ces expérimentations permettront par la suite de connaître les propriétés de transfert des matériaux utilisés et surtout de dimensionner le four.

La règle des 3T définit comme temps de résidence, turbulence et température constitue le fer de lance qui contrôle le processus de combustion en four tournant. Il est donc évident que les temps de résidence du solide et des gaz doivent être bien connus.

Cette partie a l'avantage de mettre en évidence la validation expérimentale du modèle d'écoulement de la charge dans deux configurations de fours : four pilote du PROCEDIS avec une capacité thermique de 800 kW et le four industriel de Rotterdam de capacité thermique totale de 3×13 MW.

4.2 Modélisation dynamique de la charge en four industriel de Rotterdam

La modélisation de l'écoulement de la charge en four tournant est très complexe car les propriétés physiques et rhéologiques varient le long du lit. En fait, les principaux facteurs affectant le mouvement du lit (Descoins, 2004) dans la direction axiale sont la hauteur du lit, la vitesse de rotation et l'angle de repos du lit.

Kramers et Croockewit (1952), Lebas (1995), Spurling *et al.* (2001) montrent que le mouvement axial d'un matériau granulaire à l'intérieur d'un tambour cylindrique dépend de la masse volumique du solide, de la vitesse de rotation, de la hauteur du lit (degré de chargement), de la taille des particules, de l'angle dynamique du matériau et de l'inclinaison du four (Cf. Eq. 3-7 au Chapitre 3). Par conséquent, la vitesse axiale du solide varie le long du four et entraîne la variation de la hauteur du lit à l'intérieur du four. La plupart des modèles sont basés sur une hypothèse de hauteur de charge constante, en d'autres termes sur une vitesse axiale constante. Les changements émanant de l'angle dynamique de repos (changements dus aux variations des paramètres opératoires) n'affectent pas uniquement la hauteur du lit, ils modifient aussi la quantité de solide en contact avec les gaz au dessus du lit mais aussi le temps de résidence et par conséquent les performances du four.

La connaissance du mouvement de la charge est donc nécessaire pour une bonne compréhension des processus se déroulant à l'intérieur du four.

La figure 4-1 montre l'interaction directe entre la dynamique de l'écoulement et les transferts de masse et d'énergie. Dans le cas d'un matériau inerte, le profil de chargement influe sur la température de la phase solide mais la température n'influe pas le mouvement axial de la charge car l'angle dynamique β de repos qui traduit les propriétés rhéologiques du matériau est constant. Cette propriété a été vérifiée par Descoins (2004). Le couplage se fait donc dans un seul sens.

Cependant quand le matériau est réactif, le problème devient plus complexe car il existe une forte interaction avec la masse de solide en décomposition, les réactions chimiques, le mouvement axial de la charge et le niveau de température dans la phase solide. Ce couplage est en partie dû à la variation de l'angle dynamique de repos avec le transfert de masse (voir relation de l'équation 2-2 du Chapitre 2).

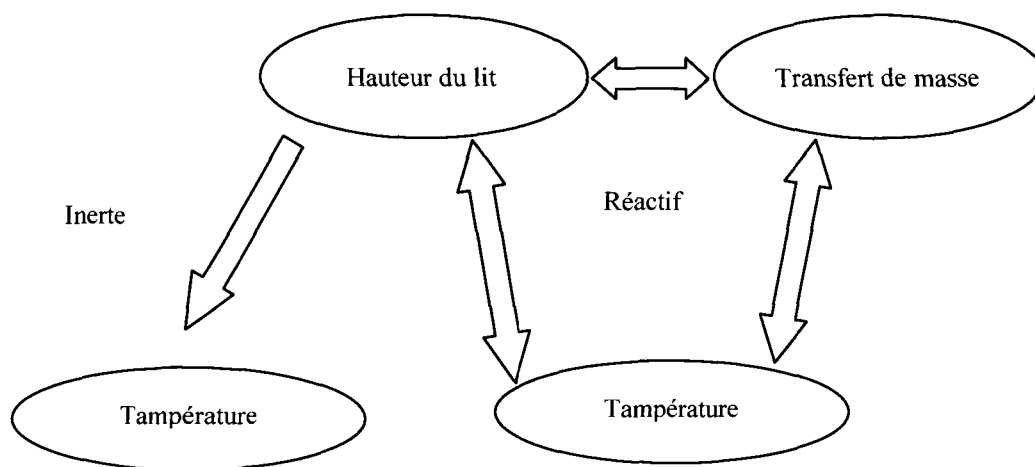


Figure 4-1 : Diagramme d'interaction entre la hauteur du lit et les transferts pour un lit inerte et réactif (Descoins, 2004)

4.2.1 Présentation du four industriel de Rotterdam

Le modèle précédemment défini a été donc appliqué et validé expérimentalement sur le four de Rotterdam (Pays-Bas). En 2005, l'entreprise MAGUIN, SAS a construit trois unités d'incinération d'une capacité nominale de 80 t.h^{-1} soit environ 27 t.h^{-1} pour chaque unité. Ces trois unités assurent l'incinération des déchets dits TAG¹⁴ en CAG¹⁵ issus des résidus bitumineux. Le TAG est constitué de 6 % de matières organiques dont le PCI est égal à 30514 kJ.kg^{-1} . Les résultats présentés ci-dessous ne concernent qu'une unité d'incinération.

Depuis 2001, la réutilisation des TAG non nettoyés n'est plus admissible par le gouvernement des Pays-Bas. Cette initiative pour la suppression des TAG est sous tendue par une directive du gouvernement néerlandais incluse dans le plan national de déchets dit LAP¹⁶. Dans la pratique, cela signifie que le goudron contenu dans l'asphalte se doit d'être nettoyé thermiquement.

¹⁴ Tar Asphalt Granulate

¹⁵ Clean Asphalt Granulate

¹⁶ Local Assitance Plan

En opération, le four opère en régime de roulement c'est-à-dire entre 0,2 et 2 rpm, ce qui optimise le bon mélange transversal. Dans le cas du four de Rotterdam, la plage de vitesse de rotation définissant le mode de roulement ($10^{-2} < Fr < 10^{-4}$) est celle comprise entre 0,2 et 0,89 rpm qui constitue notre limite de mesure.

La Figure 4-2 donne un aperçu du four de Rotterdam. Le four a un diamètre interne de 4096 mm et une longueur de 16 m. L'inclinaison du four ainsi que la vitesse de rotation du four peuvent respectivement varier entre 1 et 2,2 deg et entre 0,267 rpm (30 %) et 0,89 rpm (100 %), ce qui correspond aux conditions opératoires du four. En opération, la vitesse de rotation du four dépasse rarement les 0,534 rpm et le four opère généralement à une vitesse de 0,267 rpm.



Figure 4-2 : Four tournant de Rotterdam

Le Tableau 4-1 donne les caractéristiques géométriques, opératoires et physiques, respectivement du four tournant et du matériau granulaire pris comme étant du gravier. En l'absence de mesures et pour des propriétés similaires (densité et diamètre moyen), nous admettons que le gravier bitumineux est assimilable à du sable sec. Sachant qu'en termes de référence bibliographique les seules données qui se rapprochent du gravier bitumineux (issus des CAG, voir Fig. 4-3) étant le sable. Sous ces conditions, le gravier bitumineux d'une taille moyenne de 40 mm possède un angle dynamique de repos de $32 \pm 0,5$ deg. (Spurling et al. 2001). La densité en bloc mesurée lors des essais est évalué à 1360 kg.m^{-3} . La valeur d'angle dynamique de repos est supposée ne pas varier avec les propriétés géométriques (vitesse de rotation, inclinaison, diamètre du four). Plusieurs essais à un débit fixe de 30 t.h^{-1} ont pu être faits sur le four de Rotterdam.

Tableau 4-1 : Propriétés physiques du matériau et caractéristiques géométriques du four de Rotterdam

	Paramètres	Notations	Valeurs
Four tournant	Diamètre (mm)	D	4096
	Rayon intérieur (mm)	R	2048
	Longueur (mm)	L	16000
	Diaphragme (mm)	h_{dia}	248
Conditions opératoires	Vitesse de rotation (rpm)	n	0,267-0,89
	Angle d'inclinaison (deg.)	θ	2,2
	Débit (t.h^{-1})	Q_s	30
Propriétés du bitumineux	Densité (kg.m^{-3})	ρ	1360
	Taille particule (mm)	d	40
	Angle de repos (deg)	β	32

4.2.2 Résultats numériques et expérimentaux

a) Détermination de la structure du lit

La stratégie de résolution adoptée dans cette partie en vue d'étudier la dynamique de l'écoulement de la charge peut se subdiviser en trois étapes. La première étape est la détermination de la hauteur du lit $h(z)$ le long du lit, la seconde étape consiste en la détermination du demi-angle au centre. Ces deux variables sont régies par des équations différentielles (Cf. Eqs. 3-7 et 3-9 du Chapitre 3). Enfin la dernière étape consiste en la détermination du temps de résidence du solide.

Les mesures ont été effectuées sur une longueur de 12,8 m le long du four (voir photo Fig. 4-4) et pas sur tout le long du four ; par conséquent on se trouve dans le cas d'un cylindre sans diaphragme ($h_{\text{dia}}=0$). En réalité le four dispose d'un diaphragme en sortie de 0,248 m.

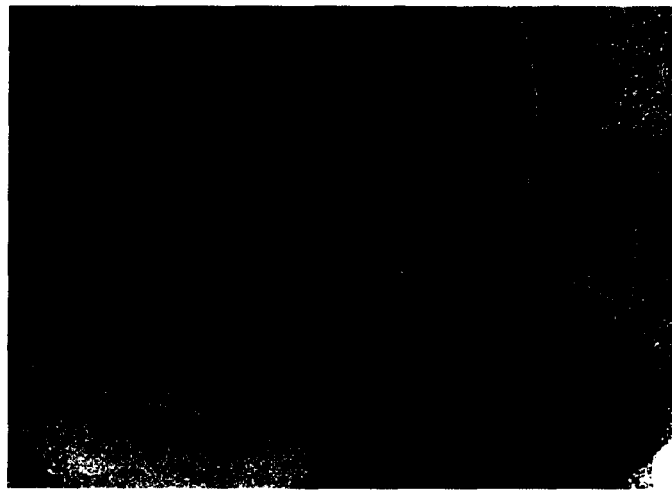


Figure 4-3 : Photo de l'écoulement du béton bitumineux à l'intérieur long du four

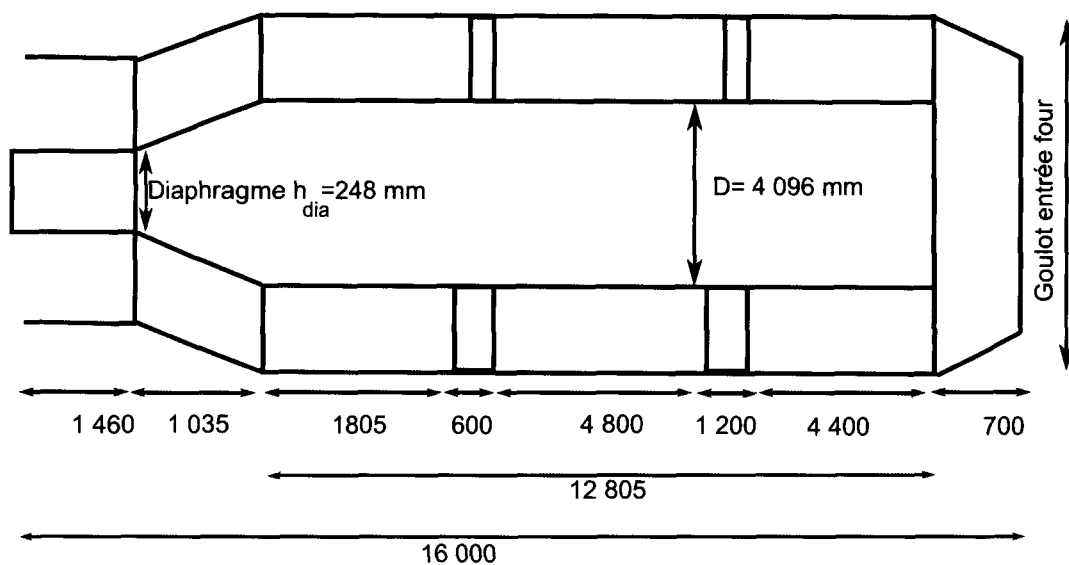


Figure 4-4 : Représentation géométrique du four de Rotterdam

Expérimentalement, lorsqu'on arrête le four, le poids de la charge de déchet repousse le four en arrière. Par la suite le four ainsi que sa charge se stabilisent en horizontale. Durant ces mouvements, la charge ne bouge pas significativement comparée au four. La configuration d'arrêt du four est très représentative de celle d'opération à l'exception de l'angle dynamique de repos. La photo de la figure 4-2 donne plus de détails quant à la présence des relevés qui en position d'arrêt jouent un rôle de contrepois.

Les comparaisons entre les résultats expérimentaux et calculés sont faites à $z = 7,14$ m le long du four, pour une vitesse de rotation de 0,267 rpm et pour une inclinaison de 2,2 degrés. La hauteur du lit et la longueur de corde de ce dernier en fonction du ratio de la vitesse de rotation sont données par la Fig. 4-5a & b.

On observe un bon accord entre les résultats expérimentaux et ceux calculés. La légère sous-estimation observée dans le cas de la hauteur du lit peut s'expliquer par l'instant de mesure de cette dernière. En effet, la mesure de hauteur du lit est faite lors du repos du lit, après arrêt de la rotation du four.

Les erreurs de mesures s'élèvent à ± 5 cm pour la hauteur du lit et de ± 10 cm pour la mesure de la corde du lit. En effet, en ce qui concerne la mesure de la corde, la difficulté est liée à la présence de rangées de relevés alors que dans le cas de la mesure de hauteur du lit, elle est en moyenne plus faible. Pour ce qui est de l'erreur sur l'angle de chargement donnée sur la figure 4-5, elle est déduite de celle de la hauteur à partir de la formule. $h = R(1 - \cos(\omega/2))$.

Au vue de ces erreurs, on observe dans le cas de la mesure de la hauteur du lit, une bonne corrélation avec les résultats calculés pour des ratios de vitesse supérieurs à 60 % de la vitesse maximale de rotation.

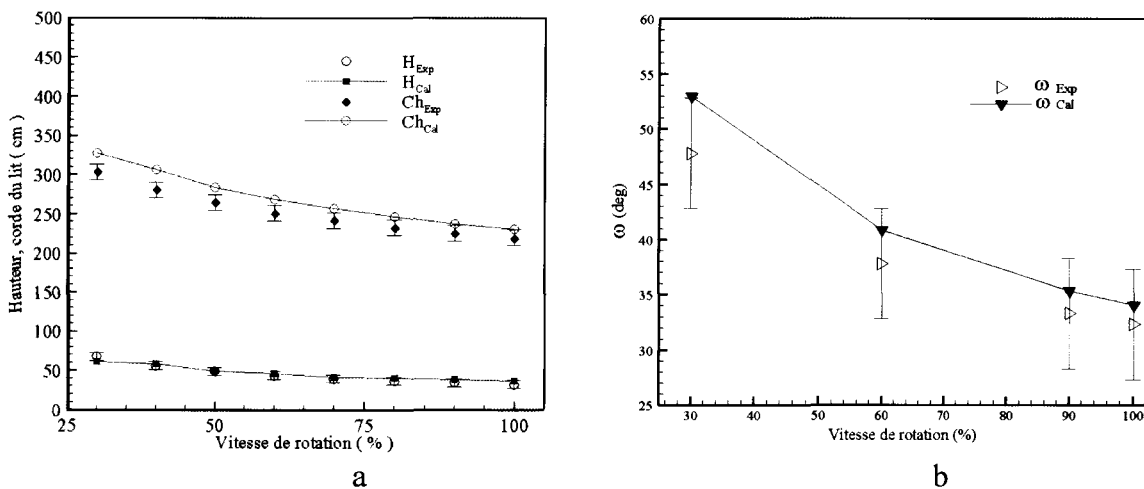


Figure 4-5 : (a) Variations de la hauteur du lit, de la longueur de corde (b) et du demi-angle au centre en fonction de la vitesse de rotation (résultats numériques et expérimentaux)

La figure 4-6 présente le profil de chargement calculé dans le cas du four industriel de Rotterdam (disposant de suréleveurs). En effet, ce profil de chargement est caractéristique du type de four c'est-à-dire avec suréleveurs en régime permanent. Il est clair que ce profil est bien représentatif du fonctionnement en arrêt du four. A l'arrêt, sous l'effet de la charge, le chargement du four est repoussé en arrière.

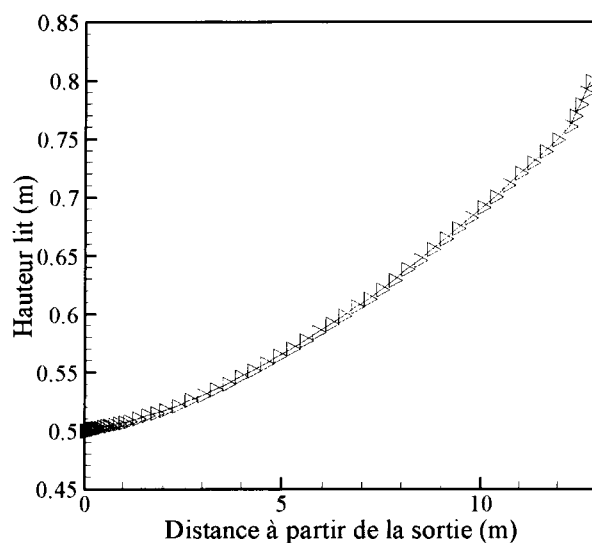


Figure 4-6 : Profil de chargement calculé à 30t.h^{-1} et $0,267\text{ rpm}$ pour une inclinaison de $2,2^\circ$

Numériquement un profil plat de la charge s'obtient avec une vitesse de rotation d'environ $0,534\text{ rpm}$, une inclinaison de 2 degrés et avec une réduction de la hauteur de sortie du diaphragme de 14 à 15% .

Après avoir déterminé les caractéristiques du lit (structure), nous allons par la suite étudier le temps de résidence du matériau ainsi que sa vitesse axiale le long du four.

b) Analyse phénoménologique du mouvement de la charge

Le temps de résidence moyen est défini comme étant le temps de passage des particules à travers le four. Les résultats expérimentaux sont basés sur une estimation du débit volumique total à l'intérieur du four $\tau = V/Q_v$, V est le volume de la charge dans le four. Nous verrons par la suite, dans le cas des mesures faites sur le four pilote du PROCEDIS, le protocole expérimental utilisé.

Le Tableau 4-2 liste les données expérimentales. Expérimentalement, lorsque la vitesse de rotation est doublée, on observe une diminution du volume occupé par la charge dans le four. Le temps de résidence étant proportionnel au rapport L/D et inversement proportionnel à la fréquence de rotation et à la tangente du four, on obtient donc un coefficient constant de $0,15$ (voir Tableau 4-2). La constante ainsi calculée est proportionnelle au temps de résidence expérimentale et inversement proportionnelle au ratio $(L/Dn\theta)$ et à la fréquence de la vitesse de rotation du four ($0,891$). Plus le four est incliné, plus les particules roulent rapidement dans le four. Dans ce cas, le temps de résidence est indépendant de l'écoulement (débit) et peut s'écrire comme suit :

$$\tau = \frac{0,15L}{Dn\theta} \quad (4-1)$$

La vitesse de rotation n s'exprime en rpm, l'inclinaison, θ définit la tangente de l'angle d'inclinaison et s'exprime en m.m^{-1} , la longueur du four, L en m et le diamètre, D s'exprime en m.

On remarque donc que le fait de doubler la vitesse de rotation divise par deux le temps de passage des particules et divise aussi la division par deux de l'angle d'inclinaison du four aura un effet inverse sur le temps de passage. Ces paramètres sont donc importants pour la conception des fours tournants.

Tableau 4-2 : Coefficient de l'équation 4-1 pour une inclinaison de 2,2°

n	%	30	60	90	100
τ	min	46,5	23,2	15,4	14,0
Coefficient	-	0,15	0,15	0,15	0,15

Lee et Shun (1999) note que le temps de résidence d'un déchet solide dans un four tournant est à peu près égal à 1 heure ou 1,5 heure et dépend principalement de la taille et de la nature du matériau. En se basant sur les considérations précédentes, ces derniers proposent la même forme empirique du temps de résidence τ :

$$\tau = \frac{0,19L}{Dn\theta} \quad (4-2)$$

La relation de Lee et Shun sous-estime nos résultats expérimentaux obtenus. La sous-estimation des résultats illustrés sur la figure 4-5 peut s'expliquer par le fait que le matériau granulaire utilisé pour les calculs (angle dynamique de repos) n'est pas exactement la même que celui des expérimentations.

Cette relation ne tient pas compte du degré de chargement qui en fait a une forte influence sur la vitesse axiale comme on le verra par la suite.

La formulation du temps de résidence par le biais du modèle de Saeman (3-6 et 3-7) est donnée par les équations.

$$\tau = \int_0^L \frac{dz}{V_s(z)} \quad (4-3)$$

qu'on peut réécrire à partir de la relation 2-3 sous la forme :

$$\tau = \int_0^L \frac{S_s(z)}{Q_v(z)} dz \quad (4-4)$$

Le temps de résidence varie avec le débit de déchet en charge le long du four.

Le temps de résidence donné par la formulation de Lee et Shun (1999), Eq. (4-2) et celui donné par le modèle numérique du modèle de Saeman en fonction de la vitesse de rotation sont donnés par la Fig. 4-7. L'inclinaison du four est à 2,2 deg et la vitesse de rotation du four est fixée à 0,267 rpm (30 %). Le modèle de Saeman est en bon accord avec les résultats expérimentaux obtenus.

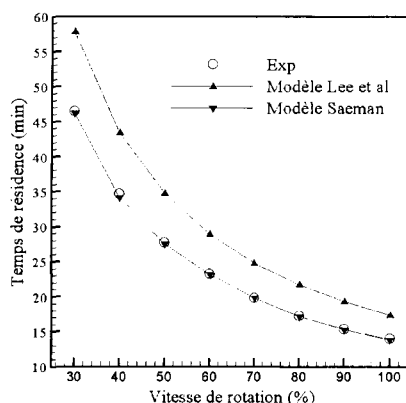


Figure 4-7 : Résultats expérimentaux et calculés de la variation du temps de résidence en fonction de la vitesse de rotation

Finalement,

- La corrélation de Lee et Shun (1999) estimant le temps de résidence est 1,25 fois les résultats obtenus lors des mesures expérimentales. Le type de matériau utilisé expliquerait cette différence.

- Les résultats numériques d'estimation du temps de résidence basés sur le modèle de Saeman sont en bon accord avec les résultats expérimentaux.

Comme on le voit, le modèle de Saeman basé sur un calcul intégral reproduit bien les résultats expérimentaux comparés aux résultats obtenus à partir de la corrélation de Lee et Shun.

En ce qui concerne la relation de Lee et Shun, on peut obtenir une meilleure corrélation avec les résultats expérimentaux en introduisant le facteur correctif obtenu dans l'équation (4-1). Par conséquent, en faisant la correction dans la relation proposée par Lee et Shun on obtient la Figure 4-8.

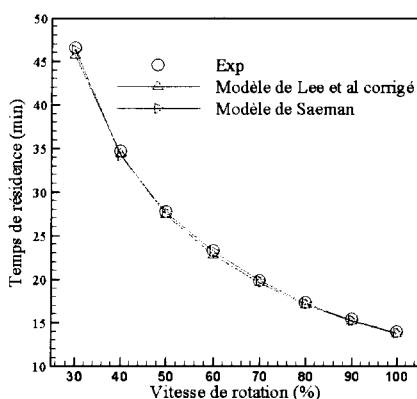


Figure 4-8 : Comparaison entre les résultats calculés et expérimentaux du temps de résidence après correction de la relation de Lee et Shun (1999)

Ces résultats montrent que l'angle dynamique de repos du matériau affecte le temps de passage requis par le matériau pour traverser le four et dépend des caractéristiques du matériau et de l'inclinaison du lit. Cet angle traduit les propriétés rhéologiques du matériau ; plus ce dernier est faible, plus le matériau granulaire "roule" ce qui entraîne une augmentation de la vitesse axiale, une réduction du temps de résidence et du degré de chargement (voir Fig. 4-8). L'angle dynamique de repos apparaît dans la définition du modèle de Saeman mais n'apparaît pas dans la corrélation de Lee et Shun.

La vitesse axiale du lit de solide dans un cylindre en rotation est proportionnelle au diamètre intérieur du four, à la vitesse de rotation et à l'inclinaison du four et inversement proportionnelle à l'angle dynamique de repos du matériau. Cependant, la vitesse axiale du matériau est inversement proportionnelle à la hauteur du lit ou encore au débit de déchet du four. Par conséquent, la vitesse peut s'écrire par :

$$V_s = K \frac{Dn f(\theta)}{g(\beta)} \quad (4-5)$$

avec K une constante, $f(\theta)$ une fonction de l'angle d'inclinaison et $g(\beta)$ une fonction de l'angle dynamique de repos. En se basant sur la relation donnée par l'équation (4-5) et sur la corrélation de Lee et Shun, on peut proposer une relation de calcul de la vitesse axiale du matériau V_s (mesurées) ;

$$V_s = 0,061 \frac{Dn\theta}{\beta} \quad (4-6)$$

En l'absence de mesures le long du four, la mesure à $z=7,14$ m nous a donc permis de déterminer la vitesse axiale à cet endroit. Ce qui nous a permis par la même occasion d'effectuer des comparaisons avec les valeurs données par la formulation de Saeman. La Fig. 4-9 donne des valeurs calculées du champ de vitesse le long du four pour une vitesse de rotation de 0,267 rpm et une inclinaison du four de 2,2 deg.

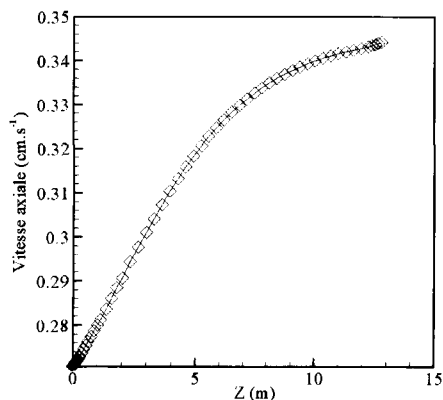


Figure 4-9 : Profil de la vitesse axiale pour 0,267 rpm et 2,2 deg

En se basant sur les résultats expérimentaux et ceux du modèle de Saeman model, la valeur de la vitesse axiale pour une vitesse de rotation de 0,267 rpm et une inclinaison de 2,2 deg est de $0,458 \text{ cm.s}^{-1}$ alors que celle calculée est de $0,331 \text{ cm.s}^{-1}$ à $z=7,14$ m.

La valeur de la vitesse axiale calculée est basée sur la détermination de la section sous corde et sur le demi-angle au centre obtenu à partir du modèle de Saeman. Comme on le voit sur la Fig. 4-10, l'erreur maximale est de 39 % ; erreur qui semble provenir de l'accumulation d'erreurs dans le calcul de la corde et du demi-angle (voir Fig. 4-5(a) et Fig. 4-5(b)).

En d'autres termes, la corrélation mise en évidence dans la relation de l'équation (4-6) est bien justifiée au regard des données expérimentales.

L'originalité de cette partie repose dans le fait que la littérature présente un manque de mesures expérimentales et/ou de détermination de la vitesse axiale de solide dans un four à l'échelle industrielle.

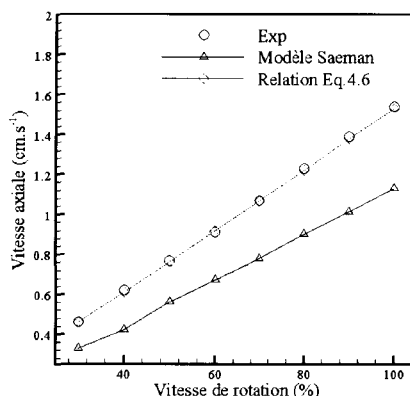


Figure 4-10 : Comparaison entre résultats calculés et expérimentaux de la variation de la vitesse axiale en fonction de la vitesse de rotation à $z=14$ m

c) Effet de la vitesse de rotation sur le degré de chargement

Nous allons maintenant analyser l'influence de la vitesse de rotation sur le degré de chargement pour une inclinaison constante et un débit volumique constant.

L'effet du degré du chargement sur la hauteur du lit est illustré par une répartition de la charge dans le four (voir Tableau 4-3). En partant du modèle de Saeman, les nombres adimensionnels suivants (Kramers et Croockewit 1952) sont définis afin de déterminer le degré de chargement du four.

$$N_{\phi} = \frac{Q_v \sin(\beta)}{nR^3 \tan(\theta)} \text{ et } N_k = \frac{R \cos(\beta)}{L \tan(\theta)} \quad (4-7)$$

Le Tableau 4-3 donne un résumé des résultats expérimentaux et calculés dans le cas d'un tambour sans diaphragme de sortie (mesures faites à $z=12,8$ m) ($h(z=L) = R - R_{\text{dia}} = h_{\text{dia}} = 0$). Nous rappelons que par souci de simplification, f est rapporté à X .

Le calcul expérimental du degré de chargement du four est basé sur la relation suivante :

$$(\bar{X}_r)_{\text{Exp}} = \frac{m_s}{\rho_s \pi R^2 L} \quad (4-8)$$

avec m_s la masse de matériau déversée, ρ_s la densité du matériau, R le rayon du cylindre et L sa longueur.

Tableau 4-3 : Résultats expérimentaux et calculés du degré de chargement et de $X_r N_k^{4/3}$ en fonction de la vitesse de rotation du four (pour $h_{\text{dia}}=0$, $\theta=2,2$ deg et $Q_v=6,1610^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$)

n (rps) $\times 10^{-3}$	Charge (kg)	$(\bar{X}_r)_{\text{Cal}}$	$(\bar{X}_r)_{\text{Exp}}$	$(X_r N_k^{4/3})_{\text{Exp}}$	$(X_r N_k^{4/3})_{\text{Cal}}$	$N_{\phi} N_k$
4,45	23287,41	0,1224	0,1015	0,6584	0,5461	7,860
5,90	17226,90	0,0918	0,0751	0,4938	0,4040	5,895
7,40	13883,50	0,0734	0,0605	0,3950	0,3256	4,716
8,95	11698,06	0,0609	0,0510	0,3273	0,2743	3,908
10,30	9946,70	0,0525	0,0434	0,2822	0,2333	3,369
11,80	8645,76	0,0459	0,0377	0,2469	0,2027	2,948
13,35	7683,50	0,0408	0,0335	0,2195	0,1802	2,620
14,83	6939,53	0,0367	0,0303	0,1975	0,1627	2,358

Le protocole expérimental pour mesurer le taux de remplissage est le suivant :

- On démarre la rotation du cylindre et l'acquisition sur la balance ;
- Lorsque le débit de solide en sortie est constant, la rotation et l'alimentation de solides sont arrêtées ;
- Un récipient vide est placé en sortie de four et la rotation est redémarrée (à noter que ce démarrage de la vitesse de rotation ne sert qu'à recueillir la charge du four) ;
- Quand le four est vide, on mesure la masse contenue dans ce récipient et on en déduit le taux de remplissage total au moyen de la formule définie par l'équation 4-8.

Alors que pour la détermination du degré de chargement par le calcul, on a utilisé la formulation de Kramers et Croockewit (1952) pour $h_{\text{dia}}/RN_{\phi} = 0,193$:

$$\left(\bar{X}_r N_k^{4/3} \right)_{\text{Cal}} = 0,055 (N_{\phi} N_k)^{4/3} \quad (4-9)$$

Cependant, la relation proposée par Kramers et Croockewit (1952) est définie pour $N_{\phi} N_k < 0,1$ alors que dans notre cas on est dans l'intervalle $2 < N_{\phi} N_k < 8$ (voir Tableau 4-3, débit volumique important).

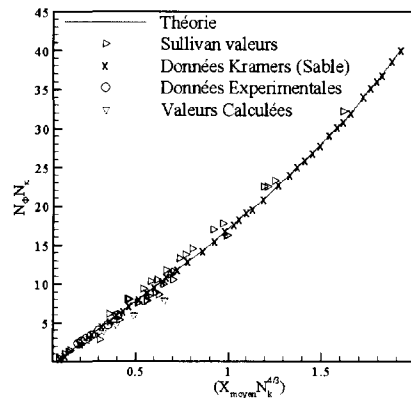


Figure 4-11 : Mise en évidence de la relation de chargement du four pour un four dépourvu de diaphragme en sortie libre (X_{moyen} étant \bar{X})

Les résultats expérimentaux et calculés montrent qu'aux grandes vitesses de rotation du four correspondent un plus grand degré de chargement du four. Ce qui conduit à une réduction de la hauteur du lit (voir Fig. 4-5(a)) d'où une faible diminution du temps de séjour. Les valeurs calculées et expérimentales sont en bon accord avec une erreur maximale de 22 %.

On a donc comparé nos valeurs avec la courbe théorique et les valeurs obtenues par Kramers et Croockewit (1952) et Sullivan *et al.* (1927) (voir Fig. 4-11). D'une façon générale, nos valeurs sont en bon accord avec la courbe théorique. Cependant, il existe une légère différence entre les valeurs théoriques et celles calculées. Ces différences sont probablement dues à la formule utilisée pour le calcul du degré de chargement (Eq. 4-9).

Contrairement aux valeurs obtenues par Kramers et Croockewit (1952), nos résultats expérimentaux et calculés sont en bon accord et cela pour un four dépourvu de diaphragme de sortie. On observe de ce fait l'effet positif qui existe dans les mesures dans le cas d'un four sans diaphragme. Le diaphragme conduit à un écoulement très complexe (Kramers et Croockewit 1952).

D'autre part, en comparant nos valeurs à celles obtenues dans le cas du sable (taille moyenne située entre 0,6 et 1,2 mm), on peut donc percevoir l'effet du type de matériau mais aussi du débit en charge dans le four. Dans notre cas, nous avons utilisé du gravier d'une taille moyenne de 40 mm pris comme étant du sable avec un angle dynamique de repos basé sur les mesures de Spurling *et al.* 2001.

Nous pensons que le fait de ne pas varier la vitesse de rotation apportera plus d'explications sur la variation du degré de chargement. D'autre part, lors d'une opération en situation industrielle, l'inclinaison du four est presque toujours fixée.

L'application du modèle au four industriel de Rotterdam a permis la mise en évidence d'une relation phénoménologique pour le temps de résidence permettant d'en déduire une relation pour la vitesse axiale du solide qui permet de restituer le modèle de Saeman. Les influences de la vitesse de rotation, de l'inclinaison du four et du temps de résidence sur le profil de la charge ont été étudiées.

4.3 Modélisation dynamique de la charge sur four du PROCEDIS

Les trois semaines d'essais effectués sur le four du PROCEDIS et portant sur deux déchets distincts pneu et bois broyés se sont déroulées en deux étapes :

- ✓ Une semaine d'essais à froid permettant de définir l'hydrodynamique du four tournant
- ✓ Deux semaines d'essais à chaud permettant de caractériser la combustion des différents déchets incinérés.

Dans cette partie nous avons donc effectué des mesures basées sur la variation de la vitesse de rotation du four et du débit de déchet en charge dans le four. Les données expérimentales recueillies nous ont permis d'effectuer une analyse du temps de résidence du déchet en rapport avec la vitesse de rotation, du débit de déchet, de la mi-corde, du demi-angle et du degré de chargement. L'influence de l'inclinaison du four n'a pas pu être mise en évidence pour raison opératoire. Enfin après une analyse phénoménologique et une analyse des données expérimentales nous proposerons des relations de détermination du temps de résidence et de la vitesse axiale.

L'objectif principal de ce travail est la compréhension de la combustion en four tournant pour un essai de dimensionnement. Pour se faire, nous avons proposé une modélisation en deux étapes ; la première sous MatLab concerne la dynamique et la dévolatilisation de la charge de déchet et la dernière sous CFD modélise la combustion des gaz et du résidu de char formé lors de la modélisation sous MatLab. C'est à la fin de cette itération qu'on pourra connaître la charge résiduelle le long du four autrement dit la longueur utile de combustion. Une fois que cette longueur maximale est connue, nous pouvons remonter au moyen de la formule de détermination du temps de résidence au diamètre maximal et ainsi proposer un essai de dimensionnement du four.

Un banc d'essai expérimental nous a permis de déterminer l'angle dynamique de repos des différents déchets utilisés mais aussi de leurs cendres (ce qui nous permettra d'en déduire celui du char). La figure 4-12 illustrée au paragraphe suivant donne un aperçu de ce banc expérimental.

Dans ces séries d'essais nous avons fait des tests par utilisation de plusieurs vitesses de rotation, et de débit de charge (degré de remplissage). Tous les tests sont présentés en mode de roulement et éboulement qui correspond à un nombre de Froude compris entre 10^{-5} et 10^{-2} et un coefficient de friction des parois donné égal à $\mu_w = 0,67$ $\mu_{w,c} = 0,52$ dans le cas du pneu broyé et $\mu_w = 0,53$ $\mu_{w,c} = 0,41$ dans le cas du bois broyé.

4.3.1 Mesure expérimentale de l'angle dynamique de repos

L'angle dynamique de repos du matériau granulaire est l'angle formé par la surface de la couche en cascade avec l'horizontal, lors de la rotation du système (tambour ou cylindre horizontal). L'angle de repos dynamique est une grandeur physique permettant de caractériser l'écoulement d'un produit granulaire.

S'il existe un obstacle au sein du four tel un diaphragme, l'angle doit être mesuré suffisamment loin de cet obstacle afin d'éviter par exemple les effets de bords.

L'angle dynamique de repos peut être mesuré aussi bien à partir de l'analyse d'un programme d'analyse d'images expérimentales qu'à partir d'expériences faites par traçage de particules.

Expérimentalement, la mesure de l'angle dynamique de repos peut se faire par les trois méthodes énoncées au paragraphe 2.2.1 au Chapitre 2 ; au moyen d'une analyse d'images ou tout simplement par une mesure directe par inclinomètre.

- En ce qui concerne l'analyse d'images, il consiste à prendre des images de l'enrobage de particules au niveau de la paroi latérale et transparente lors de la rotation du tambour chargé ; la mesure de l'angle dynamique est faite pour toutes les conditions opératoires. L'angle dynamique de repos obtenu par la simulation correspond à l'angle de la surface plate moyenne du lit. L'angle dynamique de repos est donc l'angle formé par la surface de la couche en cascade avec l'horizontale lors de la rotation du tambour.
- Pour ce qui s'agit de la méthode PEPT, elle repose une analyse numérique des données de la trajectoire de la particule suivie au moyen d'un rayon traceur gamma (Spurling, 2000 et Ding *et al.* 2001a & 2002a).

En ce qui concerne la mesure expérimentale faite au laboratoire de l'École des Mines de Douai (Département Énergétique Industrielle), la mesure de l'angle dynamique de repos suit le protocole suivant :

Des images digitales ont été prises à travers la plaque transparente en même temps que la rotation du système d'alimentation afin de mesurer l'angle dynamique de repos pour toutes les conditions opératoires. L'angle dynamique obtenu lors des mesures est estimé à travers la surface moyenne du lit plat comme le montre la Figure 2-4 (Cf. Chapitre 2). A chaque programme d'analyse sélective d'images du programme de la simulation toutes les coordonnées des centres de sphères visibles sont utilisées comme point de données du plan obtenu par ajustement à travers la méthode des moindres carrés. L'angle de repos est calculé en évaluant l'angle de ce plan par rapport à l'horizontale (Khalil, 2008).

Le banc expérimental de la figure 4-12 a donc fait l'objet d'un programme d'analyse sélective obtenu durant l'expérience et la simulation pour un exemple test. Pour cette étude, les dimensions du système sont : diamètre 525 mm, longueur 915 mm et une vitesse de rotation comprise entre (0,19 à 19,43 rpm). Le tambour est rempli des produits à étudier (bois et pneu broyés et cendres de bois et de pneu).

Les paramètres de fonctionnement du tambour (vitesse de rotation, taux et rugosité des parois) sont donc maintenus dans les limites permettant un mouvement transversal de la charge en mode de roulement (roulement).

Vitesse de rotation : pour un mode de roulement c'est-à-dire pour un nombre de Froude compris entre 10^{-4} et 10^{-2} , on opère pour des vitesses de rotation comprises entre 0,6 et 6.

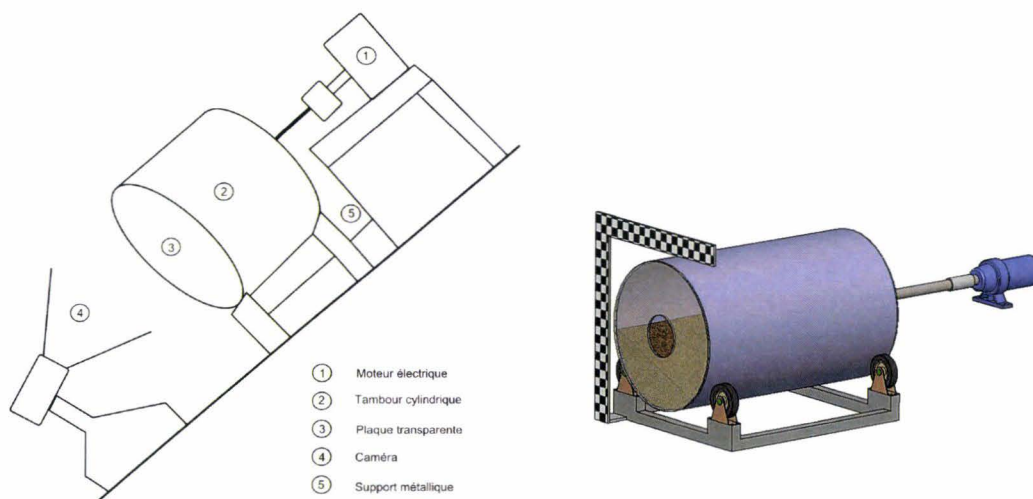


Figure 4-12 : Schéma de principe simplifié de la mesure de l'angle dynamique de repos (Khalil 2008)

D'après les études faites par Graeme Miller (2005), pour des agglomérats bien ronds, de distribution de taille moyenne, l'angle de talus est susceptible d'être aux alentours de 34 degrés (semblables à la bauxite). Une corrélation liant l'angle dynamique de repos à l'angle de talus a été faite par ces derniers ; elle est donnée par la relation :

$$\beta = 34 + \frac{7,41}{(1/n_c - 1)^{0,447}} \quad (4-10)$$

Cette relation montre que plus on augmente la fraction n_c de la vitesse critique plus on accroît ainsi l'angle dynamique de repos (voir photo Figure 2-4). Ainsi en passant de 0,2 à 0,5 l'angle dynamique de repos passe de l'angle de talus de $+2^\circ$ à $+8^\circ$. On remarque à travers cette étude que pour un angle de talus de 34° l'angle dynamique de repos peut passer de 37° à 90° ; ce qui est relativement important pour les calculs.

Le tableau suivant résume les différentes mesures obtenues pour les différents matériaux utilisés. On trouvera également dans ce tableau une comparaison explicative entre l'angle dynamique de repos et l'angle de talus encore appelé angle dynamique de repos statique. Globalement, les angles de repos dynamique et statique dépendent de la technique de mesure utilisée. Henein *et al.* (1983) trouvent que l'angle dynamique de repos était plus petit que l'angle statique de repos tandis que Khakhar *et al.* (1997 & 2001) trouvent que l'angle dynamique de repos était plus grand que l'angle statique de repos. D'autre part, Henein *et al.* (1983) et Ding *et al.* (2001a) montrent que l'angle dynamique de repos est indépendant de la vitesse de rotation et du degré de chargement du cylindre mais pouvait augmenter avec la vitesse de rotation dans le cas des études faites par Khakhar *et al.* (1997 & 2001) et Yamane *et al.* (1998). Enfin Henein *et al.* (1983) montrent que l'angle dynamique de repos augmentait avec l'augmentation du diamètre du cylindre.

Tableau 4-4 : Propriétés physiques des matériaux utilisés

Paramètres physiques	Bois broyés	Pneu broyé	Cendres bois	Cendres pneu
Masse volumique apparente (kg.m^{-3})	580	1100	—	—
Masse volumique en vrac (kg.m^{-3})	258,20	458,50	—	—
Angle de repos statique (deg.)	42	84	31	48
Angle de repos dynamique (deg.)	32	42	21	24

Nous rappelons que la mesure d'angle dynamique de repos statique est basée sur la littérature et sur une estimation de ce dernier à partir de la photographie de l'image correspondante. En ce qui concerne les mesures d'angle dynamique de repos des cendres de bois, les mesures furent très difficiles à réaliser à cause de la texture très sombre des particules de cendres. Cependant, contrairement au pneu broyé (de couleur très sombre), les cendres de pneu quant à elles présentent une double texture (pour une seule particule), sombre et blanche (cendres et noir de carbone).

4.4 Présentation générale des essais à froid

La semaine d'essai à froid s'est déroulée du 2 au 5 septembre 2008 avec deux essais de rattrapage qui se sont déroulés le 30 septembre 2008 après les deux semaines d'essais à chaud afin de compléter les essais sur bois par l'utilisation de débit plus faible. Le tableau en annexe 2 résume les variables opératoires utilisées durant la semaine à froid.

Cette phase d'essais a nécessité d'abord une préparation du four par la mise en place de graduation pour la mesure de la hauteur du lit et de la corde de ce dernier et aussi une préparation des deux déchets par la caractérisation physique de ces derniers (mesure de densité, taille moyenne fournie).

Le tableau 4-5 donne les caractéristiques géométriques et opératoires du four et physiques du bois et du pneu broyés.

Tableau 4-5 : Caractéristiques géométriques du four et physiques des déchets utilisés

Ensembles	Paramètres	Notations	Valeurs
Four pilote	Diamètre (mm)	D	800
	Rayon externe	R	1200
	Longueur (mm)	L	4210
	Diaphragme (mm)	D_{dia}	0
Conditions opératoires	Vitesse de rotation (rpm)	N	0,22 – 0,80
	Angle d'inclination (deg.)	θ	1
	Débits ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	Q_s	30-100
Bois broyé	Densité en bloc ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	ρ	258,20
	Taille particule (mm)	d	0 - 10
	Angle de repos dynamique (deg.)	β	32
Pneu broyé	Densité en bloc ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	ρ	458,50
	Taille particule (mm)	d	4 - 8
	Angle de repos dynamique (deg.)	β	42

Une fois que les déchets et le four sont mis à disposition, nous avons donc démarré les essais en procédant selon le protocole suivant :

Etape 1 : Détermination du temps de résidence du four

L'estimation du temps de passage des particules de la sortie du couloir vibrant de la vis sans fin jusqu'à la sortie du four nous amène dans notre étude soit à estimer le temps de parcours jusqu'à la sortie du couloir vibrant soit à ajouter la longueur supplémentaire correspondante dans le calcul du temps de résidence. Dans notre étude, la dernière option fut adoptée.

Une fois que le régime est permanent, c'est-à-dire que la hauteur de lit en sortie de four est constante, on arrête l'enfournement suivi de l'arrêt de la rotation du four. Ainsi, on mesure d'abord la quantité de solide déchargé, les hauteurs et cordes de lits et la quantité de solide dans le four.

Le four est alimenté avec un débit massique uniforme jusqu'à ce que le lit sur l'ensemble du four ait atteint une condition d'équilibre et que le taux de matériau déchargé ne varie plus (constant). Le four est arrêté, la trémie déconnectée et le matériau restant dans le four déchargé. A partir de ces deux pesées, le temps de passage est donc déterminé. En posant m_s la quantité de matériau déchargée en T minutes et par m la quantité de matériau restant dans le four, on aura la durée de passage qui sera égale à : $\tau = T \times m / m_s$.

La deuxième méthode permettant d'évaluer le temps de résidence du déchet depuis l'entrée de la vis d'alimentation jusqu'à l'entrée du four est donnée en partie par la méthodologie suivante. Connaissant la fraction de remplissage et le débit volumique on peut remonter au temps de séjour dans la première section droite du cylindre ou vis d'alimentation. Dans le cas où le four disposerait de deux sections (en entrée et en sortie avec un diaphragme), le temps de résidence total est la somme des temps de résidence des deux sections (Kramers et Croockewit, 1952).

Etape 2 : Détermination de la hauteur et corde du lit le long du four :

Après une durée de l'essai de 45 min à 90 min et après arrêt de la rotation du four nous avons procédé à la mesure de la hauteur du lit $h(z)$, de la corde $Ch(z)$ tout au long du four. Ces données seront ensuite comparées avec les résultats du modèle numérique.

Étape 3 : Évaluation du taux de remplissage (f) :

À partir de la quantité m_s de déchet déchargée on peut déterminer à partir de la formule 4-8 le taux de remplissage du four. Pour des mesures du degré de remplissage, l'inclinaison étant maintenue fixe, on ne pourra faire varier que la charge m_s (voir formule 4-8) : le débit correspondant étant donné par la vis d'alimentation. Les tableaux 4-6 et 4-7 un peu plus bas résument les données à recueillir ou recueillies.

Ces essais nous ont permis dans un premier temps de dégager et confirmer certaines remarques qui ont été émises durant nos simulations numériques. En premier aperçu, nous les résumons ci-dessous.

4.4.1 Structure du lit de déchets

Les mesures de hauteurs à l'intérieur (voir Figure 4-13) du four aussi bien dans le cas du pneu et du bois broyés sont difficiles à réaliser et selon la granulométrie du matériau peuvent engendrer des erreurs en ordre de grandeurs différentes. Ainsi dans le cas de la mesure de la hauteur du lit de pneu broyé, l'erreur sur la hauteur (profondeur) du lit est estimée à environ 25 mm (particules granuleuses ayant une faible surface de contact et donc plus de glissement par perturbation, la mesure étant intrusive). Pour la mesure de hauteur du lit de bois broyé, l'erreur est environ estimée à 20 mm. En ce qui concerne, la mesure de longueur de corde du lit dans les deux types de déchet, l'erreur est égale à 15 mm. En effet, il est plus facile de mesurer la longueur de corde sans perturber le lit (mesure beaucoup moins intrusive).

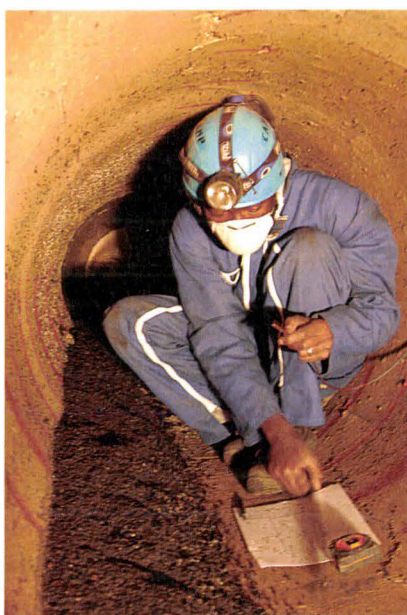


Figure 4-13 : Photo de la mesure de la hauteur et corde du lit de pneu broyé

La stratégie de résolution des équations du modèle dynamique et du temps de résidence du solide est la même que celle utilisée sur les essais du four de Rotterdam. Sur ce qui suit, nous allons analyser d'une manière générale, déchet par déchet l'influence des paramètres opératoires et rhéologique sur le profil du lit de déchet et sur la dynamique de l'écoulement.

a) Cas du pneu broyé

-Pour une vitesse de 0,22 rpm et 100 kg.h⁻¹

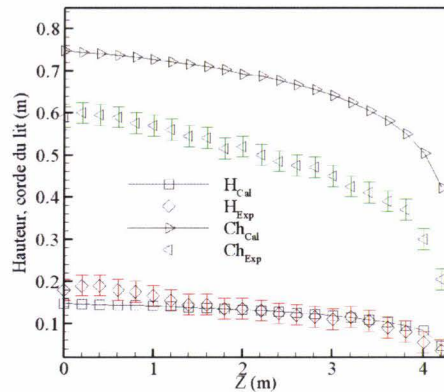


Figure 4-14 : Profils de la hauteur de charge H et de la longueur de corde Ch à 100 kg.h⁻¹ et 0,22 rpm

Pour une vitesse de rotation du four de 0,22 rpm, le modèle reproduit bien les tendances du four (Figure 4-14). On obtient une bonne corrélation en ce qui concerne l'estimation de la hauteur du lit. En ce qui concerne le calcul de la demi-corde l'erreur semble provenir de la condition en sortie libre déduite de celle de la hauteur en sortie libre qui sous-estime le demi-angle au centre. D'autre part, la mesure expérimentale de la corde du lit est faite indépendamment de l'angle au centre alors que dans le cas des calculs c'est différent. On obtient bien pour un grand débit de chargement du four un plus grand étalement de la charge qui conduirait plus à un profil plus plat avec de grande vitesse de rotation.

-Pour une vitesse de 0,42 rpm et 30 kg.h⁻¹

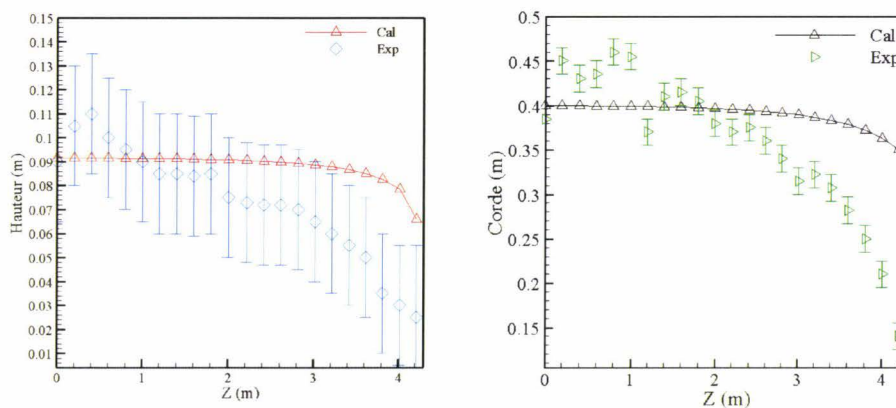


Figure 4-15 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 30 kg.h⁻¹ et 0,42 rpm

Le profil de chargement obtenu pour un débit de 30 kg.h⁻¹ est affecté par une modification de la vitesse de rotation (voir Figure 4-15). Le profil est plus plat à 0,62 rpm (Figure 4-16), cependant il est beaucoup plus étalé avec une faible vitesse de rotation (0,42 rpm).

-Pour une vitesse de 0,62 rpm et 30 kg.h⁻¹

Lors de cet essai nous avons constaté un étalement causé par l'apparition de rugosités sur les deux tiers du four. En effet ces rugosités sont dues à la fusion du réfractaire en réaction avec la charge de déchet en combustion.

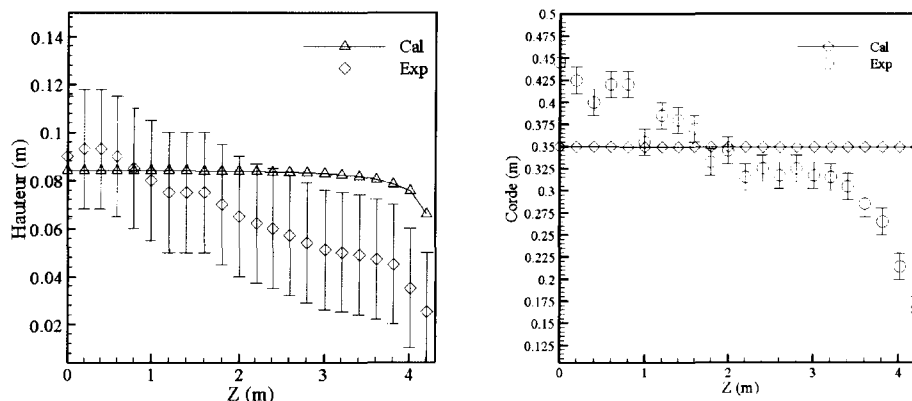


Figure 4-16 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 30 kg.h⁻¹ et 0,62 rpm

Nous obtenons une bonne corrélation pour la hauteur du lit sur la moitié du four. La surestimation obtenue se situe pratiquement sur le dernier mètre du four. Cela peut être dû à la présence de rugosités dans la moitié du four qui semble être un précurseur de l'accélération des particules sur le dernier mètre.

Dans les deux essais c'est-à-dire à 30 kg.h⁻¹ à 0,42 rpm et 0,62 rpm, l'effet combiné de la rugosité des parois et des propriétés rhéologiques du pneu broyé explique bien le comportement de la hauteur du lit et de la longueur de corde du lit de pneu broyé.

-Pour un débit de pneu de 50 kg.h⁻¹ à 0,22 et 0,42 rpm

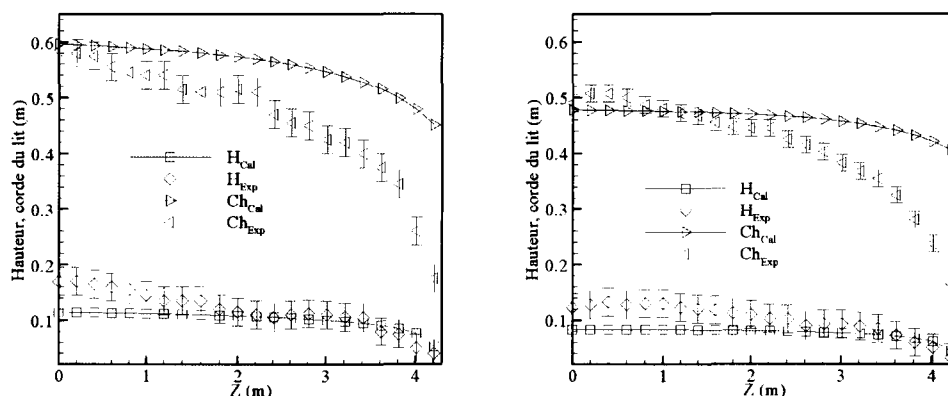


Figure 4-17 : Profils des hauteurs et cordes pour un débit de 50 kg.h⁻¹ de pneu, respectivement pour des vitesses de rotation de 0,22 et 0,42 rpm

Les tendances observées sont presque partout les mêmes ; en effet lorsqu'on augmente la vitesse de rotation pour un débit de charge constant, la hauteur ainsi que la corde décroissent. On obtient une meilleure concordance entre résultats expérimentaux et calculés pour la hauteur lorsque la vitesse de rotation du four est de 0,22 rpm (Figure 4-17).

À titre indicatif, pour un débit de 75 kg.h⁻¹, nous présenterons des résultats du modèle dans le cas du bois broyé (voir Figure 4-19). En effet, la maîtrise de l'opération s'étant avérée très difficile à obtenir pour un débit de 100 kg.h⁻¹, nous nous sommes rabattus sur un débit plus faible (75 kg.h⁻¹).

En ce qui concerne le pneu broyé aussi, les résultats obtenus pour des débits supérieurs à 50 kg.h^{-1} ne concernent que le modèle dynamique. Ces choix sont justifiés et ne sont intervenus qu'à la fin de la période d'essais à froid.

b) Cas du bois broyé

-Pour une vitesse de 0,22 rpm et 0,42 rpm à 100 kg.h^{-1}

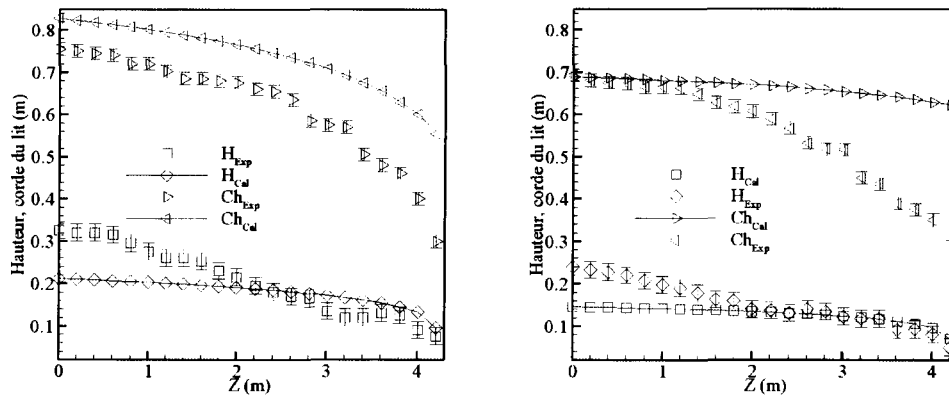


Figure 4-18 : Profils des hauteurs et cordes pour un débit de 100 kg.h^{-1} de bois, respectivement pour des vitesses de rotation de 0,22 et 0,42 rpm

La hauteur et la longueur de la corde décroissent avec la vitesse de rotation. Cependant, on obtient une meilleure corrélation de la hauteur du lit pour une vitesse de rotation de 0,42 rpm et la meilleure corrélation de la corde pour une vitesse de rotation de 0,22 rpm (Figure 4-18).

-Pour une vitesse de 0,62 rpm à 75 kg.h^{-1}

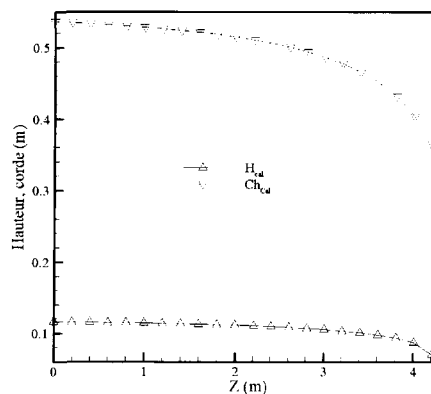


Figure 4-19 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 75 kg.h^{-1} et 0,62 rpm

Pour cet essai, le degré de remplissage et la vitesse axiale calculée à $z=2 \text{ m}$ le long du four sont respectivement égaux à $0,065$ et $0,0025 \text{ m.s}^{-1}$.

-Pour une vitesse de 0,62 rpm à 50 kg.h⁻¹

La mesure de la hauteur de lit est en bon accord avec les résultats calculés ; cependant, comme on l'a remarqué, la longueur de corde calculée n'est pas en bon accord avec les mesures expérimentales (Figure 4-20). Le modèle ne prédit pas bien l'étalement de la charge dans le four.

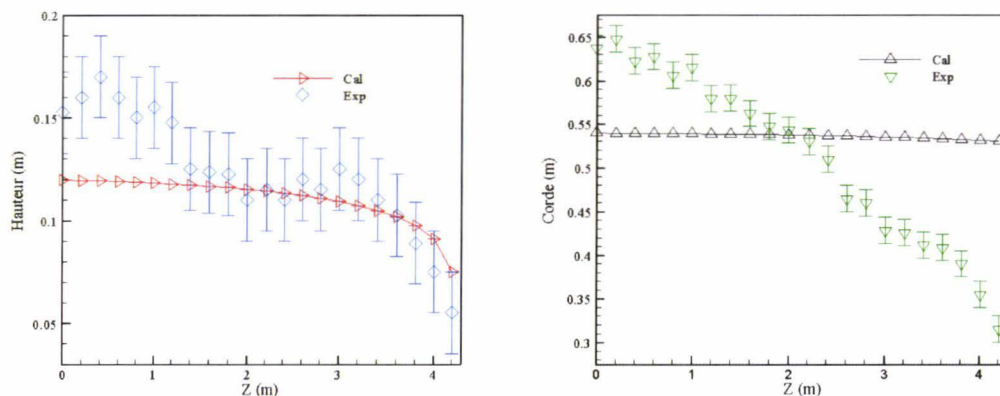


Figure 4-20 : Profils de la hauteur de charge et de la longueur de corde à 50 kg.h⁻¹ et 0,62 rpm

D'une manière générale, ce résultat est prévisible ; en effet, c'est à partir de la condition de sortie libre (h_{dia}) qu'on a évalué ω_0 , à partir de laquelle on en déduit Ch_{ω_0} (longueur de corde initiale). Il semble donc évident que le modèle (évaluant Ch_{ω}) est aussi sensible à h_{dia} et à ω_0 .

4.4.2 Degré de chargement du four

Expérimentalement, le degré de chargement est donné par la relation $f = m_s / \rho_s \pi R^2 L$ et sa mesure nécessite la mise en place d'un protocole expérimental défini au paragraphe 4.3.1.

Le degré de charge ou encore proportion de solide sur la section transversale d'un cylindre est donné aussi par la relation $f = 1/\pi (\omega - \sin(\omega) \cos(\omega))$. Nos calculs seront donc basés sur cette formulation.

Dans un four à chargement non uniforme, la fraction du temps de séjour passée en surface du lit augmente lorsque la hauteur de la charge diminue. Ce type de résultats doit être pris en compte lors du calcul des échanges de chaleur entre gaz et solide car ils peuvent influencer le taux de conversion du déchet.

Ainsi en évaluant le coefficient de dispersion axiale donné par la relation empirique ($D_z = k(n/n_c)^a (2R)^b d_p^c f^d$) et estimé à $3,36 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ pour une vitesse de rotation maximale du four de 0,8 rpm et un degré de chargement maximal de 0,131, on aboutit à un nombre de Peclet ($Pe = u_z L / D_z$) de 350. En effet lorsque le nombre de Peclet est supérieur à 100, le système est proche d'un écoulement piston ce qui correspond à une gaussienne du temps de résidence des particules dans le four. L'écoulement étant proche du mode piston, il ne semble donc pas être affecté par le taux de remplissage.

L'influence de la vitesse de rotation sur le degré de chargement se traduit par une diminution du degré de chargement avec une augmentation de la vitesse de rotation. La tendance est la même pour la variation du temps de résidence avec la vitesse de rotation. Plus le four est rapide, plus son chargement est évacué en sortie de four et par conséquent son degré de chargement devient faible.

Les résultats calculés et expérimentaux sont donnés par les tableaux 4-6 et 4-7. Dans les deux types de déchets utilisés, on obtient une bonne corrélation des résultats expérimentaux et calculés et cela pour une faible vitesse de rotation (0,22 rpm) et des débits de 50 et 100 kg.h⁻¹. Cependant pour des vitesses de rotation de 0,42 à 0,62 rpm, les résultats calculés sont en moyenne deux fois plus faibles que les mesures. Enfin du fait de la plage de débit très faible, nos valeurs se situent en deçà de la courbe théorique donnée par la Figure 4-11 (Cf. Paragraphe 4.2.2).

-Tableaux récapitulatifs des données expérimentales et calculées pour le pneu et le bois broyés

Tableau 4-6 : Degré de chargement et temps de résidence pour le pneu broyé

n (rpm)	Q _s (kg.h ⁻¹)	Débordement (kg)	m _s (kg)	f (%)		(τ) _{exp} (min)	
				Exp	Cal	Exp	Cal
0,42	30	23,0	23	0,029	0,027	51	40,5
0,62	30	20,0	28	0,024	0,188	45	27,4
0,22	50	34,5	42	0,044	0,088	44	77,3
0,42	50	27,0	41	0,042	0,037	40	40,5
0,22	100	65,0	70	0,072	0,182	41	77,3

D'une façon générale pour des raisons de densité, on observe sur les tableaux 4-6 et 4-7 que pour un même débit et pour la même vitesse de rotation, le degré de chargement du pneu broyé est plus élevé que celui du bois broyé sauf pour un débit de 50 kg.h⁻¹ et 0,42 rpm. D'autre part, une augmentation de la vitesse de rotation du four entraîne une diminution du degré de chargement du four, ce qui conduit à une modification des profils de chargement du four. Il en résulte comme nous le verrons plus tard que la sous couche active sera le siège de ces modifications.

Tableau 4-7 : Degré de chargement et temps de résidence pour le bois broyé

n (rpm)	Débit (kg.h ⁻¹)	Débordement (kg)	m _s (kg)	f (%)		τ (min)	
				Exp	Cal	Exp	Cal
0,42	50	23	36	0,069	0,075	33,2	27
0,62	50	20	23	0,042	0,047	30,0	18
0,22	100	53	71	0,131	0,157	34,6	52
0,42	100	37	52	0,095	0,105	25,0	27

4.4.3 Analyse phénoménologique de l'écoulement des différents déchets

L'analyse faite est basée sur les relations données par les équations 4-2 et 4-5 du paragraphe précédent. Il est clair que d'un déchet à l'autre (propriétés physiques différentes) les résultats ne sont pas les mêmes.

Dans les deux types de déchets, on applique les mêmes vitesses de rotation, d'angle d'inclinaison du four et de débit de charge. Les propriétés du four (rugosité des parois, présence ou non de suréleveurs, de diaphragme) et des particules (taille, forme, densité, angle dynamique de repos) vont beaucoup plus influencer l'analyse phénoménologique (voir ci-dessous).

L'analyse nous a donc permis aussi de dégager quelques remarques et conclusions :

1. Si on prend le même débit aussi bien pour le pneu que pour le bois on montre qu'à partir du temps de résidence, que le coefficient de temps k , défini dans la relation ($k_t L / Dn\theta$), illustre bien l'aspect dit de propriété rhéologique du matériau utilisé. On obtient les constantes suivantes : $k_t=0,038$ pour le bois et $k_t=0,056$ pour le pneu.
2. Si on observe durant les essais, on voit que les particules de pneu roulent (glissement) plus vite que les particules de bois cependant leur surface de contact étant plus rugueuse, on aboutit ainsi à une augmentation du temps de contact de ces derniers et par conséquent le temps de résidence. En première approximation, on pourrait dire que l'épaisseur de la sous couche passive sera plus faible dans le cas du bois broyé. Ce qui aura un effet sur le degré de mélange de la charge (l'épaisseur de la couche active est inversement proportionnelle au degré de chargement f du four ; Cf. équation 2-15 au Chapitre 2) et par conséquent sur la nature des échanges thermiques. Ainsi pour une même vitesse de rotation, le four est ainsi mieux chargé dans le cas du bois ce qui limitera davantage l'efficacité du mélange.
3. Le temps de séjour augmente avec le taux de remplissage.
4. Pour les deux types de déchets utilisés, on remarque que le temps de séjour moyen mesuré avec une hauteur de chargement uniforme dans le four et une vitesse de rotation de 0,42 rpm pour des débits de 50 et 100 kg.h^{-1} augmente fortement avec le taux de remplissage.

Sous toutes ces conditions, la relation de Lee *et al.* (1999), peut donc être réécrite dans notre cas pour le bois :

$$\tau_{\text{bois}} = \frac{0,038L}{Dn\theta} \quad (4-11)$$

et dans le cas du pneu :

$$\tau_{\text{pneu}} = \frac{0,056L}{Dn\theta} \quad (4-12)$$

En comparant les rapports $\tau_{\text{pneu}} / \tau_{\text{bois}} = 1,47$ et, $\beta_{\text{pneu}} / \beta_{\text{bois}} = 1,31$ on y retrouve presque le même rapport. La différence peut s'expliquer par les erreurs de mesures commises lors de la mesure. Nous rappelons que du fait de la texture du pneu (noir, sombre), le programme de détermination de l'angle dynamique sera beaucoup moins précis que dans le cas de la mesure de l'angle dynamique du bois (texture plus claire).

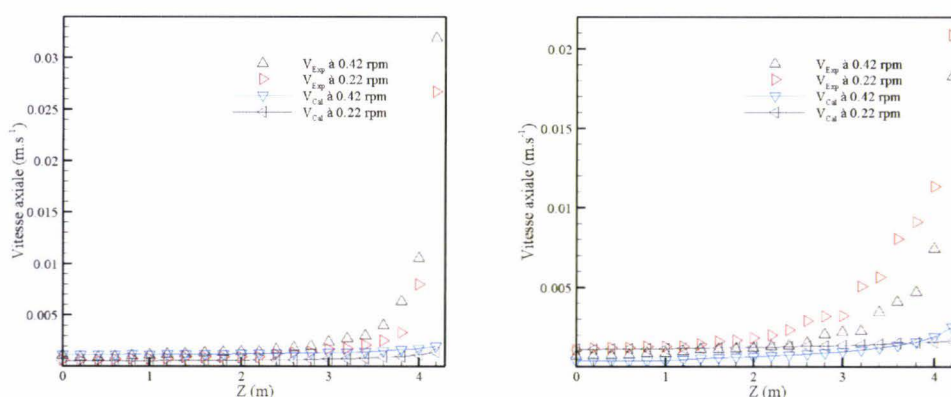


Figure 4-21 : Profils de vitesses axiales du pneu et du bois respectivement à 50 kg.h^{-1} et 100 kg.h^{-1} à 0,42 et 0,22 rpm

En se reportant aux tableaux 4-6 et 4-7, on remarque une différence du temps de séjour d'une valeur de 10 min entre le pneu et le bois ; on remarque les mêmes tendances quant à l'évolution de la vitesse axiale des particules.

La détermination de la vitesse axiale passe par le calcul du rapport de la section sous corde au débit volumique de déchet en charge dans le four. Pour les mêmes débits et vitesses de rotation, une particule de bois est moins rapide qu'une particule de pneu (Figure 4-21). En partant de la relation (4-2) nous avons établi les corrélations suivantes pour le calcul des vitesses moyennes du lit de déchets :

Bois : $V_{\text{bois}} = C_{\text{bois}} \times Dn\theta / \beta_{\text{bois}}$;

$$V_{\text{bois}} = 0,6 \frac{Dn\theta}{\beta_{\text{bois}}} \quad (4-13)$$

Pneu : $V_{\text{pneu}} = C_{\text{pneu}} \times Dn\theta / \beta_{\text{pneu}}$;

$$V_{\text{pneu}} = 0,42 \frac{Dn\theta}{\beta_{\text{pneu}}} \quad (4-14)$$

En observant le rapport de vitesse $V_{\text{bois}} / V_{\text{pneu}} = 1,88$ et le rapport de temps de séjour, on voit que les particules de bois broyé sont plus rapides que celles du pneu broyé.

Ces deux corrélations peuvent s'écrire sous la formule proposée par Sullivan *et al.* 1927 :

$$V_s = 0,678 \frac{Dn\theta}{\beta^{1/2}} \quad (4-15)$$

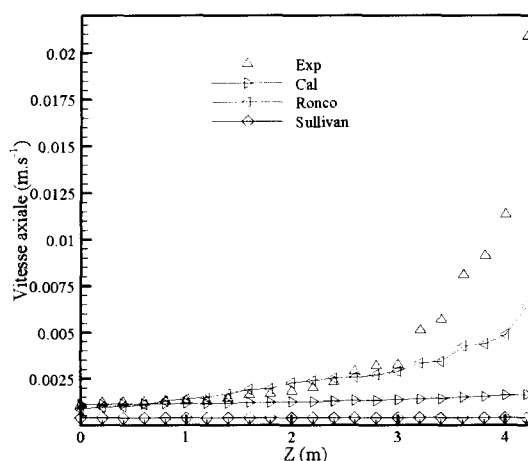


Figure 4-22 : Profils de la vitesse axiale de la charge de bois calculé à partir du profil expérimental (100 kg.h^{-1} et $0,42 \text{ rpm}$)

En considérant les différents résultats obtenus par les formules de Ronco (1965) (Descoins, 2004), de Sullivan, Kramers ou Saeman ainsi que nos résultats expérimentaux, on obtient pour un débit de bois broyé de 100 kg.h^{-1} et $0,42 \text{ rpm}$ le graphe suivant (Figure 4-22).

Rappelons que Ronco propose pour le calcul de la vitesse axiale du lit de particules la formule suivante :

$$V_s = 0,251 Dn(\theta + \alpha) \frac{1}{f^{0,25}} \left(\frac{1}{\sin(\beta)} \right) \quad (4-16)$$

Comme on le voit sur la figure 4-21, la formulation de Ronco recalculée dans nos essais (avec une constante expérimentale de 0,620) se rapproche plus des résultats expérimentaux que celles de Kramers et de Sullivan. Cette constante ne reflète rien d'autre que la rhéologie du matériau (angle dynamique de repos), la géométrie du four et le degré de chargement du four sur le comportement des caractéristiques de l'écoulement (temps de résidence, frottement).

4.5 Résumé des données expérimentales et calculées

D'une manière générale en observant les tableaux 4-8 et 4-9, on voit que la hauteur du lit de bois broyé, la longueur de corde, le demi-angle au centre sont plus grands que ceux correspondants au lit de pneu broyé, cela pour une même vitesse de rotation et un même débit. Cependant dans les mêmes conditions, seule la vitesse axiale du lit de pneu broyé reste supérieure à celle du lit de bois broyé. Il est clair qu'au vue des résultats précédents qu'un lit de pneu broyé est plus rapide qu'un lit de bois broyé. D'autre part, l'étalement d'un lit de bois broyé est plus élevé qu'un lit de pneu broyé. Il semblerait que ces deux remarques soient dues à la morphologie (granulométrie) des particules.

Une particule de bois broyé présente une plus grande surface de contact contrairement à la particule de pneu, qui elle est présente une petite surface de contact (faible adhésion) car circulaire.

Tableau 4-8 : Récapitulatifs des données expérimentales et calculées à $z = 2$ m du four (bois broyé)

Q_s (kg.h ⁻¹)	n (rpm)	H _{Exp} (cm)	H _{Cal} (cm)	Ch _{Exp} (cm)	Ch _{Cal} (cm)	ω_{Exp} (deg.)	ω_{Cal} (deg.)	V _{Exp} (cm.s ⁻¹)	V _{Cal} (cm.s ⁻¹)
50	0,42	11,00	11,52	54,35	53,74	42,80	42,20	0,14	0,14
	0,62	10,00	9,03	45,00	46,72	34,20	35,70	0,25	0,22
75	0,62	–	11,11	–	51,45	–	40,00	–	0,24
100	0,22	21,5	19,11	67,50	76,50	57,50	73,00	0,12	0,07
	0,42	14,0	13,49	60,75	66,99	49,40	56,90	0,18	0,13

Pour tous les résultats confondus (bois, pneu broyés et débit de charge), l'influence de la vitesse de rotation conduit à une diminution des paramètres déterminant la structure du lit (hauteur, longueur de corde et demi-angle), du temps de passage. En somme seule la vitesse axiale augmente avec la vitesse de rotation.

Tableau 4-9 : Récapitulatifs des données expérimentales et calculées à $z = 2$ m du four (pneu broyé)

Q_s (kg.h ⁻¹)	n (rpm)	H _{Exp} (cm)	H _{Cal} (cm)	Ch _{Exp} (cm)	Ch _{Cal} (cm)	ω_{Exp} (deg.)	ω_{Cal} (deg.)	V _{Exp} (cm.s ⁻¹)	V _{Cal} (cm.s ⁻¹)
30	0,42	7,5	9,1	38	39,67	28,4	29,7	0,15	0,13
	0,62	6,5	8,38	34,5	34,92	25,5	25,9	0,20	0,19
50	0,22	11,5	10,19	51,5	57,34	40,1	45,8	0,09	0,06
	0,42	11	8,07	44,5	46,98	33,8	36	0,15	0,12
100	0,22	13,5	13,25	52	69,52	40,5	60,3	0,18	0,06

Les épaisseurs des couches active et passive sont données sur le tableau 4-10 qui récapitule les débits de pneu et bois utilisés pour les essais à chaud.

On voit que les couches active et passive augmentent avec le débit de charge et diminuent avec la vitesse de rotation du four. En effet, plus la vitesse de rotation du four augmente, plus les hauteurs des couches active et passive roulent et s'affaiblissent par la même occasion. Il est donc primordial d'opérer sous de faibles vitesses de rotation afin d'accroître le mélange et ainsi augmenter la couche active.

Les calculs sont basés sur l'équation empirique ($\delta_0 = 0,277(n/n_c)^{0,36} (2R)^{-0,19} f^{-0,34} \times h$), sur les données expérimentales et calculées de la hauteur (h) et du degré de chargement (f).

On voit l'importance de la couche passive comparée à la couche active qui constitue le siège du transfert de matière et de chaleur car constituée de gradients de vitesse transversale plus élevée causés par le roulement en cascade de la charge.

Tableau 4-10 : Épaisseurs des couches passive et active à $z=2$ m du four

Type de déchet	Q_s ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	N (rpm)	Épaisseur couche active (mm)	Épaisseur couche passive (mm)
Pneu	30	0,62	15,20	49,80
broyé	50	0,42	19,80	90,20
Bois	75	0,62	17,20	93,90
broyé	50	0,42	15,80	94,20

En considérant, l'essai à $75 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, on observe que dans la direction axiale, la charge de bois broyé se déplace lentement avec une composante moyenne de vitesse axiale de l'ordre de $0,245 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ tandis que dans la direction transversale les vitesses peuvent atteindre $9,79$ à $12,23 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ près de la surface.

La courbe suivante (Figure 4-23) donne une comparaison de l'évolution de la couche active obtenue à partir des données expérimentales et celles calculées et cela pour du bois broyé à $50 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et $0,42 \text{ rpm}$.

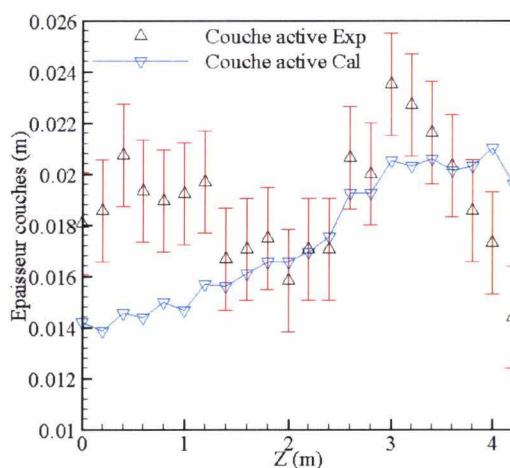


Figure 4-23 : Profil de la couche active pour $50 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et $0,42 \text{ rpm}$ de bois broyé

Sur tout l'ensemble des mesures, on obtient, en général, de bonnes corrélations des résultats expérimentaux et calculés.

A l'intérieur de la couche passive, le lit de particule suit un comportement en bloc, les particules sont étroitement emballées, plaquées et suivent (roulent) les parois du cylindre sur un rayon fixe et suivant une direction axiale ; c'est ce qu'on appelle « écoulement piston » par conséquent il y a une faible opportunité pour l'interaction des particules. En atteignant la surface, les particules roulent en bas et rejoignent la couche passive. La couche active est dilatée (voir disparités des données sur la Figure 4-23 comparées à celles de la couche dite passive) et les particules sont en mouvement les unes par rapport aux autres ; c'est dans cette zone où le mélange est important.

En ce qui concerne la couche passive, les valeurs calculées et expérimentales suivent pratiquement la même variation que la hauteur du lit ($h-\delta$).

4.6 Conclusion du chapitre 4

Le travail précédent fait sur trois produits différents a donc permis de valider le modèle dynamique de Saeman sur deux configurations de fours, pilote et industriel. Le modèle permet de prédire la hauteur du lit, le temps de résidence et la structure du lit. Cette corrélation simple reste une étape très importante au niveau industriel et permet en même temps de se passer d'une nécessité de résolution en deux dimensions d'un système réactif.

Le modèle donne de bons résultats en ce qui concerne l'application du modèle de Saeman sur un four industriel et donc confirme l'idée de Saeman en ce qui concerne l'application du modèle en situation industrielle.

L'étude faite a donc permis de dégager les conclusions suivantes :

Au vue des comparaisons expérimentales/numériques faites, le modèle fournit des résultats satisfaisants sur le comportement dynamique de la charge qui vont dans le sens des études précédentes (Lebas, 1995 et Descoins, 2004).

La modélisation montre que lorsqu'on opère à des débits de déchet égaux à 100 kg h^{-1} , la concordance expérimental/numérique sur la longueur de corde n'intervient que dans la plage de longueur du four de 1 à 3 m. D'autre part, on obtient un étalement presque uniforme de la charge dans le four.

Les valeurs d'angle dynamique de repos obtenus pour les déchets de pneu et bois broyés ont été réalisées en régime de roulement « *rolling* » afin de reproduire les conditions réelles d'opération.

L'adaptabilité du modèle ne pose pas de problèmes majeurs par rapport aux données expérimentales ; par conséquent un contrôle efficace du débit d'alimentation et de la hauteur en sortie libre garantit un bon déroulement du procédé.

Enfin pour la détermination du temps de résidence du four et de la vitesse axiale, plusieurs modèles ont été comparés et corrigés dans le cas de notre situation. En effet, les corrélations utilisées sont en large partie dépendantes des conditions expérimentales (paramètres géométriques du four, degré de chargement...) et du type de matériau utilisés.

Cette étude, en considération du temps de résidence, montre l'importance d'accorder une attention au type d'installation mais aussi au type de matériau utilisé. Le temps de résidence est environ de 47 min pour le four industriel de Rotterdam et est égal à environ 51 min pour du pneu broyé et de 35 min pour du bois broyé dans le cas du four pilote du PROCEDIS.

Ces travaux constituent la base du modèle dynamique représentant les phénomènes de couplage entre le transport de la charge et les transferts de chaleur au sein du déchet.

Partie 2 : Modélisation de la combustion en four tournant

Chapitre 5 : Transferts de chaleur en four tournant

5.1 Introduction

La modélisation envisagée à partir d'expériences faites au laboratoire et en situation industrielle permet d'appréhender la cinétique d'un écoulement en lit granulaire afin d'en déduire les transferts de masse et de chaleur que peuvent engendrer les écoulements réactifs en fours rotatifs. À partir d'observations et d'expérimentations faites en l'absence et en présence de mouvement, nous allons essayer de caractériser la physique et la chimie au sein d'un flux principalement constitué de particules granulaires en mouvement dans un cylindre tournant.

Pour ce qui suit, nous résumerons nos travaux visant à l'élaboration d'un modèle mathématique permettant la modélisation de l'écoulement et des transferts de masse et de chaleur dans un milieu poreux.

L'objectif de ce travail est d'identifier les modes d'écoulement et les phénomènes de transfert associés intervenant dans ces installations. Les modes d'écoulement déterminent la forme du lit qui va influencer sur le mouvement transversal et axial des particules solides. La suite est de modéliser les différents phénomènes permettant ainsi d'aboutir à une compréhension globale du fonctionnement dans de telles installations et d'optimiser leur conception. Une analyse de la composition des gaz en sortie du lit est un pas important dans la collecte d'informations susceptibles d'aider à une meilleure combustion dans le four. La complexité et le nombre important des équations à définir par la suite nécessitent de passer au travers d'un modèle mathématique mono-dimensionnel de l'écoulement servant de base à la modélisation bi ou tri-dimensionnelle.

Les fours rotatifs sont des outils efficaces pour l'incinération de déchets et offrent de bonnes possibilités de traitement et de valorisation énergétique des déchets qu'ils soient solides, liquides ou gazeux. Néanmoins, ces appareils conçus de façon empirique, sont généralement sur-dimensionnés car la modélisation des phénomènes de transferts de masse et de chaleur dans ces fours est insuffisamment développée. Plusieurs procédés tels la calcination et la co-incinération aboutissant à la réduction des déchets ont lieu dans les fours rotatifs. Les fours rotatifs peuvent dans certaines conditions amener la quantité de chaleur nécessaire à la réaction de la phase solide et permettre ainsi un mélange efficace garantissant une uniformité du transfert thermique.

En raison de la forme géométrique des fours rotatifs, la pente facilite le mouvement axial de haut en bas des solides et un écoulement des gaz chauds au-dessus du lit. Des modèles ont été habituellement établis sur des principes de base de conservation de la masse et de la chaleur et tiennent compte du transfert de masse et des réactions chimiques.

Martins *et al.* (2001) et Perron *et al.* (1992a & 1992b) ont développé des modèles prédisant les profils axiaux de la température et la composition des phases gaz et solide à l'intérieur d'un four rotatif. Plusieurs auteurs (Hanrot, 1992 ; Lebas, 1995 et Rovaglio *et al.* 1998) ont mené des travaux déterminants sur de grandes installations d'incinération de déchets municipaux solides (MSW¹⁷) également.

¹⁷ Municipal Solid Waste

Dans ces études, des mesures détaillées des propriétés des déchets, de la température du lit et des profils des composés gazeux ont été obtenues.

Dans ce chapitre, nous présenterons des prévisions théoriques du mouvement de la charge et des principaux coefficients de transfert de matière pour un solide inerte. Seront présentés aussi des sous-modèles dynamiques issus de la littérature qui se sont avérés très fiables et que nous utiliserons par la suite dans notre modélisation.

5.2 Bilan des transferts de chaleur sur une coupe transversale du four

Le transfert de chaleur dans un four tournant se fait principalement suivant deux chemins : un transfert de chaleur direct au niveau de la surface du lit de solides et un transfert de chaleur au niveau des parois du four (transfert de chaleur régénératif du fait que les parois soient recouvertes ou non par la charge de solides) (voir Figure 5-1). En effet, eu égard aux études faites par Agustini (2006), on montre facilement que dans le cas d'un four à chauffage direct, les gaz chauds en entrée du four et transférés directement à la partie exposée des parois et à la surface du lit. Et comme le four tourne, la quantité de chaleur stockée sur les parois du four est encore transférée au lit de solides. Cependant dans le cas d'un four à chauffage indirect, la source de chaleur provient des gaz chauds ou des vapeurs. La quantité de chaleur est transférée vers la paroi externe et c'est cette quantité de chaleur qui est distribuée au-dessus de la circonférence du four. Le mécanisme de transfert de la chaleur est donc divisé en deux parties : la quantité de chaleur rayonnée provenant de la surface exposée du lit et la chaleur de conduction provenant de la paroi recouverte de solides.

La variation de la quantité de chaleur de l'écoulement sur la direction z dépend des quantités de chaleur transférées par convection et rayonnement entre le gaz et le solide et entre le gaz et la paroi plus la quantité de chaleur sensible nécessaire à la surchauffe de la vapeur à sa température d'ébullition (c'est-à-dire 373 K) vers les gaz au dessus du lit. Les phénomènes de transport de la charge (épaisseurs des couches active et passive, longueur de corde, ...) suivant la direction z dépend de la quantité de chaleur transférée par rayonnement du solide vers les gaz et aussi vers la paroi, de la quantité de chaleur transférée par convection vers les gaz et vers la paroi, de la quantité de chaleur perdue par évaporation de l'humidité du solide et de la quantité de chaleur absorbée par le solide lors des réactions chimiques.

Pour ce qui est de l'équation d'énergie de la paroi, elle prend en compte les transferts de chaleur par conduction à travers la paroi et la quantité de chaleur transférée par convection et rayonnement (gaz-paroi, paroi-environnement). La suite de nos travaux nous dirons si oui ou non on pourra faire des hypothèses simplificatrices sur la quantité de chaleur transférée par convection et conduction entre la paroi recouverte (c'est-à-dire recouverte par la charge) et le solide lui-même. En effet, si on parvient à montrer que sur le premier tiers du four que la paroi et le solide atteignent un état d'équilibre thermique alors la convection et la conduction pourront être négligées. La température extérieure des parois est nécessaire dans la résolution du modèle. Ainsi un système complexe d'équations est obtenu à partir de considérations sur le flux de chaleur total (c'est-à-dire gaz-paroi, paroi interne-paroi externe et paroi externe-environnement). En première approximation, l'équation d'énergie de la paroi (paroi-paroi) est basée sur une hypothèse de transfert de chaleur par rayonnement négligeable et que seule l'énergie transférée par convection est prise en compte (voir Figure 5-1). Les phénomènes de rayonnement sont pris en compte dans le coefficient de transfert par convection qui est basé sur le modèle de Gorog *et al.* (1982) aussi utilisé par Ortiz *et al.* (2003) :

- convection (du gaz au solide et vers la paroi intérieure et des parois extérieures vers l'environnement) ;
- conduction (entre le lit et la paroi intérieure et de la paroi intérieure vers la paroi externe) ;
- rayonnement (principal source de transfert de chaleur).

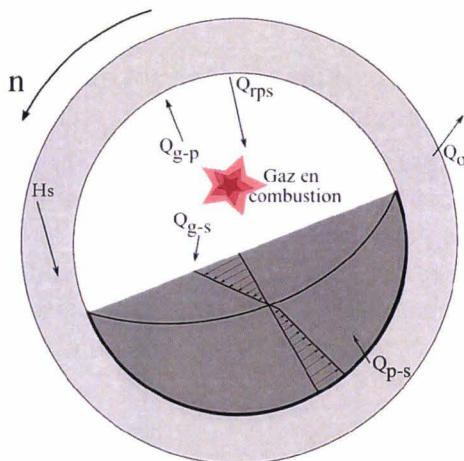


Figure 5-1 : Bilan de transfert de chaleur en four tournant

La partie exposée de la surface du lit de solides reçoit la chaleur directement par rayonnement et par convection des gaz au dessus, Φ_{g-s} alors que dans la surface recouverte de solides du lit, le transfert de chaleur se fait par conduction de la paroi vers le solide Φ_{p-s} . Ce dernier mode de transfert constitue en fait la partie régénérative du transfert de chaleur de la paroi. Durant la rotation du cylindre, la paroi reçoit une énergie thermique via le rayonnement et la convection provenant des gaz chauds en combustion, Φ_{g-p} . Une partie de cette énergie est stockée dans les parois du four et transférée sous forme d'enthalpie à la partie recouverte de solide du four. Cependant dues aux fortes températures atteintes par les gaz au-dessus, le rayonnement demeure le mode de transfert dominant (Gorog *et al.* 1982). L'autre partie qui est rayonnée à la paroi est exclusivement réfléchiée vers le lit de solide Q_{rps} .

Ainsi on écrit :

$\Phi_{g-s} = \Phi_{rgs} + \Phi_{cgs}$; $\Phi_{p-s} = \Phi_{cps} + \Phi_{rps}$; $\Phi_{g-p} = \Phi_{rgp} + \Phi_{cgp}$; $\Phi_o = \Phi_{re0} + \Phi_{ce0}$ et H_s = énergie stockée dans la paroi (dû au flux de chaleur régénératif).

En outre, les particules solides dégringolent constamment à l'intérieur du four ce qui, fréquemment expose le matériau à la source de chaleur. La dégringolade du solide et le chauffage au-dessus aident à accroître l'efficacité du procédé.

5.2.1 Rayonnement au niveau de la partie supérieure du four

Le calcul du flux de chaleur échangé par rayonnement dans le four requiert la connaissance des propriétés radiatives et plus particulièrement l'émissivité du solide, des parois du four et des gaz de combustion qui vont de pair avec le modèle de rayonnement. Une connaissance de l'émissivité des réfractaires dans ce cas de figure demeure très difficile dû au fait que les particules solides (combustibles) et le coke tendent à s'attacher et à se répandre sur les réfractaires.

Patisson *et al.* (2000a & 200b) ont établi que l'émissivité du gaz dans un four tournant dépend de la concentration des espèces absorbantes présentes telles le H_2O , CO_2 , CO et CH_4 .

Ils montrent que dans le cas du mélange H₂O+CO₂ que l'émissivité du gaz peut être donnée par la formule :

$$\varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} C_{CO_2} + \varepsilon_{H_2O} C_{H_2O} + \Delta\varepsilon \quad (5-1)$$

Les émissivités ε_{CO_2} et ε_{H_2O} sont calculées à partir des pressions partielles de CO₂ et H₂O corrigées par les constantes C_{CO_2} et C_{H_2O} et $\Delta\varepsilon$ est la correction due à la bande spectrale de recouvrement pour les deux gaz.

Une connaissance précise de l'émissivité du gaz est difficile car elle dépend de divers paramètres tels le libre parcours moyen ($l_m = 0,95(D - h)$; Gorog, 1983), la concentration des gaz de combustion, de la poussière et des suies (émissivité du gaz), de l'émissivité de la paroi, etc. En plus elle est différente pour chaque four. L'émissivité du gaz dans un four rotatif dépend de la concentration des gaz absorbants tels le H₂O, le CO₂, le CO et le CH₄ et de la présence de poussières (Gorog *et al.* 1981 & 1982). Par la suite nous utiliserons la valeur de 0,4 pour l'émissivité du gaz (Lebas, 1995), valeur utilisée aussi par Mujumdar *et al.* (2006). Plusieurs modèles de rayonnement sont proposés (Patisson *et al.* 2000a & 200b, Martins *et al.* (2001) et Sherritt, 2001) donnés par :

$$\Phi_{rgs} = A_{sg} \varepsilon_{gs} \sigma (T_g^4 - T_s^4) \text{ avec } A_{sg} = D_i \sin\left(\frac{\omega}{2}\right) \quad (5-2)$$

$$\Phi_{rgp} = A_{pg} \varepsilon_{gp} \sigma (T_g^4 - T_p^4) \text{ avec } A_{pg} = D_i \left(\pi - \frac{\omega}{2} \right) \quad (5-3)$$

$$\Phi_{rps} = A_{sg} \varepsilon_{ps} \sigma (T_p^4 - T_s^4) \quad (5-4)$$

où Φ_r est le flux de chaleur par unité de longueur du four ; A_{pg} , A_{sg} sont les sections par unité de longueur, σ la constante de Stefan-Boltzmann; T_g , T_s et T_p sont respectivement les températures du gaz, du solide et de la paroi intérieure non couverte par le solide ; les coefficients ε_{gs} , ε_{gp} et ε_{ps} sont respectivement les émissivités gaz-solide, solide-paroi et paroi-solide ($=\varepsilon_g \varepsilon_s$), ($=\varepsilon_g \varepsilon_p$), ($=\varepsilon_p \varepsilon_s (1 - \varepsilon_g)$) (Patisson *et al.* 2000b).

Ainsi pour ce qui est du flux de chaleur transféré avec le milieu ambiant, son expression est basée sur une hypothèse de surface grise émettant sur un milieu infini à la température T_0 :

$$\Phi_{rpo} = A_{po} \varepsilon_{po} \sigma (T_{po}^4 - T_0^4) \text{ avec } A_{po} = \pi D_o \quad (5-5)$$

avec D_o le diamètre de la paroi extérieure (four).

5.2.2 Convection au niveau de la partie supérieure du four

Le transfert de chaleur convectif comprend deux parties : le transfert de chaleur entre les gaz au dessus et la paroi avec un coefficient de transfert de chaleur que nous noterons (h_{cgp}) et le transfert de chaleur entre les gaz au dessus et le lit de solides noté (h_{cgs}). Notons que pour de basses températures, la convection demeure le mode de transfert de chaleur le plus dominant en four tournant ; cependant, pour des températures plus ou moins élevées elle devient moins importante.

Les flux de chaleur correspondant aux échanges convectifs sont donc donnés par :

$$\Phi_{cgp} = h_{cgp} A_{pg} (T_g - T_p) \quad (5-6)$$

$$\Phi_{cgs} = h_{cgs} A_{sg} (T_g - T_s) \quad (5-7)$$

$$\Phi_{cpo} = h_{cpo} A_{po} (T_{po} - T_0) \quad (5-8)$$

a) Convection entre gaz et la paroi

Plusieurs équations ont été étudiées afin d'établir des corrélations donnant les coefficients de transfert de chaleur par convection sur les parois d'un four tournant. Agustini (2006) montre que les premières études (Sass, 1967 et Riffaud *et al.* 1972) utilisent la formule établie par Kreith *et al.* (1980) portant sur des écoulements en tube qui prédit le coefficient de transfert de chaleur convectif gaz-paroi par :

$$h_{cgp} = 0,0981(\dot{m}_g)^{0,67} \quad (5-9)$$

avec \dot{m}_g le flux massique de gaz dans la section transversale du four ($\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$). Ces derniers donnent une valeur de h_{cgp} égale à $10 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ (Ahmed Hared, 2007).

Dans notre situation, on obtient avec les résultats expérimentaux du Chapitre 4 (en ce qui concerne l'angle de chargement et le débit de gaz en entrée), on obtient bien : dans le cas du bois broyé des valeurs de h_{cgp} comprises entre $11,1$ et $11,3 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ et dans le cas du bois broyé des valeurs comprises entre $12,3$ et $12,7 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$.

Pour un écoulement turbulent c'est-à-dire un nombre de Reynolds élevé et pour $10 < L/D_i < 400$, Patisson *et al.* (2000a) utilisent la corrélation de Kreith *et al.* (1980) établie pour un écoulement en tube turbulent, qui donne le coefficient de transfert convectif sous la forme :

$$h_{cgp} = 0,036 \frac{\lambda_g}{D_i} \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,33} \left(\frac{D_i}{L} \right)^{0,055} \quad (5-10)$$

C'est la même corrélation qu'utilise Gorog *et al.* (1982) pour calculer la convection dans un four tournant de $3,5 \text{ m}$ de diamètre intérieur et 135 m de long avec un Reynolds de $\text{Re}_e = 2,5.10^5$.

Dans une étude théorique, Gorog *et al.* (1982) trouvent des valeurs de h_{cgp} comprises entre 10 et $30 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$.

Tscheng *et al.* (1979) ont procédé à une série d'expériences sur pilote de $D \times L = 0,191 \text{ m} \times 2,44 \text{ m}$ en utilisant de l'air chaud pour éliminer les gaz de rayonnement. La corrélation utilisée afin de vérifier les résultats de l'analyse donne les coefficients d'échange gaz-paroi et gaz-solide (Cf. Eqs. 5-11 et 5-12) suivants :

$$h_{cgp} = 1,54 \frac{\lambda_g}{D_i} \text{Re}_D^{0,575} \text{Re}_\omega^{-0,292} \text{ avec } \text{Re}_D = \frac{\rho_g V_g D_e}{\mu_g} \text{ et } \text{Re}_\omega = \frac{\rho \omega D_e^2}{\mu_g} \quad (5-11)$$

où D_e est le diamètre hydraulique donné par : $D_e = 4(A_g/A_{sg} + A_{ps})$ et $A_{ps} = \frac{\omega}{2} D_i$

Martins *et al.* (2001) utilisent les mêmes formules pour l'incinération du coke de pétrole en four tournant.

b) Convection entre gaz et solide

Le coefficient de transfert de chaleur entre les gaz et la surface du lit au niveau de la surface du lit en exposition est moins important que celui au niveau de la paroi non recouverte de solides (toujours entre gaz et partie de la paroi). Des investigations (Riffaud, 1972 ; Sass, 1967; Agustini, 2006) ont été faites par certains auteurs afin d'estimer le transfert de chaleur gaz-lit du solide à travers l'équation (5-12) donnant le coefficient de transfert de chaleur convectif gaz-paroi. Ce coefficient est indépendant de la vitesse de rotation, de la taille des particules et de l'angle d'inclinaison du four.

$$h_{cgs} = h_{cgp} = 0,023 \frac{\lambda_g}{D} \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \quad (5-12)$$

D'autres corrélations pour des écoulements turbulents du coefficient de convection en cylindre non rotatoires existent comme celle de Tscheng *et al.* (1979) reprises par Martins *et al.* (2001) :

$$h_{cgs} = 0,46 \frac{\lambda_g}{D_i} \text{Re}_D^{0,535} \text{Re}_\omega^{0,104} f^{-0,341} \quad (5-13)$$

c) Linéarisation du flux radiatif

La linéarisation du flux radiatif permet tout simplement de s'affranchir de la lourdeur de l'équation et s'accommode facilement au solveur ODE45 de l'outil de simulation MatLab. Cette lourdeur est liée à la difficulté de solution le flux tel qu'écrit. L'idée d'une écriture mathématique simple et en phase avec une homogénéisation des différents termes du programme constitue donc une alternative simple et pratique pour la résolution des différentes équations du modèle.

Les transferts de chaleur à hautes températures au dessus du lit de solides, dans la plupart des fours tournants, se fait généralement par rayonnement. Par conséquent, il est nécessaire de prendre en considération les contributions du rayonnement et de la convection au flux total de chaleur transféré du gaz à la paroi ou au lit de solide. En général, le flux chaleur transféré par rayonnement entre un gaz et une paroi, comme c'est le cas du four tournant, est donné par (Agustini, 2006) :

$$\Phi = \sigma(T_1^4 - T_2^4) \left/ \left[\frac{1 - \epsilon_1}{A_1 \epsilon_1} + \frac{1}{A_1 F_{1,2}} \right] \right. = \sigma \epsilon_1 A_1 (T_1^4 - T_2^4) \quad (5-14)$$

Un coefficient de transfert de chaleur radiatif peut ainsi être introduit (h_r) et l'équation 5-14 peut donc être linéarisée comme suit :

$$\Phi = \sigma \epsilon_1 A_1 (T_g^2 + T_p^2)(T_g + T_p)(T_g - T_p) \quad (5-15)$$

Le flux de chaleur radiatif s'écrit alors comme suit :

$$\Phi = h_r A_1 (T_g - T_p) \quad (5-16)$$

Enfin le flux total (rayonnement plus convection) entre gaz et solide est égal à :

$$\Phi_{GS} = A_1 (h_c + h_r)(T_g - T_p) \quad (5-17)$$

5.2.3 Transfert de chaleur paroi couverte et lit de solide

Dans la basse partie du four, le mouvement du matériau est imposé par les parois du four. Par conséquent le transfert de chaleur se fait essentiellement par conduction. Ce type de transfert de chaleur comprend aussi bien le transfert de chaleur de la surface du lit au bloc de solide et celui de la surface des parois à la surface du lit. Des estimations de ce coefficient ont été faites à partir de plusieurs méthodes telles les méthodes de surfaces renouvelables ou celles de la théorie de pénétration (permettant l'estimation de la quantité de chaleur transférée au sein d'une paroi en contact avec un solide en écoulement ; les paramètres clés pouvant être le diamètre du four, la vitesse de rotation du four, les propriétés du matériau constituant les parois, l'angle de chargement et les coefficients de transfert gaz-paroi, paroi-solide). Des valeurs types du coefficient de transfert paroi-solide ont été calculées par plusieurs auteurs tels Gorog *et al.* (1982), Patisson *et al.* (2000a) qui donnent des valeurs du coefficient comprises entre 50-100 W.m⁻².K⁻¹ et Agustini (2006) quant à lui trouve des valeurs comprises entre 50-500 W.m⁻².K⁻¹.

Un modèle assez simple de pénétration a été proposé par Tscheng *et al.* (1979) et permet d'estimer le coefficient de transfert de chaleur entre paroi et charge solide :

$$h_{cps} = 11,6 \frac{\lambda_{eff}}{A_{ps}} \left(\frac{2 \times n R^2 \omega}{a_{eff}} \right)^{0.3} \quad (5-18)$$

avec λ_{eff} la conductivité effective du matériau, a_{eff} ($=\lambda_{eff}/\rho_s C_{ps}$) la diffusivité thermique du lit de matériau et A_{ps} la section de contact entre paroi et solide.

Les résultats expérimentaux du Chapitre 4 ainsi que les données de la littérature (Larsen *et al.* 2006 dans le cas du pneu broyé et Papadikis *et al.* (2009) dans le cas du bois broyé) nous donnent des valeurs de h_{cps} dans le cas du pneu broyé comprises entre 294 et 550 $W.m^{-2}.K^{-1}$ et entre 76 et 150 $W.m^{-2}.K^{-1}$.

D'autres modèles (Barr, 1986) basés sur la théorie de la pénétration de la chaleur à travers la paroi proposent :

$$h_{cps} = \frac{2\lambda_{eff}}{\sqrt{\pi a_{eff} \tau_c}} \quad (5-19)$$

avec τ_c le temps de contact entre paroi et charge défini par :

$$\tau_c = l_c / 2\pi n_s R \quad (5-20)$$

où l_c est la longueur de la corde de la partie recouverte de particules de la paroi du cylindre. En l'absence de glissement, la vitesse de rotation du solide est égale à celle du cylindre ($n_s=n$ où n est la vitesse de rotation du cylindre). On peut facilement écrire en l'absence de glissement des particules :

$$\tau_c = \frac{\omega}{2\pi n} \quad (5-21)$$

Une fois le coefficient de chaleur adéquat connu nous pouvons écrire l'équation du flux de chaleur conductif entre paroi et charge par unité de longueur de four donné par :

$$Q_{cps} = h_{cps} A_{ps} (T_p - T_s) \quad (5-22)$$

Plusieurs auteurs utilisent cette corrélation pour le calcul de h_{cps} (Patisson *et al.* 2000b, Barr, 1986, Martins *et al.* 2001).

Silcox *et al.* (1990) utilisent cette expression pour calculer le coefficient de transfert dans le cas de l'incinération de déchets en four rotatif. Ils trouvèrent un coefficient de transfert de chaleur entre paroi-solide compris entre 60-400 $W.m^{-2}.K^{-1}$; comme le montre le tableau 5-1 ci-dessous. Le matériau utilisé est du sable avec un degré de chargement de 10 % et un four de vitesse de rotation de 3 rpm.

Tableau 5-1 : Coefficients de transfert de chaleur paroi-solide en four tournant (Silcox *et al.* 1990)

λ_{eff} ($W.m^{-2}.K^{-1}$)	T_{sortie} (K)	h_{cgs} ($W.m^{-2}.K^{-1}$)	T_{sortie} (K)	h_{cws} ($W.m^{-2}.K^{-1}$)	T_{sortie} (K)
0,1	696	27	783	61	751
0,2	748	54	760	123	783
0,3	783	216	711	246	818
0,4	807	—	—	392	843

La conductivité effective ainsi que le coefficient d'échange de chaleur entre la paroi et le solide augmentent avec la température. Par la même occasion, ils montrent pour différents diamètres de four ($D = 0,25$ m, 1 m et 5 m) que la conductivité effective augmente lorsque le diamètre du four diminue. Ce phénomène influe beaucoup sur le coefficient de transfert entre parois et solides. Pour ce qui est du coefficient d'échange gaz-solide, il augmente avec une diminution de la température (voir Tableau 5-1).

a) Transfert de chaleur régénérative

Ce type de transfert par opposition au transfert direct ayant lieu au sein de la surface du lit (couche active) a lieu à l'intérieur du lit (couche passive). Les premières études faites pour la détermination du flux de chaleur régénératif sont relativement basées sur des données brutes (absence de mesures). La première étude fut faite par Brimacombe et Watkinson (1978). Ces derniers ont pu mesurer des fluctuations de la température à l'intérieur des parois du four : fluctuations jugées négligeables au milieu des parois réfractaires comme le montre la figure 5-2. Il n'existe pas de solution analytique permettant de déterminer les fluctuations de températures au niveau des parois du four. Les petites fluctuations de température de la paroi intérieure sont amorties lors du passage dans les réfractaires et sont négligeables à la mi-épaisseur des parois réfractaires.

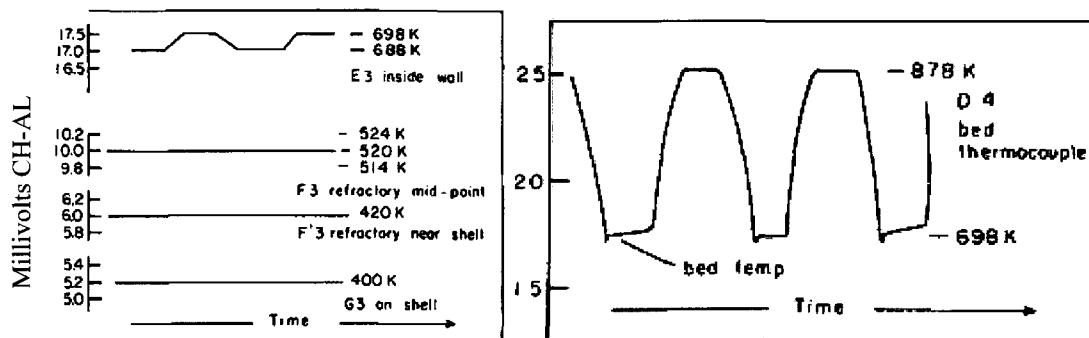


Figure 5-2 : Traçage de températures sur les parois et sur le lit (Brimacombe *et al.* 1978)

Dans cette même perspective, Gorog *et al.* (1982) développent un modèle en 2-D basé sur la méthode des différences finies afin de prédire les variations de la température des parois intérieures du four. Le flux de chaleur transféré entre les parois du four recouvertes de solide et le lit de solide a été calculé par l'utilisation d'un circuit de résistances thermiques. Les résultats de cette étude montrent que durant la rotation du four, la région active excède rarement une épaisseur de 15 mm et la température cyclique des parois intérieures du four est de l'ordre de 30 à 90 K. Cependant ce modèle nécessite la résolution numérique de l'épaisseur de la zone active et du transfert de chaleur.

A travers la littérature, on rencontre le plus souvent des modèles en une dimension tel celui de Martins *et al.* (2001) permettant de déterminer la température à l'intérieur des parois du four. Boateng *et al.* (1996b) indiquent qu'en dehors de l'effet régénératif de la paroi, l'épaisseur de paroi de la région active au sein de laquelle se produit l'effet cyclique de la température et qui en même temps détermine la vie des réfractaires peut être prédite avec leur modèle. Comme on le voit sur la figure 5-3, cette épaisseur peut être estimée à environ 8 % de l'épaisseur totale de la paroi. Ces résultats sont bien en accord avec les observations faites par Barr *et al.* (1989).

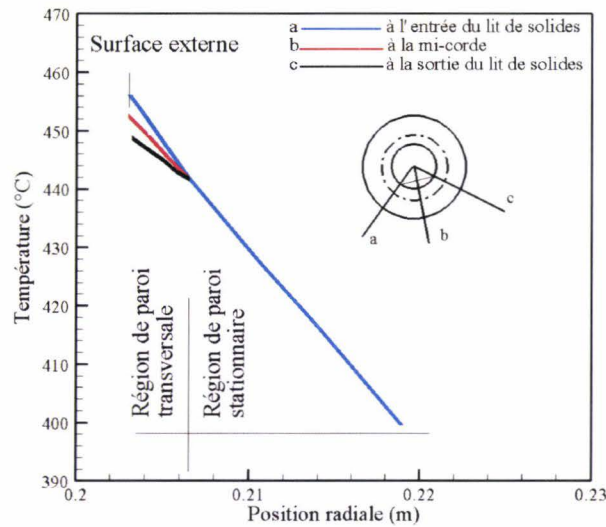


Figure 5-3 : Température de paroi couverte de solides en fonction de la position radiale (Boateng *et al.* 1996b)

Les travaux de Brimacombe *et al.* 1978 portant sur un four à chauffage direct par le moyen de résistances électriques et cela pour un solide non réactif (sable) montrent une différence de température entre paroi et solide de l'ordre de 180 K (voir figure 5-2) alors que dans le cas des travaux de Boateng *et al.* 1996b, pour le même type de chauffage et avec un solide réactif donnent une différence de température 7 K au niveau des parties couvertes par le solide et de la partie exposée. Ces prévisions montrent que les parois du four captent l'énergie des gaz circulant au dessus du lit et la restituent au lit de solide au niveau des parois recouvertes à mesure que le four tourne.

Cependant, vu l'absence de modèle permettant de décrire le transfert de chaleur régénératif dans le four tournant et vue la faible différence de température occasionnée dans le cas de l'étude de Boateng *et al.* 1996a, nous proposerons quelques simplifications afin de prédire le transfert de chaleur à l'intérieur des parois du four (voir Chapitre 6, Paragraphe 6.4.1).

b) Effets de quelques paramètres du lit solide sur les transferts de chaleur

D'une manière générale, les études montrent les conclusions suivantes concernant les coefficients de transfert de chaleur en four tournant :

- une augmentation de la vitesse de rotation entraîne une légère augmentation du coefficient de transfert gaz-solide h_{cgs} ;
- une diminution de la vitesse de rotation entraîne une diminution significative du coefficient de transfert gaz-paroi h_{cgp} ;
- une augmentation du degré de remplissage diminue légèrement h_{cgs} ;
- le degré de remplissage n'influe pas sur coefficient h_{cgp} ;
- les deux coefficients de transfert de chaleur sont indépendants de la quantité de solide en charge et de l'angle d'inclinaison ;
- aux valeurs élevées de la charge et de la vitesse de rotation, le flux de chaleur libéré par le transfert de chaleur du gaz vers le lit de solides reste faible.

En l'absence de mesures expérimentales, ces considérations ne pourront pas être vérifiées mais une simple étude de sensibilité pour une valeur (issue de la littérature) fixée du coefficient d'échange donne une idée sur l'impact de ce dernier.

5.3 Modèle mathématique de dégradation de la charge de déchet

De nombreuses approximations sont faites dans cette première formulation du modèle de dégradation de la charge que nous expliciterons tout au long de cet exposé.

En considérant les deux phases gaz et solide dans un cylindre (voir Figure 5-4), nous pouvons imaginer deux volumes de contrôle qui nous permettront d'élaborer notre modèle mathématique.

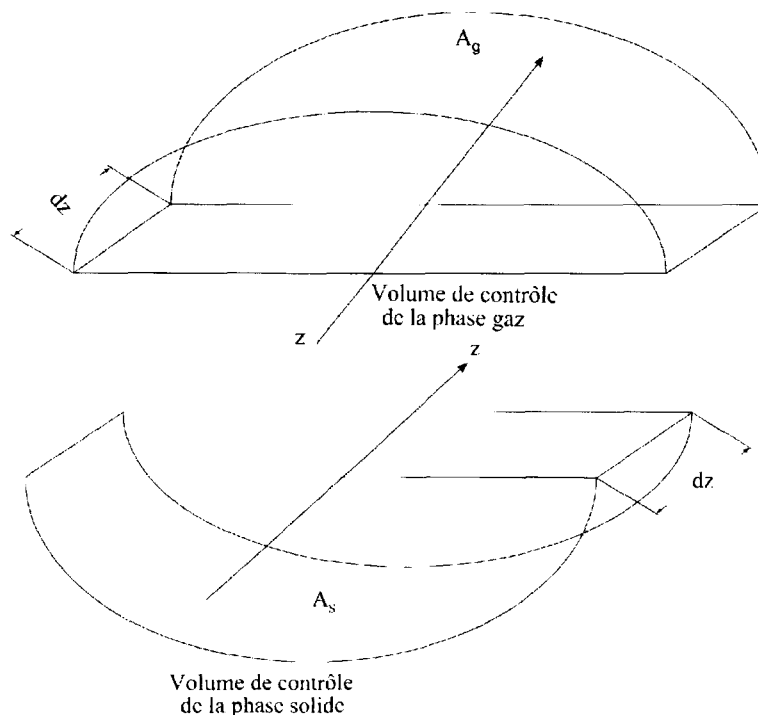


Figure 5-4 : Définition des volumes de contrôle du four sous MatLab et sous Fluent

5.3.1 Discrétisation des équations bilan du modèle en régime permanent

Equation bilan en régime transitoire

D'une manière générale, le modèle tenant compte du transport de la chaleur implique la conduction, dans le solide, et la convection/diffusion dans le gaz, aussi bien que les puits et les termes source résultant des réactions chimiques s'écrit globalement comme ci-dessous. En ce qui concerne l'énergie du lit, la conduction et la convection sont incluses avec une conductivité équivalente affectée au déchet solide.

Les équations d'énergie pour le mélange gazeux et pour la phase solide en régime transitoire s'écrivent :

$$\phi_g (\rho C_p)_g \frac{\partial T_g}{\partial t} + \nabla \cdot J_{T,g} = S_{T,G} \quad \text{et} \quad J_{T,g} = (C_p V T)_g - \lambda_g \nabla T_g \quad (5-23)$$

$$(1 - \phi_g) (\rho C_p)_s \frac{\partial T_s}{\partial t} + \nabla \cdot J_{T,s} = S_{T,S} \quad \text{et} \quad J_{T,s} = -\lambda_s \nabla T_s \quad (5-24)$$

Au niveau de l'interface gaz solide on écrira : $T_g = T_s$ et $n_l \cdot (J_{T_g} - J_{T_s}) = S_{T,l}$; S correspond soit au terme source ou puits et J contient les termes de transfert de chaleur. La chaleur de conduction dans le solide est discrétisée suivant un schéma de volume fini ; il en est de même pour l'équation de chaleur dans la phase gaz et des espèces chimiques.

Les équations bilan de continuité des deux phases solide et gaz sont données par :

$$\varepsilon_g \frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g V_g) = R_g \quad (5-25)$$

$$(1 - \varepsilon_g) \frac{\partial \rho_s}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_s V_s) = R_s \quad (5-26)$$

La densité du mélange gazeux est donnée par :

$$\rho_g = P_g M_g / T_g R \quad (5-27)$$

Hypothèses du modèle mathématique

Le modèle mathématique monodimensionnel repose sur les hypothèses suivantes et à partir des équations précédentes.

La surface du lit en mode de roulement est approximativement plate et inclinée à un certain angle (angle dynamique de repos) qui est principalement déterminé par les frottements inter-particules (Cf. Chapitres 3&4). Le développement du modèle de dégradation du déchet passe par des hypothèses simplificatrices que sont :

- L'écoulement de la charge granulaire est dit piston (Cf. Chapitre 2, paragraphe 2.4) ;
- La vaporisation est modélisée par une loi d'Arrhenius du premier ordre pour surtout faire face au problème de stabilité numérique (Benkoussas *et al.* 2007 et Peters, 2003) ;
- Les transferts de masse et de chaleur sont en 1-dimension ;
- Les conditions stationnaires et état d'équilibre sont utilisées dans un modèle en une dimension ;
- La densité du mélange gazeux varie d'une position à une autre le long du four ;
- L'ordre de la réaction est supposé être du premier ordre en rapport avec la littérature et en vue de simplifier au mieux le problème.
- La combustion du char et de la phase gaz au dessus du lit ne sont pas pris en compte par la présente modélisation (Cf. Chapitre 7).
- Les flux rayonnés ne sont pas pris en compte dans le calcul sous MatLab ; en effet, nous rappelons que les profils de température de la quantité de chaleur rayonnée sont à résoudre à travers l'outil Fluent et ensuite réintroduit dans le calcul sous MatLab comme conditions limites.

Expressions des termes sources et discrétisation du problème

Les équations (3-1 à 3-4) renferment chacune un terme source auxquelles nous allons au préalable donner leur expression pour enfin en déduire la forme discrétisée correspondante.

Ainsi en considérant les équations bilan d'énergie de la phase solide et gaz, les termes sources correspondants sont :

- Φ est la puissance (flux de chaleur transféré) thermique échangée (convection, conduction et rayonnement) entre les gaz et les particules solides d'une part et d'autre part entre les gaz et la paroi du four ; $\Phi = \Phi_{g-s} + \Phi_{g-p}$;
- Φ_0 est la puissance thermique libérée par transfert de matière entre la phase gaz et la phase solide lors des réactions de combustion ; que nous écrirons sous la forme $m_j H_j$ (m_j est le débit massique de l'espèce j par unité de longueur de four et H_j est la chaleur emmagasinée ou dégagée par l'espèce j concernée) ;

- $\Delta H_k R_k$ la puissance thermique libérée ou emmagasinée par une espèce k lors des réactions de pyrolyse ;
- Φ_z est la puissance thermique échangée par conduction suivant la direction axiale. En supposant que la vitesse de rotation du four est suffisamment rapide pour que la conduction soit négligeable suivant l'axe z.

En dessous de la surface du lit, les particules tournent à la vitesse angulaire du tambour. Ainsi à l'interface solide-gaz, on suppose une condition de continuité du vecteur vitesse. Dans ce cas, le vecteur vitesse des particules à l'interface est égale à la composante suivant la direction z de la vitesse angulaire dans la zone passive et est négative (suivant la direction opposée de l'écoulement de la zone active du cylindre). Le point de virage de la trajectoire des particules (vitesse nulle sur la direction z) se produit au dessus de l'interface, dans la couche active.

Les auteurs tels Ding *et al.* (2001b & 2002a), Ingram *et al.* (2005) estiment que le rapport entre la profondeur de la ligne du point de virage à celui du seuil d'écoulement est compris entre 0,75 et 0,9.

Avant de présenter la discrétisations des équations bilan d'énergies (5-23 & 5-24) et de celle correspondant aux échanges au niveau des parois du four, nous allons expliciter leurs termes source correspondants que sont les puissances mises en jeu et décrites par la figure 5-1 comme suit :

- Les puissances échangées entre le gaz et la charge sont dues à la convection et au rayonnement et s'écrivent :

$$\Phi_{g-s} = \Phi_{cgs} + \Phi_{rgs} \quad (5-28)$$

Avec Φ_{cgs} et Φ_{rgs} données respectivement par les équations (5-7 et 5-2). Pour nos calculs nous prendrons un coefficient h_{cgs} moyen égal à $15 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ (Ahmed Hared, 2007).

- La puissance échangée entre le gaz et la paroi est la somme d'une puissance due à la convection et d'une puissance par rayonnement ; on écrit :

$$\Phi_{g-p} = \Phi_{cgp} + \Phi_{rgp} \quad (5-29)$$

Ainsi en considérant la linéarisation faite au paragraphe 5.2.2 nous pouvons écrire Φ_{g-p} sous la forme suivante :

$$\Phi_{g-p} = (h_c + h_r) A_{cgp} (T_g - T_p) \quad (5-30)$$

et posant $h_{cgp} = h_c + h_r$ on aura donc :

$$\Phi_{g-p} = h_{cgp} A_{cgp} (T_g - T_p) \quad (5-31)$$

Pour nos calculs, une valeur de $h_{cgp} = 10 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ (Lebas, 1995) semble être judicieuse.

Les expressions des surfaces d'échange du gaz et du solide sont données par :

$$A_g = \pi R^2 - \frac{D^2}{8} (\omega - \sin \omega) \text{ et } A_s = \frac{D^2}{8} (\omega - \sin \omega) \quad (5-32)$$

- La puissance Φ_{s-p} échangée entre la charge solide et la paroi est la somme des puissances échangées par rayonnement et par conduction ; on écrit donc :

$$\Phi_{s-p} = \Phi_{rps} + \Phi_{cps} \quad (5-33)$$

avec Φ_{rps} et Φ_{cps} données respectivement par les équations (5-4) et (5-22). En première approximation, nous prendrons pour le coefficient de transfert par conduction h_{cps} une valeur égale à $80 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ (Ahmed Hared, 2007).

Pour le modèle de paroi, nous avons choisi pour une première approximation de l'écrire suivant la forme suivante en considération de quelques hypothèses simplificatrices ; bien entendu ce modèle calcule la température le long des parois dans la direction axiale.

Les expressions des termes source Φ_p , Φ_{ext} sont respectivement la puissance thermique échangée par conduction entre gaz-paroi, gaz-solide et la puissance thermique échangée par convection et rayonnement de la paroi avec le milieu extérieur.

La surface d'échange A_p est donnée par $A_p = \pi\omega(R^2 - R_i^2)$.

- La puissance Φ_p est la somme Φ_{s-p} et Φ_{g-p} .
- La puissance Φ_{ext} est la somme des flux de chaleur transférés par rayonnement et par convection entre les parois du four et l'environnement extérieur et est donnée par ($\Phi_{ext} = \Phi_{cpo} + \Phi_{rpo}$).

Les puissances Φ_{cpo} et Φ_{rpo} s'écrivent respectivement par : $\Phi_{cpo} = h_{cpo}A_{po}(T_{po} - T_0)$ et $\Phi_{rpo} = A_{po}\epsilon_{po}\sigma(T_{po}^4 - T_0^4)$ avec $A_{po} = \pi D$.

Cette dernière expression est basée sur l'hypothèse d'une surface grise émettant dans un milieu infini à la température T_0 . D désigne le diamètre extérieur du four.

Dans l'hypothèse de régime permanent, le flux de chaleur par unité de longueur à travers la paroi délimité par la figure 5-5 est donné par : $-\lambda_p \times 2\pi r \frac{dT}{dr}$

En faisant l'hypothèse de corps mince, c'est-à-dire qu'il n'y a pas de gradients de températures dans la direction radiale de la paroi en acier ; autrement dit que la température à l'interface (T_i) réfractaire/acier est égale à T_{pe} .

En intégrant sur r et T on obtient : $T(r) = A \ln(R)$ avec A et B des constantes.

Pour $R=R_e$ on a $T=T_{pe}$ et à $R=R_i$ on a aussi $T=T_{pi}$ d'où on a : $A \ln(R_e) + B = T_{pe}$ et $A \ln(R_i) + B = T_{pi}$. Enfin on en déduit A avec $A = (T_{pe} - T_{pi}) / \ln(R_e/R_i)$

La continuité du flux sur la paroi (Figure 5-5) permet d'écrire :

$$-\lambda_p A/R_e = h_{cpo}(T_{pe} - T_{pi}) + \sigma \epsilon_{po}(T_{pe}^4 - T_{pi}^4) \text{ d'où } h_{cpo} = \frac{\sigma \epsilon_{po}(T_{pe}^4 - T_{pi}^4) - \frac{\lambda_p}{R_{pe}}(T_{pe} - T_{pi}) / \ln(\frac{R_e}{R_i})}{T_{pe} - T_{pi}}$$

Les mesures expérimentales effectuées lors des essais du 12/09/2008 donnent pour le four du PROCEDIS et pour une température ambiante de 26°C : $T_{pi}=750^\circ\text{C}$ (température de la paroi interne) et $T_{pe}=121^\circ\text{C}$ (température de la paroi externe).

Le calcul fait pour une émissivité de la paroi de 0,9 et une conductivité du béton réfractaire de $1,7 \text{ W.m}^{-1}\text{K}^{-1}$ à 1000°C , donne $h_{cpo}=20 \text{ W.m}^{-2}\text{K}^{-1}$. Les simulations faites ont montré leur sensibilité à la valeur de ce coefficient de transfert.

On montre facilement que le nombre de Biot ($e_p \times h / \lambda_p$) est inférieur à l'unité. Avec e_p et λ_p respectivement l'épaisseur de la paroi en acier et sa conductivité.

Pour une paroi en acier de conductivité $\lambda_p=50 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$ on obtient une valeur du nombre de Biot de 0,004.

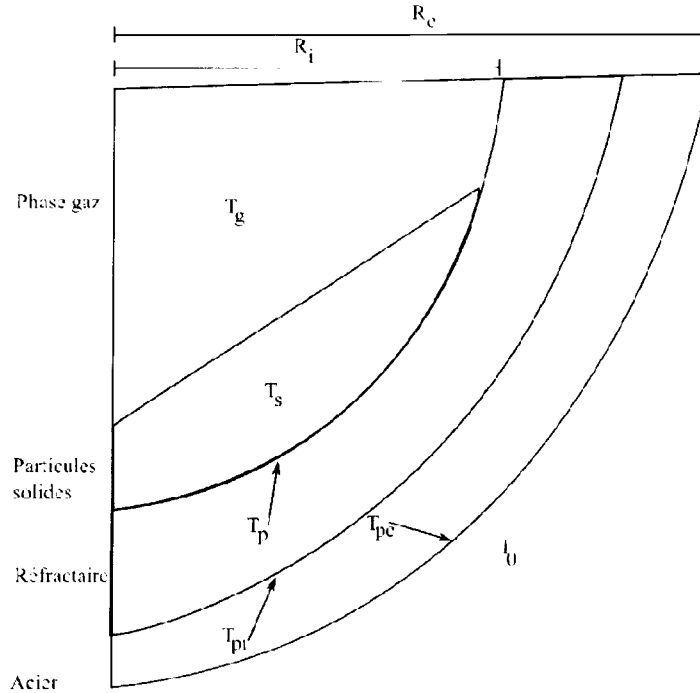


Figure 5-5 : Schéma représentatif des échanges de chaleur entre la paroi et la charge du four

Compte-tenu des hypothèses exposées précédemment, les équations bilan de conservation de l'énergie (Eq. 5-23 & 5-24) et de masse (Eq. 5-25 & 5-26) pour les phases solides et gaz peuvent être donc réécrites.

Le bilan de matière dans le volume de contrôle donné par la figure 5-4 dans le cas des phases solide et gaz donne :

$$(1 - \phi_g) \frac{d}{dz} (V_s A_s \rho_s) = \dot{m}_i + R_i \quad \text{et} \quad \phi_g \frac{d}{dz} (V_g A_g \rho_g) = \dot{m}_i + R_i \quad (5-34)$$

avec \dot{m}_i le terme source échangé à l'interface du volume de contrôle (débit massique d'une espèce i par unité de longueur de four) et R_i le taux de production, consommation de l'espèce i correspondante.

Ainsi un bilan fait sur l'élément de volume concernant une espèce de la phase gaz en régime permanent donne :

$$H + d\Phi + \Phi_z + d\Phi_0 + d(\Delta H_k R_k) = H + dH + \Phi_{z+\Delta z} \quad (5-35)$$

Sous cette base on obtient les équations suivantes :

$$dH = \left(\Phi_{g-s} + \Phi_{g-p} + \sum_{j=1}^n m_j H_j + \sum_{k=1}^0 \Delta H_k R_k \right) dz \quad (5-36)$$

En tenant compte de notre problématique de milieu poreux, on écrit cette expression sous la forme explicite suivante (approximation de différences finies) :

$$\frac{d(\phi \dot{q} C_p T)_g}{dz} = \Phi_{g-s} + \Phi_{g-p} + \sum_{j=1}^n m_j H_j + \sum_{k=1}^0 \Delta H_k R_k \quad (5-37)$$

Le débit massique $(\dot{q})_g = \rho_g V_g A_g$

Par la même occasion on écrit pour la phase solide :

$$\frac{d((1 - \phi_g) \dot{q} C_p T)_s}{dz} = -\Phi_{g-s} + \Phi_{s-p} + \sum_{j=1}^n m_j H_j + \sum_{k=1}^0 \Delta H_k R_k \quad (5-38)$$

Le débit massique dans la phase solide est donné par : $(\dot{q})_s = \rho_s V_s A_s$ où V_s est donnée par l'expression 3-3 du Chapitre 3.

En régime permanent et en supposant qu'on travaille dans des zones bien régulées autrement dit les pertes s'accumulent sur la coquille du four (en acier) ou encore que la convection paroi-air extérieur est la même que celle paroi-ambiance. D'autre part, l'hypothèse de paroi mince (voir ci-dessus) fait qu'il n'existe pas de gradients de températures suivant la direction radiale et par conséquent on peut négliger la convection entre la paroi extérieure et la couche d'air annulaire (partie non recouverte de solides et paroi externe). On écrit donc :

$$-K_p A_p \frac{d^2 T_p}{dz^2} = \Phi_{ext} + \sum \Phi_p \quad (5-39)$$

avec K_p donné par : $K_p = \frac{\lambda_p}{\rho_p C_p}$

D'autre part, par souci d'homogénéisation (en effet toutes les équations sont des équations différentielles du premier ordre) et d'utilité numérique, nous posons :

$$u = \frac{dT_p}{dz} \quad (5-40)$$

Les termes sources correspondantes (Φ_{ext} et Φ_p) étant déjà explicitées on écrit alors :

$$-K_p A_p \frac{du}{dz} = \Phi_{p-s} + \Phi_{p-g} + \Phi_{ext} \quad (5-41)$$

Pour ce qui est de la première phase de calcul qui concerne le modèle mathématique de dégradation de la charge de déchet, les termes sources correspondants $m_j H_j$ ne sont pas pris en compte car tenant compte des termes sources dus aux réactions d'oxydation du carbone résiduel et de combustions des gaz formés. Le reste des termes demeurent tous inchangés en ce qui concerne le modèle mathématique de dégradation de la charge de déchet.

5.4 Conclusion du chapitre 5

Les parois d'un four tournant jouent un rôle majeur sur la quantité totale de chaleur transférée à l'intérieur du four. En effet elles reçoivent la puissance thermique libérée par le chauffage, l'emmagasinent dans les parois du four et la cèdent au lit de particules solides grâce à la rotation du four.

Dans cette partie, nous avons eu à répertorier les différents modes de transfert de chaleur en four tournant permettant d'élaborer un modèle adéquat de transfert thermique afin de bien estimer les flux de chaleur au sein des parois du four et un bilan de matière.

Une fois que les transferts de chaleur ayant lieu au sein de la charge en mouvement sont bien connus, le débit de charge du four peut donc être prédit à travers une corrélation du flux de chaleur régénératif. Cette corrélation demeure un pas très important au niveau industriel et permet en même temps d'éviter la résolution en 2-D. Cette étude faite, on peut donc aborder la seconde partie de cette modélisation qui présente les résultats de la simulation ainsi que les résultats expérimentaux appliqués aux déchets de pneu et de bois broyés.

Chapitre 6 : Pyrolyse-dévolatilisation de la charge

6.1 Introduction

La modélisation complète dans un four s'articule principalement autour de trois modèles : une modélisation dynamique (Cf. Chapitres 3 et 4), une modélisation thermique (Cf. Chapitres 5 et 6) et une modélisation globale (Cf. Chapitre 7). C'est à travers ces trois modèles que sont modélisés les phases solides et gaz et la paroi du four. En outre des réactions chimiques, les phénomènes ayant lieu sont : le transfert de masse (évaporation de l'humidité et transfert des produits issus des réactions gazeuses du solide vers les gaz et évolution du résidu solide devenant mâchefers) et les transferts de chaleur (convection, rayonnement entre gaz et solide, gaz et paroi, paroi et lit de solide et paroi-environnement et conduction à l'intérieur des parois). Le modèle mathématique que nous proposons est un modèle simplifié d'équations différentielles non-linéaires et algébriques incluant une cinétique aussi simple que possible. La solution est obtenue à partir d'une discrétisation en différence finie, permettant d'obtenir le débit de solide, la température du solide, du gaz et le profil de température des parois sous différentes conditions opératoires et en fonction de la longueur du four.

Les phénomènes physiques représentés ici sont le transfert de chaleur et la propagation du front de flamme depuis l'entrée jusqu'à la sortie du four. Le transfert de chaleur dans un premier temps se faisant principalement par conduction (four préchauffé) et par rayonnement. Dans notre modèle de lit poreux, les profils de températures montrant les étapes de combustion de la charge de bois et pneu broyés seront représentés et seront par la suite utilisés comme condition aux limites pour un calcul complet sur tout le domaine. En effet dans la même perspective, les flux de chaleur rayonnés entre gaz et charge se verront mis en évidence sous FLUENT pour la modélisation finale. En effet une fois que la combustion des gaz est bien estimée sous Fluent, les profils obtenus seront ensuite réintroduits comme conditions aux limites dans MatLab.

6.2 Présentation des déchets utilisés

La pénurie croissante des lieux de décharge pour les déchets solides municipaux ainsi que les problèmes écologiques croissants dus à l'enfouissement ont entraîné des réglementations de plus en plus rigoureuses et des coûts croissants dans beaucoup de pays. Beaucoup de méthodes alternatives ont été proposées, et parmi elles, l'incinération des déchets a gagné plus de popularité en réduisant de manière significative le volume de déchets en résidus inertes et en même temps permet de produire aussi bien de la chaleur et de l'électricité. C'est dans ce sens que le premier incinérateur de déchets a été construit en 1876 en Ukraine (Reimann et Hammerli, 1995 ; Yang *et al.* 2002). Avant de procéder au choix et à la conception des équipements, les caractéristiques du déchet doivent d'abord être déterminées ou répertoriées. L'objectif d'un travail de caractérisation fait à travers des analyses immédiates, élémentaires et thermogravimétriques permet de déterminer pour un échantillon donné :

- son pouvoir calorifique ;
- sa teneur en humidité ;
- la quantité de déchets susceptible d'être recyclée ;
- la quantité de cendres présente dans le déchet ;
- le pourcentage de métaux et autres éléments ;
- les sources de chlorure ;
- de classer les déchets en terme de déchets cliniques et/ ou infectieux.

Un déchet donné destiné à l'incinération contient normalement une quantité de combustible et de non-combustible avec une certaine teneur en humidité. Généralement le pouvoir calorifique est propre à la quantité relative de combustible d'un déchet donné. Le pouvoir calorifique peut être pris comme une valeur brute de la quantité totale de déchet ; cependant, les quantités de combustible, de non-combustible et d'humidité doivent être évaluées afin d'en déterminer la quantité d'énergie contenue dans le déchet.

- Déchet de bois broyé :

Le bois, matériau d'origine naturelle est utilisé pour de nombreuses applications : secteur du papier, des panneaux à base de bois, de la construction, de l'ameublement, de l'emballage et du bois énergie. Issu de la forêt, il est tout d'abord récolté avant d'entrer dans une chaîne de transformation afin d'aboutir à un produit fini. Chaque étape de sa transformation génère des déchets qui, par leur nature multiple, trouvent des filières de valorisation diverses.

Selon une étude faite par le CTBA¹⁸ (source ADEME), le gisement de déchets bois produits au sein des entreprises de 1^{ère} et seconde transformation (au total, activité de sciage, emballage, construction et ameublement) est estimé à environ 12 millions de tonnes par an. A cela s'ajoute un volume de 4 millions de tonnes de déchets bois issus des chantiers du bâtiment (source ADEME¹⁹). Selon l'ADEME, 90 % du gisement de déchets bois produits au sein des entreprises de 1^{ère} et seconde transformation est déjà valorisé.

Les déchets de bois broyés utilisés (voir Figure 6-1) sont issus des déchetteries et des bois de démolition. Ce déchet de granulométrie 0-10 mm et d'humidité moyenne de 10 % présente aussi des traces de métaux.

La majorité des déchets de bois sont des déchets non dangereux. La réglementation spécifie que le déchet de bois est dangereux lorsqu'il a été souillé par une matière dangereuse (exemple : l'ajout d'un produit de préservation en profondeur du bois car ces produits contiennent des sels métalliques). En pratique, les bois ayant subi un traitement Cuivre Chrome Arsenic (CCA) sont classés comme des déchets dangereux, de même que les traverses de bois créosotées (ADEME). Ce type de traitement vise à prévenir le bois contre les nombreuses agressions qu'ils peuvent rencontrer en intérieur ou en extérieur, insectes (termites, capricornes), champignons, pluie. Le tableau 6-1 suivant définit sa composition.

Tableau 6-1 : Composition du bois broyé

Classe	Composition
A	Palettes, cageot, bois propre scié non traité
B	Panneau de particule, bois de démolition, bois de coffrage

¹⁸ Centre Technique du Bois et de l'Ameublement

¹⁹ Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Energie

-Déchet de pneu broyé :

Le déchet de pneu utilisé (voir Figure 6-1) provient de la transformation de pneus de camions, de tracteurs, de voitures et véhicules industriels. Les pneus sont dans un premier temps cisailés pour produire des « chips de pneus » de 50 × 80 mm (en moyenne). Leurs fibres métalliques libres sont alors retirées du produit. Les granulats de pneus correspondants nous sont fournis par la société Delta-Gom qui s'occupe du recyclage et de la collecte des pneumatiques et polymères en France. D'une façon générale, un pneu est en majorité constitué de caoutchouc, de noir de carbone, de métaux (acier) et d'additifs comme le montre le tableau 6-2.

Les additifs (polymères) sont principalement du polybutadiène, du poly-isoprène et du polystyrène. Le pneu broyé utilisé lors de nos essais, en majorité constitué de caoutchouc (SBR), est issu du recyclage de pneus.

Tableau 6-2 : Composition des pneus dans l'Union Européenne (ETRA²⁰)

Composantes	Véhicules légers	Camion/Autobus
Caoutchouc / Elastomères (%)	48	43
Noir de carbone (%)	22	21
Métaux (%)	15	27
Textile (%)	5	-
Oxyde de zinc (%)	1	2
Soufre (%)	1	1
Additifs (%)	8	6

Les pneus usagés destinés à la décharge sont considérés comme des déchets industriels banals (DIB). Ils sont donc admis en décharge comme des déchets de classe 2 (code 16 01 03, ADEME). En Europe, chaque année 360 millions de pneus de voitures entre dans le flux de déchets soit une charge annuelle de déchets de 2,5 millions de tonnes (Braathen *et al.* 2006). En 2007, 399 054 tonnes de pneumatiques comprenant des pneus de véhicules légers (VL), de poids lourds (PL), de scooters (SC) de pneus Agri-GC²¹ 1, de pneus GC2 et d'avions (AV) ont été mis sur le marché en France (ADEME).



Figure 6-1 : Photos d'échantillons de bois et pneu broyés utilisés

Analyses élémentaire et immédiate des combustibles

Le four du PROCEDIS permet de traiter une charge totale fixée à 100 kg.h⁻¹ pour un PCI du déchet d'environ 20 MJ/kg. Les analyses réalisées sur four à moufle voir tableau 6-3 ci-après permettent de déterminer la composition chimique élémentaire et immédiate du pneu et du bois broyés.

²⁰ European Tyre Recycling Association

²¹ Génie Civil

Tableau 6-3 : Analyses élémentaire et immédiate (db)²²

Produit	Analyse élémentaire						Analyse immédiate				PCI kJ/kg
	C	H	O ^a	N	S	Cl	Cendres	Humidité	CF	MV	
Pneu	88,70	7,90	1,10	0,50	1,70	0,10	8,80	0,60	29,59	72,60	34746
Bois	50,70	6,00	39,90	2,70	0,60	0,00	20,30	18,50	9,08	63,60	14616

^a obtenue par différence ; CF : carbone fixe et MV : matières volatiles.

6.2.1 Propriétés physico-chimiques de la charge

a) Propriétés physiques de la charge

Masse volumique (ρ) :

La masse volumique peut être mesurée à l'aide d'un bêcher gradué et d'une balance électronique de précision. Elle dépend du degré de compaction, d'humidité et de la composition du solide.

Les densités apparentes du pneu et du bois broyés peuvent être déterminées par la mesure de leur masse et de leur volume. Expérimentalement la densité d'un solide peut être déterminée par un pycnomètre à eau (ou à hélium) après revêtement du grain (échantillon).

Capacité calorifique (C_p) :

La capacité calorifique est mesurée à l'aide d'un calorimètre. Cependant, la mesure de C_p peut être fortement influencée par les réactions lors de la pyrolyse cela étant dû à la chaleur de réaction et à la perte de masse associée. Hanrot (1992) a présenté dans le cas du charbon une méthode expérimentale permettant de surmonter la difficulté ; cette méthode consiste à déterminer la vraie chaleur spécifique par pyrolyse pour des températures comprises entre 300°C et 1000°C ; la vraie valeur de C_p est donc déterminée par mesures calorimétriques à différentes températures entre 20°C et la température correspondante à la pyrolyse du composé lorsque l'échantillon devient inerte dans cette zone. Les points extrêmes de la courbe de chaleur spécifique en fonction de la température donnent ainsi la vraie chaleur spécifique du composé.

Conductivité thermique :

La mesure de la conductivité thermique se fait à travers une mesure de température par utilisation de la méthode dite laser-flash (Degiovanni *et al.* 1992 & 1993). La technique consiste à suivre la réponse thermique sur la face arrière de l'échantillon dont la face avant est soumise au laser flash ; le paramètre ainsi mesuré est la diffusivité (a) à partir duquel est déduite la conductivité ($\lambda = a \times \rho \times C_p$) connaissant ρ et C_p en fonction de la température T .

Durant le processus de dévolatilisation, la structure physique du solide change et donc la conductivité thermique et la capacité calorifique changent aussi. Pour décrire ces changements dans les paramètres physiques, un taux local de dévolatilisation est introduit par Larsen *et al.* (2006) :

$$X_{local}(r) = 1 - \frac{\rho(r) - (1-x)\rho_c}{x\rho_c} \quad (6-1)$$

avec $\rho(r)$ la densité de la particule de rayon r , x la fraction initiale de volatile (kg/kg), ρ_c la densité du combustible volatile. A partir de la fraction de conversion locale issue de la dévolatilisation, on peut en déduire la conductivité effective ainsi que la chaleur spécifique du combustible :

²² « Dry basis », base sèche, bouclage à 100 sans tenir compte de l'humidité

$$\lambda(r) = (1 - X_{local})\lambda_c + X_{local}\lambda_{char} \quad (6-2)$$

$$Cp_s(r) = (1 - X_{local})Cp_c + X_{local}Cp_{char} \quad (6-3)$$

Emissivité :

Pour un matériau tel le pneu dont la surface est hétérogène, l'émissivité thermique est difficile à mesurer. Cependant, on peut considérer ce dernier comme un corps gris. En l'absence de mesures et vues les incertitudes sur la difficulté liée à la mesure de l'émissivité (Cf. Chapitre 5, Paragraphe 5.2.1), la valeur de ($\epsilon=0,9$) est utilisée dans ce travail. Patisson *et al.* (2000a), dans le cas d'un grain de charbon ont facilement démontré que cette dernière n'a pas d'influence relative sur les résultats de calcul. Le tableau 6-4 suivant donne un aperçu des principaux paramètres thermophysiques utilisés dans le cas du bois et du pneu broyés.

Tableau 6-4 : Résumé des paramètres thermophysiques du bois et pneu broyés

Désignation	Unités	Bois	Pneu
Emissivité	—	0,9	0,9
Conductivité	W.m ⁻¹ .K ⁻¹	0,15 (Vijeu <i>et al.</i> 2008)	0,3 (Larsen <i>et al.</i> 2006)
Capacité calorifique	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹	1950 (Vijeu <i>et al.</i> 2008)	1770 (Napoli, 1998)
Capacité calorifique du char	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹	1950 (est.)	1800 (Yang <i>et al.</i> 1995a)
Capacité calorifique du tar	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹	2500 (Descoins, 2004)	1800 (est. Descoins, 2004)
Porosité	—	0,55 (est.) (Vijeu <i>et al.</i> 2008)	0,6 (est.)
Masse volumique	kg.m ⁻³	580 (Lu <i>et al.</i> 2008)	1100 (Larsen <i>et al.</i> 2006)
Masse volumique du tar	kg.m ⁻³	965 (est.)	943 (Ucar <i>et al.</i> 2005)
Désignation	Unités	Valeurs	
Emissivité paroi	—	0,9	
Emissivité gaz	—	0,4	
Coefficient d'échange h _{cgp}	W.m ⁻² .K ⁻¹	10	
Coefficient d'échange h _{cps}	W.m ⁻² .K ⁻¹	80	
Coefficient d'échange h _{cpo}	W.m ⁻² .K ⁻¹	20	

b) Cinétique de formation des gaz, du tar et du char de pneu et de bois broyés

Le déchet en entrée du four traverse trois zones ; préchauffage, réaction et refroidissement en fin de four. Pour chacune de ces zones s'effectue des réactions de dégagement des matières volatiles et de combustion du résidu carboné et des gaz formés (voir Figure 6-2). Ces matières volatiles sont principalement constituées d'hydrogène, du méthane et du goudron. Ces gaz sont libérés à partir de la surface du lit de déchet et brûlent dans la partie inférieure comme en partie supérieure du four (au sein des couches active et passive).

En plus des matières volatiles produites lors de la combustion du bois broyé, on a aussi la combustion d'une fraction de poussières de bois qui contribue à augmenter la température du foyer.

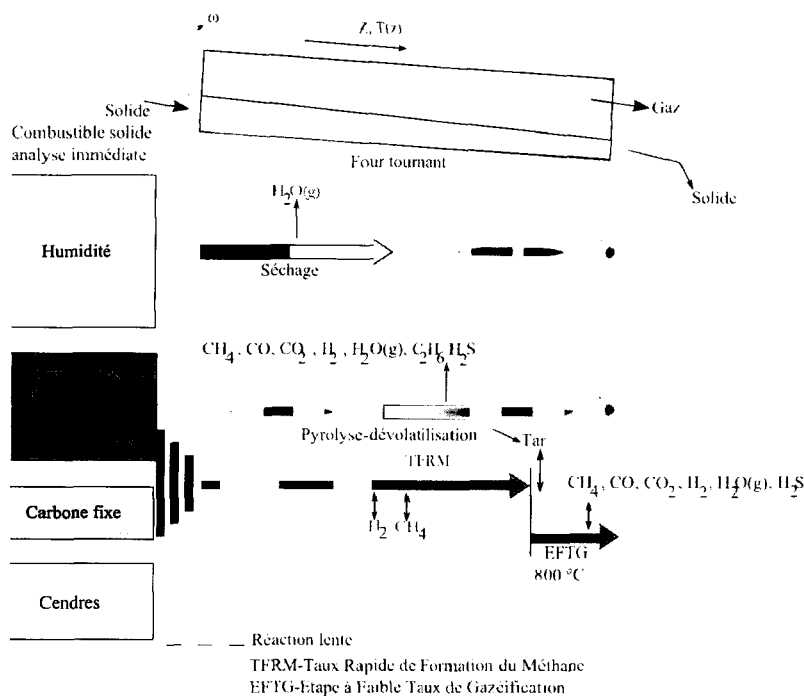


Figure 6-2 : Evolution de la cinétique de dégradation de la charge le long de l'axe z (Librairie électronique, 2007)

Cas du pneu broyé :

D'une manière générale, le pneu est dégradé sous l'effet de la chaleur en deux étapes. Dans un premier temps on observe des réactions primaires (Voir Figure 6-2), une quantité importante de matière organique (65 %) (Cui *et al.* 1999) constitué de styrène butadiène ou caoutchouc (SBR), du butadiène ou caoutchouc naturel (NR) et du polybutadiène (BR) qui se transforment en molécules gazeuses (gaz et tar). Les espèces chimiques produites par les réactions gazeuses sont très nombreuses et peuvent se regrouper en pseudo-réactions : le tar englobant les espèces condensables et le gaz qui regroupe les espèces incondensables. Ces réactions primaires sont suivies par deux réactions secondaires qui sont supposées se dérouler uniquement en phase gazeuse. Elles peuvent conduire la transformation du tar en gaz (réactions de craquage) ou le condenser en char (repolymérisation). Un schéma global (voir Figure 6-2) de décomposition du pneu (Dai *et al.* 2001) peut donc être la suite de réactions en chaînes ; le pneu peut en premier temps se décomposer en char plus du tar et en un mélange gazeux constitué de CO, CO₂, H₂, CH₄, C_mH_n, etc. Ensuite s'ensuit la réaction du tar qui donne des hydrocarbures lourds, des hydrocarbures légers, du CO, du CO₂ et du H₂. Les hydrocarbures lourds à leur tour se décomposent en hydrocarbures légers, en CH₄ et H₂ ; tandis que les hydrocarbures légers peuvent eux donner du CH₄ et du H₂. Ces composés issus de la pyrolyse et des réactions de craquage subiront à leur tour des réactions d'oxydation.

Williams *et al.* (1990) ont étudié l'influence de la température sur le bilan de matière du pneu avec un dispositif constitué d'un réacteur à lit fixe chauffé électriquement. Ils remarquent que pour une vitesse de chauffage donnée, l'élévation de la température (300-720°C) favorise la production d'huile (de 3,6 % à 58,8 % en poids) et de gaz (de 2,4 % à 14,8 %) au détriment de la phase solide (de 94 % à 26,4 %).

La conversion des pneus en phase liquide et gaz est maximale pour des températures supérieures à 600°C.

Ces tendances se retrouvent dans les études réalisées sur pilote batch par Williams *et al.* (1993) avec cependant des taux de production d'huile bien moins importants (27,3 % à 700°C). D'autre part, ils constatent, dans des essais sur pilote que la production d'huile tend à décroître sensiblement aux températures supérieures à 800°C. Enfin Kaminsky *et al.* (1980), montrent sur un dispositif de laboratoire à lit fluidisé qu'une élévation de la température de 640°C à 840°C fait chuter le taux de production des huiles de 40 % à 27 %.

Kawakami *et al.* (1980) et Williams *et al.* (1990) montrent qu'au-delà de 650°C, en pyrolyse sur four tournant avec des vitesses de chauffage élevées, que le taux de la phase liquide diminue avec la température. Kaminsky *et al.* (1980) font aussi les mêmes constatations sur leur four à lit fluidisé avec une production de la phase liquide passant de 40 % à 640°C et à 27 % à 840°C. Une analyse qualitative de la phase gazeuse produite au détriment de la phase liquide montre un accroissement du méthane, de l'hydrogène et de l'éthylène avec la température et un enrichissement de la phase liquide en composés aromatiques. De nombreux auteurs (Williams *et al.* 1990 ; Yang *et al.* 1999 ; Conesa *et al.* 1996) ont confirmé la présence de produits aromatiques aux températures élevées. Cypres (1994) propose un schéma réactionnel des réactions secondaires de production de goudrons aux basses températures. Ainsi une combinaison entre les composés éthyléniques et les diènes (réactions électrocycliques de type Diels-Alder) permettraient de produire des composés aromatiques et de l'hydrogène, en particulier le naphthalène (C₁₀H₈), produit de la combinaison du cyclohexène et du 1,3 butadiène.

Cas du bois broyé

Dans ce cas, les huiles primaires apparaissent lors de la pyrolyse du combustible carboné au cours des procédés de gazéification. Ces huiles primaires sont inévitables. Cependant, après leur évolution à partir de la phase solide, les goudrons primaires sont soumis à des réactions secondaires de goudron (STR²³). Les études récentes (Williams *et al.* 1995) montrent qu'il y a la formation de goudrons tertiaires tels les hydrocarbures poly-aromatiques durant la réaction de la phase vapeur des goudrons. Ces goudrons tertiaires (Morf *et al.* 2002) apparaissent à des températures de 850-1000°C et sont d'origines aromatiques. Les hydrocarbures aromatiques constituent la classe dominante des goudrons tertiaires formés et comprennent les HAP²⁴. Ces HAP (Morf *et al.* 2002) sont présents en quantités négligeables dans le goudron jusqu'à la température de référence d'environ 750-800°C. Morf *et al.* (2002) montrent que quantitativement, le naphthalène (C₁₀H₈) est la plus importante composé d'HAP goudronné analysé sur les chips de bois.

La cinétique des réactions régissant la dégradation du pneu et du bois broyés est donnée par le schéma 6-3 ci-dessous. Les équations sont de la forme d'une équation d'Arrhenius ($k_i = A_i \exp(E_{ai}/RT)$). Les K_i, A_i et E_{ai} en ce qui concerne les bois et le pneu broyés sont donnés par le tableau 6-5.

²³ Secondary Tar Reactions

²⁴ Hydrocarbures Aromatique Polycyclique

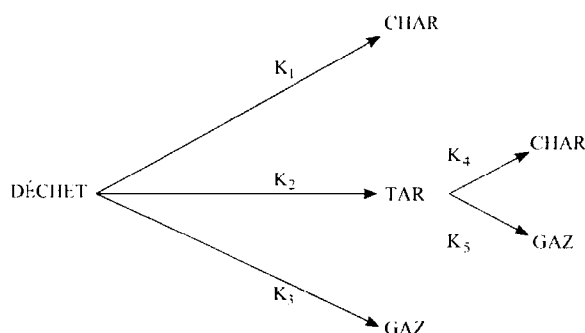


Figure 6-3 : Schéma de décomposition du déchet (pneu et bois broyés)

Les paramètres cinétiques de pyrolyse et de vaporisation du bois broyé donnés au tableau 6-5 sont ceux de Di Blasi (1993), d'Elfasakhany *et al.* (2008), de Vijeun *et al.* (2008) et de Bryden *et al.* (1996). En ce qui concerne le pneu broyé, les paramètres cinétiques sont tirés de Yang *et al.* (1995a & 1995b & 2007), Martins *et al.* (2001) et Larsen *et al.* (2006) pour la pyrolyse dévolatilisation et vaporisation du pneu. Tous ces paramètres sont regroupés dans le tableau 6-5. Pour un manque de données expérimentales dans le cas du pneu broyé, les enthalpies de réaction données sur le tableau 6-5 sont prises égales à celles du bois broyé (Di Blasi 1993).

D'après le schéma réactionnel de la figure 6-3 on peut définir les taux de réactions des différents déchets solides (bois et pneu broyés) par :

$$\text{Pour le char} \quad R_{char} = \rho Y_{solide} k_1 + \phi \rho_g Y_{tar} k_4 \quad (6-4)$$

$$\text{Pour le tar} \quad R_{tar} = \rho Y_{solide} k_2 - \phi \rho_g Y_{tar} (k_4 + k_5) \quad (6-5)$$

$$\text{Pour le mélange gaz} \quad R_{gaz} = \rho Y_{solide} k_3 + \phi \rho_g Y_{tar} k_5 \quad (6-6)$$

$$\text{Pour le solide} \quad R_{solide} = -\rho Y_{solide} (k_1 + k_2 + k_3) \quad (6-7)$$

où ρ est la densité en bloc du solide, ρ_g est la densité du gaz, Y la fraction massique, et ϕ la porosité du lit.

Tableau 6-5 : Paramètres cinétiques de la modélisation

Paramètres cinétiques		Bois broyé	Pneu broyé
K ₁	A ₁ (s ⁻¹)	7,3810 ⁵	2,98.10 ³
	E _{a1} (J.mol ⁻¹)	1,06510 ⁵	73,10 ³
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	4,1810 ⁵	-418000
K ₂	A ₂ (s ⁻¹)	4,1310 ⁶	1,0910 ⁻¹
	E _{a2} (J.mol ⁻¹)	1,12710 ⁵	125567
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	4,1810 ⁵	-131670
K ₃	A ₃ (s ⁻¹)	1,4310 ⁴	1,52.10 ⁷
	E _{a3} (J.mol ⁻¹)	8,8610 ⁴	139,2.10 ³
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	4,1810 ⁵	-418000
K ₄	A ₄ (s ⁻¹)	10 ⁵	1.10 ⁶
	E _{a4} (J.mol ⁻¹)	1,0810 ⁵	107,10 ³
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	-4,210 ⁴	42000
K ₅	A ₅ (s ⁻¹)	4,2810 ⁶	4,28.10 ⁰⁶
	E _{a5} (J.mol ⁻¹)	1,0810 ⁵	107,10 ⁰³
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	-4,210 ⁴	42000
K ₆	A ₆ (s ⁻¹)	5,13.10 ¹⁰	6.10 ⁰⁸ T _s .10 ^{-0,5}
	E _{a6} (J.mol ⁻¹)	88000	48,22.10 ³
	ΔH _i (J.kg ⁻¹)	-2,44.10 ⁶	-2257920

6.3 Mesures expérimentales effectuées lors des essais à chaud

Une connaissance des propriétés physiques et chimiques du matériau utilisé est très importante dans la phase de validation. Il est alors dans ce cas nécessaire de déterminer un protocole de mise en chauffe du four. Ce protocole permet d'atteindre les températures de réaction des déchets utilisés et aussi d'avoir une bonne maîtrise du procédé. En effet, une simple mise en surpression engendrée par un manque d'étanchéité le long du four peut déclencher l'alarme de l'extracteur ou encore une forte présence d'imbrûlés déclencherait l'alarme du filtre en manche en sortie de chaudière.

Ainsi sur la base des températures (560°C et 800°C, Larsen *et al.* 2007 et Li *et al.* 1999) de réactions de pyrolyse et de craquage des goudrons des deux déchets et sur la base d'essais de combustion, la loi de chauffe est déterminée. Sous ces conditions, le taux de chauffage visant à atteindre la température maximale de 1 000°C est égale à 20 à 29°C.min⁻¹ pour le pneu et le bois respectivement.

6.3.1 Enfournement des déchets

Des seaux de 2,5 à 5 kg de déchets de bois ou de pneu broyés sont introduits au niveau de la trémie et acheminés au moyen d'une vis sans fin à l'intérieur du four.

La vis au préalablement réglé permet à un temps déterminé par l'opérateur-enfouneur de fixer le débit à une valeur déduite de la quantité de déchet enfourné (par exemple pour atteindre un débit de 50 kg.h⁻¹, l'opérateur-enfouneur devrait enfourner un seau de 5 kg de déchet toutes les 6 minutes).

Le déchet solide, une fois à l'entrée du four est dans un premier temps réchauffé par le rayonnement des parois du four (le four est préchauffé à 700-750°C). Cette étape de préchauffage s'effectue en moyenne sur une durée d'environ 6 à 7 heures. Le four est enfourné en déchet de bois et pneu broyé selon un protocole bien défini :

- ✓ Préchauffage jusqu'à 700-750°C ;
- ✓ Enfournement continu des déchets ;
- ✓ Attente de la stabilisation des paramètres (maîtrise des paramètres opératoires) d'une durée d'environ 30 min ;
- ✓ Arrêt du brûleur primaire ; en effet la chaleur ayant atteint une température de 1000°C en tête de four, température suffisante pour démarrer la combustion du déchet sans apport du brûleur ;
- ✓ Début de mesures lorsque des températures en sortie de four de 850 à 900°C sont atteintes.

Cependant, il peut arriver que le processus prenne du temps à se stabiliser, ceci étant la plus part du temps dû à un débit trop important en enfournement du four, soit à une forte présence de fine de bois ou encore suite à une humidité élevée du déchet. Dans ces cas de figures, les alarmes précédemment décrites s'auto-déclenchent. Ces imperfections sont aussi visibles sur la sonde de mesure d'oxygène en sortie de filtre en manche ou alors sur une forte teneur en imbrûlés visible par lecture sur le Horiba-PG250 (Cf. Annexe 4).

6.3.2 Choix des points de mesures

Le choix des points de mesure s'est finalement avéré concluant ; même si l'idéal aurait été de disposer de points de mesure faits suivant le diamètre du four afin de pouvoir estimer la température de paroi, la température du solide et la température des gaz. Les températures de la phase solide et de la phase gaz sont mesurées à l'aide de l'introduction de thermocouples de longueur variable entre 2 m et 3 m en amont et en aval du four. Les seuls points de mesure disponibles sont donc ceux donnés par la figure 6-4. Par ailleurs, ces points sont visualisables et accessibles.

Durant le processus de combustion, les gaz sont dégagés d'une manière générale tout au long du four et parcourent les 4,21 m de four avant d'entrer en chambre de décendrage de longueur 1,47 m. Ils parcourent ensuite une zone de jonction chambre de décendrage-postcombustion de 0,6 m de long au sein duquel se trouve le brûleur secondaire permettant de rebrûler les gaz. Les photos de la figure 6-4 montrent les trois points de mesure de températures des gaz et du lit en entrée du four. Ces points sont répartis comme montré sur la première photo : les points 1 et 2 distants de 12 cm de mesure de la température du lit à deux positions différentes sont situés au niveau de l'arrivée d'air primaire. Le point 3 quant à lui est situé au dessus de l'entrée du déchet, à 48,3 cm du point 1 permet une mesure de température de tête de four et aussi des gaz au dessus du lit de déchets.

Pour ce qui est du point 4, à la fin de la deuxième semaine et durant la dernière semaine d'essai, le thermocouple était penché sur le lit expliquant le positionnement variable de ce dernier.

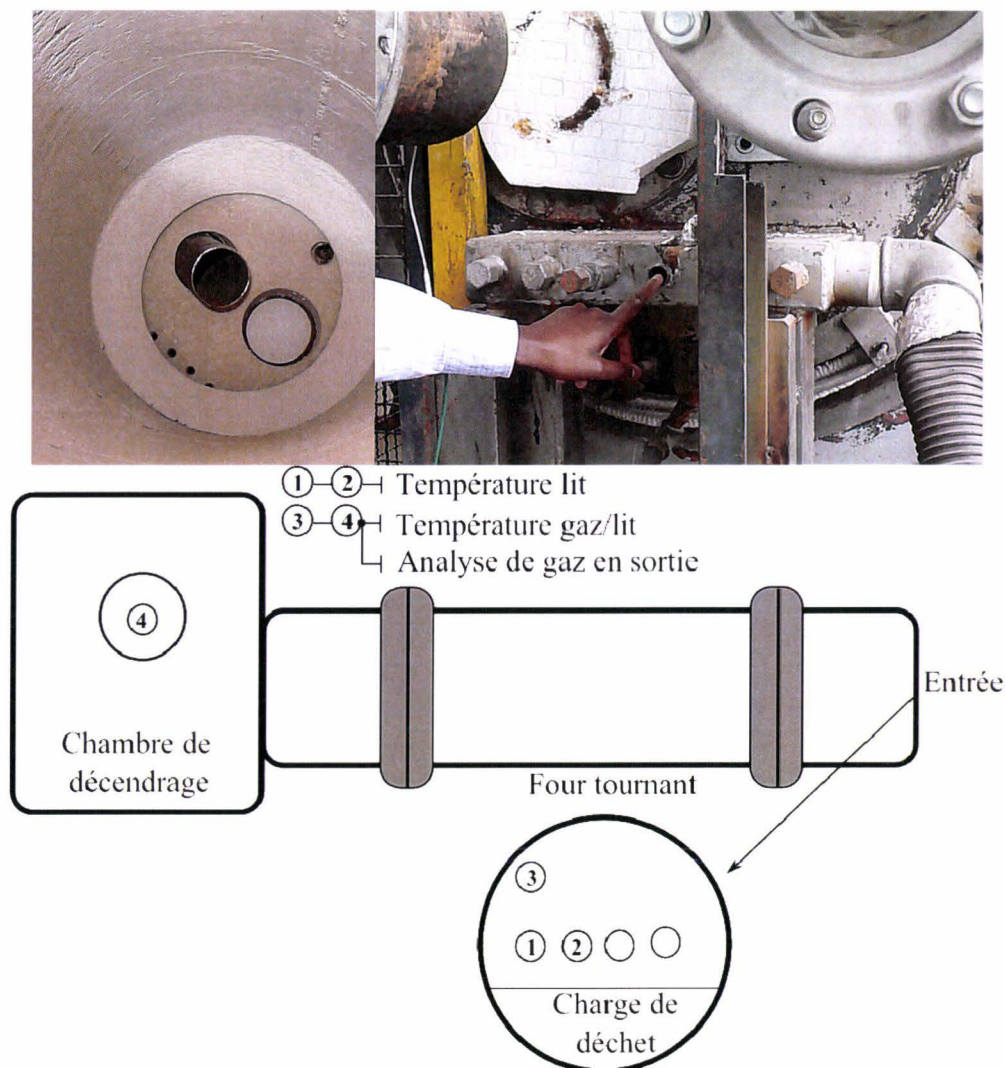


Figure 6-4 : Points de mesures en entrée et sortie du four

La figure 6-5 donne les cotes des points de mesures en entrée du four et en sortie au niveau de la face arrière de la chambre de décendrage. Enfin le point 4 illustré par les deux photos de la figure 6-6 se situe au niveau de la chambre de décendrage et permet une mesure de température des gaz en sortie de four sur différentes positions (voir tableau 6-6).

Tableau 6-6 : Tableau de positionnement des thermocouples le long du four

Points	Longueur thermocouple (m)	Positions lit (m)	Positions gaz (m)
① et ②	2 & 3	1,0 à 2,2 ^a	0,8 à 1,8 ^a
③	2		0,4
④	2 & 3	0,4 - 2,9 & 2,8	2,9 & 2,8

^a Positionnement variable en fonction de l'essai

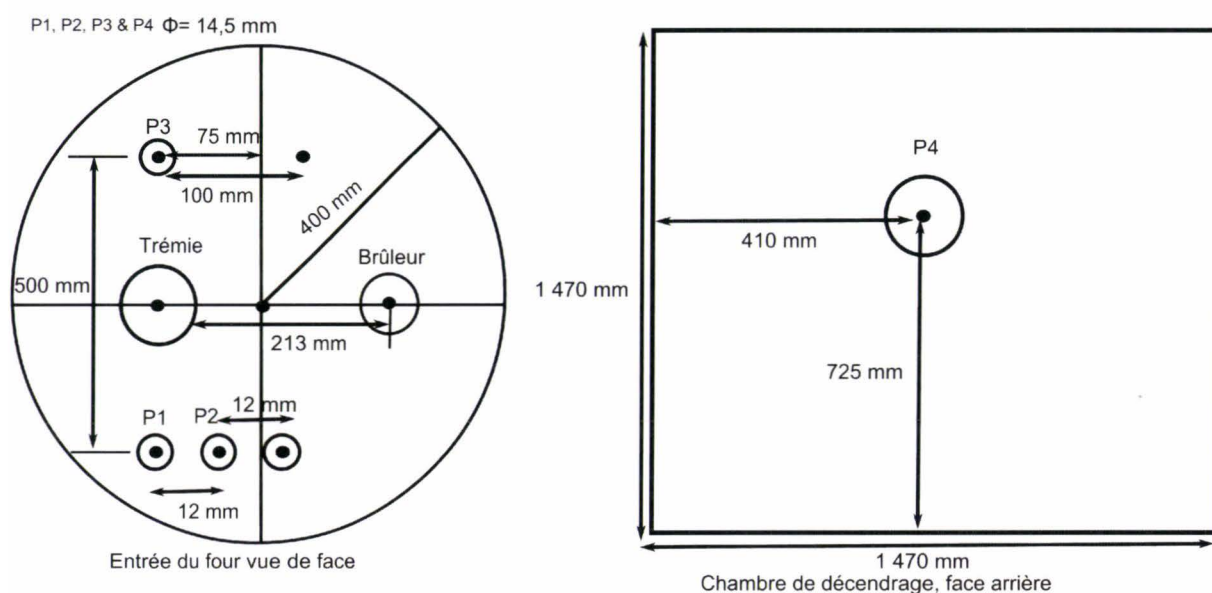


Figure 6-5 : Cotes de mesure en entrée four et en face arrière de la chambre de décendrage

Des analyses de fumées en sortie de four (point de mesure 4) et en sortie de chaudière ont pu être effectués au moyen de deux analyseurs. L'analyseur placé en sortie de four (Horiba PG250) a nécessité la mise en place d'une sonde de 3 m de long. Cette sonde de collecte des gaz est pliée en 4 anneaux circulaires permettant d'accroître les pertes en température des gaz avant leur entrée au sein de l'analyseur. En effet, l'analyseur dispose d'un thermostat dont la température est réglée à 180°C pour les gaz en entrée.

Les deux analyseurs Horiba PG250 du Département Énergétique et l'analyseur ECOM SG-Plus de la société MAGUIN permettent de mesurer les espèces O_2 , CO_2 , CO , NO , et SO_2 dans les deux cas de figures.

Dans le cas du PG250, les données sont recueillies au moyen d'un programme sous Labview et dans le cas de l'ECOM SG-Plus, elles sont imprimées toutes les 5 minutes. L'annexe 4 donne plus de détails sur ces deux analyseurs.

Les températures de la paroi extérieure du four sont mesurées suivant des écarts longs de 0,8 m à l'aide d'un pyromètre optique.

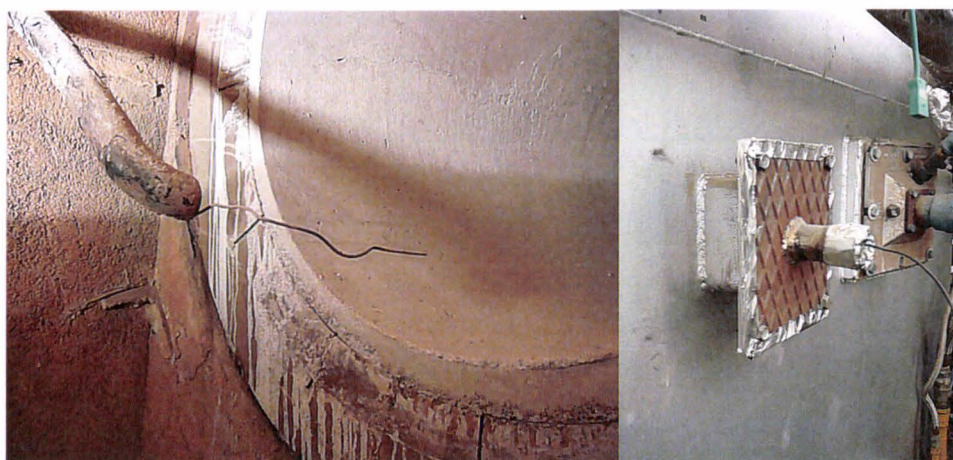


Figure 6-6 : Points de mesures de température par thermocouple type K

Les mesures dynamiques de quantité de gaz et de goudrons en tout point sont difficiles à réaliser. Pour des problèmes d'accessibilité dus à la taille du point 4 identifié et de faisabilité, les prélèvements n'ont pas pu être effectués.

D'autre part, en situation de combustion, le pilote est entièrement fermé et il risque d'être difficile d'introduire un système de prélèvement à l'intérieur du four en rotation. Pour ces mêmes raisons les mesures dynamiques des profils de chargement sont difficiles et pourraient perturber l'opération.

Enfin nous avons pu recueillir en chambre de décentrage (voir figure 6-7) tous les cendres pour analyser leur teneur en éléments majeurs et mineurs surtout dans le cas du pneu. Des analyses du carbone organique total, de matières minérales et organiques ont pu être faites sur ces cendres. Les résultats sont consignés dans le chapitre 7.



Figure 6-7 : Cendres de bois recueillies en sortie de four

6.4 Résultats et discussion

6.4.1 Hypothèses de calcul du modèle monodimensionnel

Les modèles mathématiques établis peuvent inclure le mécanisme global en une étape simple de la réaction, les modèles de réaction en compétition, en parallèles et le modèle d'énergie d'activation basé sur une distribution de Gauss. À cause de la diversité des types de déchets utilisés dans les incinérateurs municipaux, la distribution continue de Gauss des énergies d'activation est raisonnablement la plus utilisée (on part du principe qu'il existe une combinaison de réactions du premier ordre permettant de décrire le comportement des pseudo-composantes en fonction du temps et de la température de réaction, cf. Annexe 3). Pour ce qui est du séchage, le modèle de Peters *et al.* (2003) du type Arrhenius traitant le séchage comme une réaction hétérogène est utilisé.

En se basant sur les hypothèses simplificatrices faites à partir d'expériences au laboratoire introduites par Wilbrand (1997) et reprises par Ortiz *et al.* (2003) et sur nos résultats expérimentaux, on adoptera les hypothèses ci-dessous :

- les variations de la vitesse axiale linéaire de la phase gaz comme de la phase solide sont négligeables ;
- le four opère en conditions d'équilibre thermique (les températures seront en régime permanent à tout instant) ;

- toutes les variables sont supposées uniformes suivant la direction radiale de l'écoulement à cause de la taille du réacteur ;
- il n'y a ni solide ni gaz en mélange axial et par conséquent les deux phases sont en écoulement piston. Le déplacement de particules solides portés par la phase gaz est négligé (poussières) ;
- les variations de la température des parois sur la direction angulaire du four sont négligées c'est-à-dire les effets régénératifs des parois ou encore le changement cyclique occasionné par la rotation du four. Ce changement est très marqué surtout dans le cas de faibles vitesse de rotation du four ; cet effet reste négligeable lorsqu'on est confronté à un four de faible dimension et que la zone de hautes températures couvre presque totalement toute la longueur du four ; dans cette zone le flux de chaleur principal se fait par rayonnement du solide par les gaz et les parois non recouvertes par la phase solide ;
- le débit de gaz est supposé constant en sortie ;
- la pression au sein du réacteur est constante ;
- les parois du four sont supposées minces (vérification faite au Chapitre 5, Paragraphe 5.3.1) ;
- les réactions chimiques obéissent à la loi d'Arrhenius et les réactions secondaires sont prises en compte ;
- les transferts de chaleur par conduction et rayonnement suivant la direction axiale sont négligeables ;
- le transfert de chaleur par conduction dans la direction axiale à l'intérieur des parois n'est pas très important ;
- les capacités calorifiques, les chaleurs de réaction, de vaporisation, les émissivités, les absorptivités et les coefficients de transferts de chaleur par conduction sur les parois sont supposés constante et indépendante de la température.

Les paramètres opératoires seront le temps de résidence, les débits d'écoulement (gaz, solide), les températures de sortie solide et gaz et la teneur en humidité du combustible. Les analyses seront donc faites pour des conditions nominales de fonctionnement par la variation d'une variable tout en maintenant les autres constantes.

L'effet combiné de deux ou plusieurs variables est à prévoir aussi.

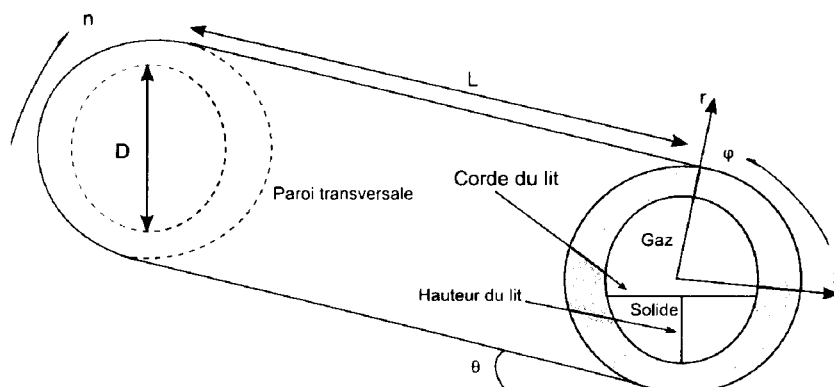


Figure 6-8 : Schéma du four et de la section de transfert

Le système d'équations ainsi obtenu est résolu par les solveurs ODE45 & ODE15S (Ordinary Differential Equation) qui utilise des équations différentielles et qui par la même occasion résout des systèmes dits définis. Le système d'équations est donc constitué de 11 équations différentielles non linéaires et d'un système d'équations algébriques basé sur la méthode des différences finies : 2 équations décrivant l'évolution de la charge de déchet que sont la hauteur et la corde du lit (Eqs. 3-7 et 3-9), 5 équations bilan de matière (Eqs. 5-34 avec les termes source correspondants pour chaque espèce données par les équations 6-4 à 6-7 et les équations 6-13 & 6-14 pour le séchage du déchet), 4 équations bilan d'énergie (Eqs. 5-37 & 5-38 pour les phases gaz et solide et les équations 4-40 & 5-41 pour la paroi interne du four). Même si la méthode des différences finies utilisée pour la résolution soit moins précise que les autres méthodes, elle convient au mieux pour une géométrie en une dimension. La résolution du système d'équation nécessite la connaissance des conditions initiales à l'entrée du four (débit de déchet en entrée du four, Q_{s0} ; température du solide, T_{s0} ; débit des gaz, Q_{g0} ; débit d'humidité du déchet, Q_{h0} et la température de la paroi intérieure, T_{p0}) ainsi que les paramètres géométriques du four. Le calcul débute à $z=0$ (entrée) et se termine à $z=L$ (sortie) (voir Fig. 6-8).

Les conditions aux limites de la simulation sont la température d'entrée du solide, la température de paroi du four, le débit de gaz en entrée et le débit de poussières dans le cas de la fine de bois. Cependant, pour un manque de mesures du débit de poussières et aussi en l'absence de validation des modèles proposés par Manitius *et al.* (1974) et Tackie *et al.* (1989) (Cf. Chapitre 7, Paragraphe 7.3) sur le bois et le pneu broyés, les poussières ne seront pas prises en compte dans le modèle (Cf. ci-dessus).

La température du gaz ainsi que le débit et la composition de la poussière à la position de départ ($z=0$) sont inconnus. Mais comme il est nécessaire de les fournir au programme pour qu'il puisse effectuer sa simulation, on leur attribue initialement des valeurs approximatives qui seront corrigées par le programme au fur et à mesure des itérations. Le débit du mélange gazeux est calculé et comparé à la valeur fixée. Si la convergence n'est pas atteinte, une nouvelle valeur du débit de gaz est introduite. Cette approximation est basée sur la méthode de Nelder et Mead. (1965) (Ortiz *et al.* 2003).

Le tableau 6-7 reporte les principales caractéristiques du four ainsi que les conditions initiales

Tableau 6-7 : Caractéristiques et conditions opératoires du four

Paramètres	Unités	Bois broyé	Pneu broyé
Vitesse de rotation	rpm	0,42 - 0,62	0,42 - 0,62
Débit de charge	kg.h ⁻¹	50 - 100	30 - 50
Temps de résidence	min	25 - 33	40 - 45
Température de préchauffage	K	400 - 490	450 - 500
Débit de gaz en entrée	kg.s ⁻¹	0,188 - 0,190	0,162 - 0,182
Quantité de gaz de préchauffage	($\times 10^{-3}$ kg.s ⁻¹)	1,33 - 3,92	3,06 - 3,14

6.4.2 Influence des paramètres opératoires du four

Le fonctionnement du four est contrôlé par trois paramètres : la vitesse de rotation du four, le débit d'air et le débit de déchet. Ces paramètres opératoires peuvent être modifiés afin de corriger par exemple un changement d'humidité du déchet et de la qualité du déchet (par exemple dans le cas du bois broyé ayant une certaine teneur en fines de bois). Dans la pratique, l'influence de chaque paramètre est beaucoup plus facile à simuler qu'à effectuer expérimentalement.

Une telle étude peut être faite en ne faisant varier que l'une des variables considérées. Expérimentalement, à ces trois paramètres s'ajoutent la température des gaz côté mâchefers (chambre de décentrage) qui constitue un paramètre important en termes de préchauffage et de contrôle de la réaction. Cette dernière n'étant pas maintenue constante car en effet elle conditionne le début d'enfournement du four mais aussi le préchauffage du four et de l'air en entrée.

Les simulations ainsi que les expérimentations faites sont d'une part une étude de sensibilité aux paramètres de contrôle du four mais aussi d'un point de vue expérimental une base de données visant à l'optimisation du four.

a) Etude de sensibilité du modèle

Avec le modèle mis en place, on peut facilement faire varier n'importe laquelle des conditions d'entrée ; ce qui n'est pas possible en conditions opératoires (expérimental). Donc en plus des débits de déchets, de gaz naturel et d'air primaire, il a été possible de modifier une multitude d'autres paramètres afin d'observer leur influence sur le procédé d'incinération. Ces paramètres sont : la longueur du four, le diamètre, l'épaisseur de la paroi, l'angle d'inclinaison, la vitesse de rotation, le débit d'air secondaire, la température d'entrée du solide, la température d'entrée du gaz naturel et la température d'entrée de l'air primaire.

Nous avons ainsi pu évaluer l'effet de l'un de ces paramètres sur ceux dits opératoires et cela sur les différents profils de températures et de la quantité de déchet solide consommée, de gaz, de tar et de char libérés. La validation du modèle sera au fur et à mesure de l'avancement des travaux (choix justifié par les multiples évolutions de la modélisation passant chaque fois que nécessaire par des sous modèles) acquise ou non selon les données expérimentales mises à disposition.

b) Influence de la vitesse de rotation n du four

L'effet de la vitesse de rotation (n) sur les profils thermiques est mis en évidence par deux séries de mesures portant sur le bois et le pneu broyés.

Comme nous venons de le voir aux chapitres 3 et 4, une augmentation de la vitesse de rotation du four entraîne une augmentation de la vitesse du solide, ce qui correspond à une légère évolution du profil de chargement et une diminution du degré de chargement du four.

D'après l'expression du coefficient d'échange entre paroi et solide (h_{cps}), une augmentation de la vitesse de rotation se traduit par une augmentation de h_{cps} (Cf. Chapitre 5, équation 5-18). Le taux de remplissage total diminuant, il s'en déduit que la surface d'échange entre solide et paroi diminue (quand h_{cps} augmente, A_{ps} diminue), ce qui annule de ce fait l'effet d'une augmentation de la vitesse de rotation. Du fait de ces nombreux couplages, il est très difficile d'interpréter la contribution due à la dynamique de transport du déchet sur les différents transferts de chaleur au sein du four tournant.

La température du solide étant plus élevée à faible vitesse de rotation qu'à vitesse élevée ainsi une augmentation de la vitesse de rotation favorise un rejet de mâchefers très chauds en chambre de décentrage (Tableau 6-8). L'effet de la baisse de vitesse de rotation est aussi visible sur les longueurs de séchage et de dévolatilisation. Avec une vitesse de rotation élevée, le contact entre paroi et solide devient court. Et même si le coefficient d'échange par conduction (h_{cps}) augmente avec la vitesse de rotation n du four, on remarque que la température de la paroi interne diminue. En ce qui concerne la paroi externe du four, les profils (Cf. Chapitre 7, Figure 7-3) suivent la même évolution que celui du modèle dans le cas des températures du solide, du gaz et de la paroi interne.

La paroi externe étant le siège d'échanges par conduction avec les parois du four (réfractaire, coquille en acier) et par convection avec le milieu ambiant.

Tableau 6-8 : Influence de la vitesse de rotation sur les profils thermiques

Paramètres	Unités	Bois broyé		Pneu broyé	
		(11/09 et 12/09)	(11/09 et 12/09)	(19/09 et 18/09)	(19/09 et 18/09)
Vitesse de rotation	rpm	0,42	0,62	0,42	0,62
Débit de déchet	kg.h ⁻¹	50	50	50	50
Débit d'air primaire	Nm ³ .h ⁻¹	155	156	65	161
Temps de résidence	min	33	30	40	35
Hauteur du lit de déchet ^d	cm	12,3	9,4	10,1	—
Température gaz côté mâchefers ^a	°C	864	910	949	928
Température déchet solide ^b	°C	1041	827	1145	1114
Température gaz ^b	°C	879	1010	1082	963
Température paroi interne ^c	°C	407	360	451	427
Température paroi externe	°C	—	121	114	113
Longueur de séchage ^c	m	0,6	0,58	0,30	0,34
Débit de fumées côté chaudière	m ³ .h ⁻¹	471	486	611	512
Longueur de dévolatilisation ^c	m	1,16	1,12	1,38	1,64

^a Gaz présents dans la chambre de décendrage

^b En moyenne sur tout le long du four

^c Résultats du modèle de dévolatilisation

^d Solide inerte

L'influence de la vitesse de rotation du four sur le procédé a également été vérifiée. On remarque sur le tableau 6-8 que plus la vitesse de rotation du four est élevée, plus le solide avance rapidement dans le four et les transformations s'effectuent ainsi sur de plus grandes distances. Son temps de résidence étant diminué, le solide atteint des températures beaucoup moins élevées qu'à la normale. Le raisonnement inverse s'applique lorsqu'on diminue la vitesse de rotation du four

Remarque : En ce qui concerne, l'essai du 19/09 (50 kg.h⁻¹ et 0,42 rpm) portant sur le pneu broyé, l'opération a rencontré quelques problèmes de fluctuations. Ce qui a conduit à une opération sur de faibles débits d'air pour une grande partie de la durée du processus (variation du débit d'air de 161 Nm³.h⁻¹ sur une demi-heure et de 31 Nm³.h⁻¹ pour le reste du procédé). Numériquement, l'effet de la perturbation de l'opération durant l'essai du 19/09 à 50 kg.h⁻¹ et 0,42 rpm se traduisant par une baisse de la quantité d'air primaire a conduit à une augmentation de la quantité de gaz formé mais aussi de char. Expérimentalement, cet effet conduit à un fort débit de fumées en sortie de chaudière. Nous verrons par la suite l'effet de cette variation de la quantité d'air primaire sur la formation du CO (Cf. Chapitre 7, Tableau 7-10).

c) Influence du débit de déchet

Un changement de débit d'alimentation du déchet modifie de façon significative les profils de températures de la phase solide.

Un autre paramètre qui influence passablement les profils thermiques du four est l'alimentation en déchets. Lorsqu'on diminue le débit de déchet, le volume de solide à transformer par tranche de four se trouve diminué et les transformations chimiques se font plus rapidement, donc sur une distance plus courte le long du four. Le gaz sort du four également plus chaud puisqu'il a moins de chaleur à fournir au solide (Figures 6-8 et Tableau 6-9).

L'inverse se produit évidemment un résultat contraire : en augmentant le débit de déchets à l'entrée du four, on augmente le volume de solide à transformer et les transformations se font sur de plus longues distances.

En plus des tableaux 6-7 et 6-8, la figure 6-9 suivante montre l'ensemble des profils thermiques obtenus lorsque le débit de déchet à l'entrée est changé. Les mêmes conclusions sont évidemment valables pour le cas des figures 6-10 et 6-11 dans le cas du pneu broyé.

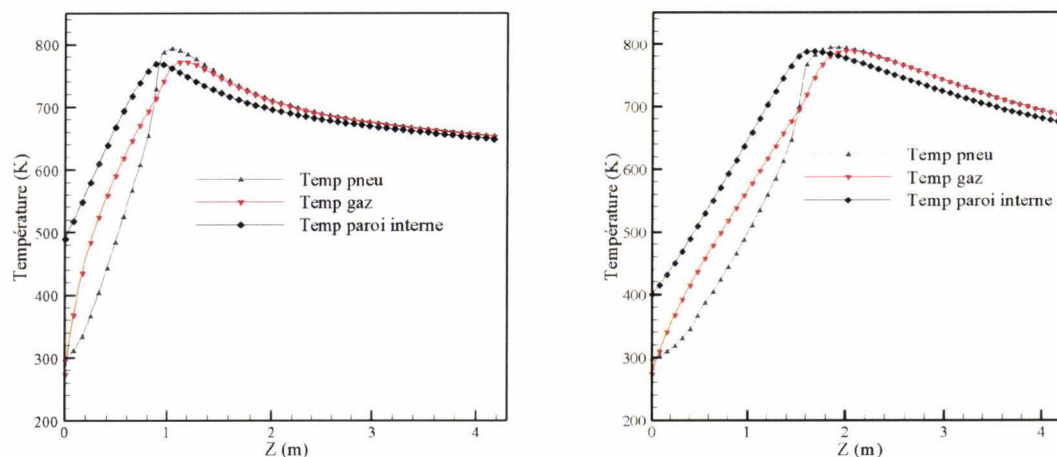


Figure 6-9 : Profils de températures du bois à 50 kg.h^{-1} , $0,42 \text{ rpm}$ et à 75 kg.h^{-1} , $0,62 \text{ rpm}$, respectivement

À partir de la figure 6-8 précédente on remarque que le solide atteint des températures élevées beaucoup plus tôt dans le four lorsqu'on diminue le débit de déchets à l'entrée. On remarque aussi que la différence entre le profil thermique du bois broyé à 50 et 75 kg.h^{-1} observée sur les figures 6-9 résiderait en grande partie dans le débit de solide qui est plus élevé dans le cas du bois broyé.

On peut voir en effet qu'en diminuant de moitié le débit de solide dans le cas du pneu broyé, l'allure de son profil thermique se rapproche énormément de l'allure du profil thermique du pneu broyé 50 kg.h^{-1} en conditions normales (Figures 6-10 et 6-11). En augmentant le débit de 50 à 75 kg.h^{-1} dans le cas du bois broyé et de 30 à 50 kg.h^{-1} dans le cas du pneu broyé, le solide ne peut suffisamment pas se réchauffer et les vitesses de réaction se trouvent ainsi affectées. Les longueurs prises par les transformations s'allongent, et le solide sortant de la chambre primaire contient plus de matières organiques et de carbone total (Cf. Chapitre 7 Tableau 7-7). Le tableau 7-6 (en ce qui concerne le carbone organique total, COT et le carbone inorganique total, CIT) du chapitre 7 montre la composition du solide obtenue par le modèle à la sortie de la chambre de décarbonisation lorsqu'on fait varier le débit et la vitesse de rotation du four.

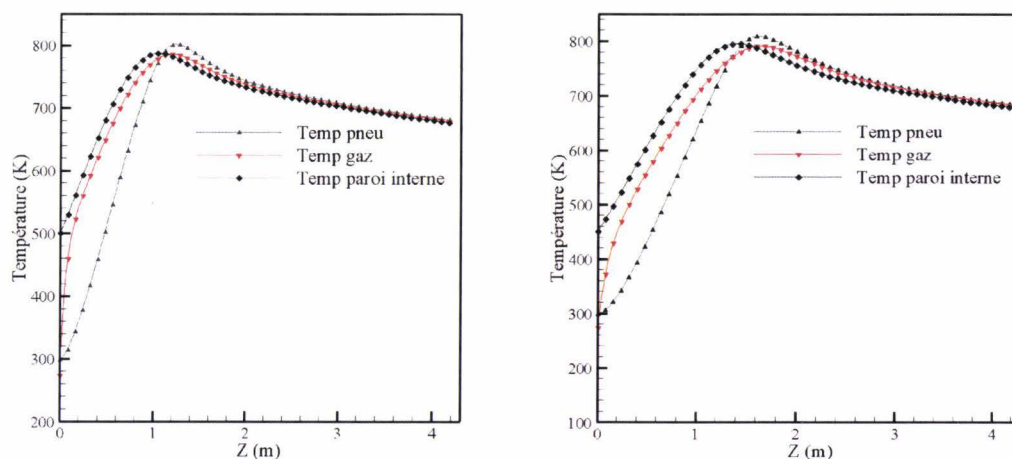


Figure 6-10: Profils de températures du pneu à 30 kg.h^{-1} , $0,62 \text{ rpm}$ et à 50 kg.h^{-1} , $0,62 \text{ rpm}$, respectivement

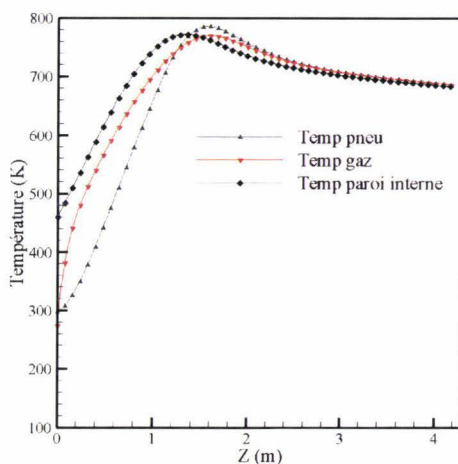


Figure 6-11 : Profils de températures du pneu à 100 kg.h^{-1} et $0,42 \text{ rpm}$

Pour bien montrer comment la chaleur fournie par le gaz au solide est influencée par la quantité de solide dans le four, la figure 6-12 ci-dessous montre la variation de la température du gaz à la sortie du four en fonction du débit de déchets enfournés. On voit que plus la quantité de déchet introduite dans le four est grande plus le gaz doit fournir de chaleur au solide et plus il sort froid du four. Les résultats du modèle suivent aussi les mêmes tendances.

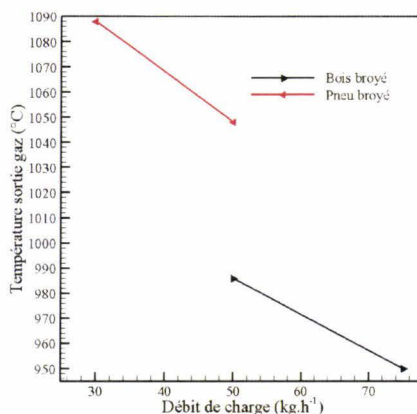


Figure 6-12 : Débit de déchets initial en fonction de la température de sortie des gaz

Tableau 6-9 : Influence du débit de bois et de pneu broyés sur les profils thermiques

Paramètres	Unités	Bois broyé		Pneu broyé	
		(12/09 et 16/09)	(17/09 et 18/09)	(17/09 et 18/09)	(17/09 et 18/09)
Débit de déchet	kg.h ⁻¹	50	75	30	50
Vitesse de rotation	rpm	0,62	0,62	0,62	0,62
Temps de résidence	min	30	18,4	45,0	35,0
Hauteur du lit de déchet ^d	cm	9,4	11,4	6,5	—
Température gaz côté mâchefers ^a	°C	910	743	799	928
Température déchet solide ^b	°C	827	894	1126	1114
Température gaz ^b	°C	1010	989	1015	963
Température paroi interne ^c	°C	360	405	435	427
Température paroi externe	°C	121	110	115	113
Longueur de séchage ^c	°C	0,58	1,10	0,22	0,34
Débit de fumées côté chaudière	m ³ .h ⁻¹	486	519	663	512
Longueur de dévolatilisation ^c	m	1,12	2,02	1,20	1,64

^a Gaz présents dans la chambre de décendrage

^b En moyenne sur tout le long du four

^c Résultats du modèle de dévolatilisation

^d Solide inerte

Le temps de dévolatilisation de la particule de bois broyé est calculé en utilisant le modèle de Rapagnà *et al.* 2008 en accord avec la littérature (de Diego *et al.* 2003).

$$\tau_{dev} = 2,673d_p^{n_d} \text{ avec } n_d = 1,02 \exp(233/T) \quad (6-8)$$

où d_p le diamètre de la particule en mm et T la température en K.

Pour des particules de bois sphérique ($d_p=2-6$ mm), le temps de dévolatilisation donné par de Diego *et al.* 2003 pour des températures comprises entre 527 et 827°C s'écrit :

$$\tau_{dev} = 0,8 \exp(1525/T) \times d_p^{1,2} \quad (6-9)$$

L'application de cette relation dans notre situation ($T=788$ K) donne dans le cas du bois broyé pour des particules de diamètre 2 mm et 10 mm des temps de dévolatilisation respectifs de 13 s et 88 s alors que dans le cas de la relation de Rapagnà *et al.* (2008), on obtient respectivement 7 s et 63 s.

L'application des deux modèles précédents dans le cas de la particule de pneu conduit respectivement pour des particules de diamètre 4 mm et 6 mm à des temps de : 27 s et 44 s (Formule Eq. 6-9) à 823 K et 46 s et 85 s (Formule Eq. 6-10 établie par Stubington *et al.* 1991) pour des particules de charbon) pour la même température.

$$\tau_{dev} = 0,177 \exp(2873/T) \times d_p^{1,5} \quad (6-10)$$

La formule de Stubington *et al.* (1991) est utilisée ici pour la simple raison que les particules de pneus broyés utilisées ont pratiquement la même rhéologie (angle dynamique de repos 37 deg ; Lebas, 1995).

6.4.3 Influence des paramètres de contrôle

a) Température de préchauffage / débit de gaz de préchauffage

L'importance du séchage sur le fonctionnement du four et sur le modèle peut être évaluée en première approximation à travers la puissance consommée par le processus de séchage. Pour une chaleur de vaporisation moyenne de 2300 kJ.kg⁻¹ prise entre 2400 et 2200 kJ.kg⁻¹ et pour une température comprise entre 20°C et 100°C, on peut estimer dans le cas du pneu et du bois broyés une puissance égale à :

Pneu à 50 kg h⁻¹ à 0,6 % d'humidité : $(50/3600) \times 0,006 / (1+0,006) \times 2300 = 0,19$ kW

Bois à 50 kg h⁻¹ à 16,5 % d'humidité : $(50/3600) \times 0,165 / (1+0,165) \times 2300 = 4,52$ kW

Le modèle montre dans le cas du bois que le séchage a lieu sur 0,6 m pour un préchauffage à 490 K et pour le pneu sur 0,34 m pour un préchauffage à 450 K. Dans ces deux cas nous aurons : la vaporisation de l'humidité du pneu broyé consomme 0,56 kW.(m de four)⁻¹ et pour le bois, on obtient une consommation moyenne de 7,53 kW.(m de four)⁻¹.

Cet apport de vapeur d'eau dans les gaz a pour effet de diluer les gaz d'où un ralentissement de la combustion des gaz et par conséquent une diminution de leur température. Cependant, en comparant les rapports de débits (vapeur d'eau et gaz), on remarque que cet effet de dilution est négligeable dans le cas du pneu et du bois (voir Tableau 6-10).

Tableau 6-10 : Variation de la quantité d'eau évaporée

Déchets	Q _s	n	Vapeur d'eau	Débit de matières volatiles	Fumées chaudière	Températures gaz sortie chaudière
Unités	(kg.h ⁻¹)	(rpm)	(kg.s ⁻¹)	(kg.s ⁻¹)	(kg.s ⁻¹)	(°C)
Bois	50	0,42	1,8 10 ⁻⁵	0,202	0,17	879
Pneu	50	0,42	9,2 10 ⁻⁷	0,185	0,22	1082

Le séchage ne prend donc une importance particulière que quand l'humidité du déchet en question devient élevée.

En présence de faibles températures de préchauffage du four (voir Figure 6-13), on assiste à des températures à l'intérieur du four plus froides qu'en fonctionnement normal, le solide ne reçoit pas suffisamment de chaleur et les transformations se font sur de plus longues distances dans le four. Certaines de ces transformations peuvent être même incomplètes. On voit donc que le fait de trop diminuer ou de trop augmenter le temps de chauffage (température de préchauffage et/ou débit de gaz naturel) a exactement le même effet sur les transformations chimiques du déchet. Les gaz étant ainsi moins chauds, le solide ne reçoit pas assez de chaleur et a du mal à compléter la totalité de ses transformations (voir Tableau 6-11). On voit donc toute l'importance d'introduire l'air et le gaz naturel sous un ratio stœchiométrique. Toutefois, en incinération, pour s'assurer d'obtenir une combustion complète, il est préférable d'opérer avec un léger excès d'air.

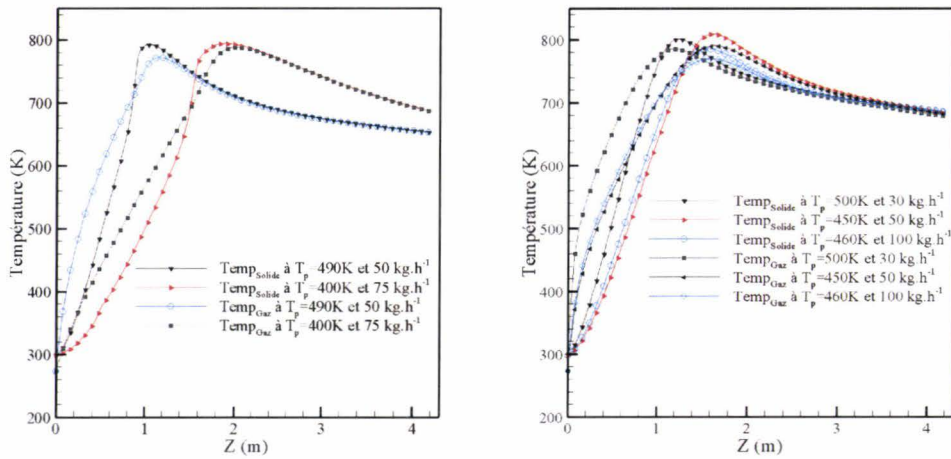


Figure 6-13 : Profils thermiques calculés à 50 et 75 kg.h⁻¹ de bois broyé et à 30, 50 et 100 kg.h⁻¹ de pneu broyé, respectivement

Le déchet solide est dans un premier temps réchauffé par le rayonnement des parois du four (le four est préchauffé à 700-750°C) lors de leur entrée dans l'incinérateur et par la suite, l'humidité est dégagée au même moment que le processus d'évaporation a lieu. Le dégagement d'humidité du déchet peut aussi dans certains cas être dû aux échanges de masse entre le solide humide et le flux d'air sec en entrée du four.

D'une façon générale, le séchage d'un solide requiert une première étape gouvernée par le taux d'évaporation et on considère que la surface du solide demeure saturée. Dans la seconde phase, le processus de séchage est gouverné par la diffusion de l'humidité de l'intérieur de la particule vers la surface (Coulson et Richardson, 1981 ; Ortiz *et al.* 2003). L'équation de continuité pour les deux phases proposée pour une humidité critique de l'ordre d'une fraction d'humidité h_p sur la direction axiale de l'écoulement est :

$$\frac{\partial(Q_h)}{\partial z} = \frac{\partial(\rho_h V_s A_s)}{\partial z} = -\frac{h_{cgs} A_s (T_g - T_s)}{\Delta H_{evap} (f_h Q_s)} \quad (6-11)$$

avec f_h la fraction d'humidité du déchet et ρ_h la densité du solide chargé d'humidité (pour du bois de taille 10-30 mm, Sreekanth *et al.* 2008, donnent une densité initiale 50 kg.m⁻³).

Le bois broyé contient une certaine teneur en humidité ce qui n'est pas le cas du pneu qui a une très faible quantité d'humidité. D'une manière générale pour décrire les pertes d'eau dans un grain donné (Patisson *et al.* 2000b) et dans un four tournant, il est nécessaire de connaître le débit de séchage instantané du grain de combustible.

Le but étant ainsi d'en déterminer une cinétique simplifiée de séchage comme une fonction de la température et de la teneur en humidité.

Peters *et al.* 2003 proposent un modèle de séchage pour des particules de bois de taille 8 à 17 mm traitant le séchage comme une réaction hétérogène entre l'eau liquide et l'eau vapeur ; dans ce cas, le taux de la réaction de séchage peut s'écrire :

$$\frac{dw}{dt} = -k_6 \rho_s w \text{ avec } k_6 = A_6 \exp\left(-\frac{E_{a6}}{RT}\right) \quad (6-12)$$

Tableau 6-11 : Influence de la température de préchauffage sur les profils thermiques

Paramètres	Unités	Bois broyé	Pneu broyé
Température de préchauffage	K	490	480
Débit de déchet	kg.h ⁻¹	50	50
Vitesse de rotation	rpm	0,42	0,42
Temps de résidence	min	33	40
Hauteur du lit de déchet ^d	cm	12,3	10,1
Température gaz côté mâchefers ^a	°C	864	949
Température déchet solide ^b	°C	1041	1145
Température gaz ^b	°C	879	1082
Température paroi interne ^c	°C	407	451
Température paroi externe	°C	—	114
Longueur de séchage ^c	°C	0,6	0,30
Débit de fumées côté chaudière	m ³ .h ⁻¹	471	611
Longueur de dévolatilisation ^c	m	1,16	1,38

^a Gaz présents dans la chambre de décentrage

^b En moyenne sur tout le long du four

^c Résultats du modèle de dévolatilisation

^d Solide inerte

b) Influence de l'humidité du déchet

La majeure partie des combustibles solides contiennent une certaine teneur en humidité qui peut dans certains cas de figure dépasser la masse d'une particule sèche. Par conséquent, le séchage est sur le point énergétique un facteur crucial important lors des processus réaction car étant la première phase de dégradation de la charge.

L'approche de réaction hétérogène du séchage a l'avantage d'une énergie d'activation qui tient compte aussi bien d'une température définie par rapport à la température d'évaporation (Peters *et al.* 2003) et sur une quantité d'eau variable liée, numériquement stable.

Contrairement à ce qu'on peut penser, l'humidité ne s'évapore pas toujours à 100°C mais parfois en dessous de cette température. En fait le phénomène de l'évaporation de l'humidité de surface est régi par la température de la surface en question, mais également par la différence d'humidité qui existe entre le solide et le gaz environnant. Si le gaz est plus sec que le solide, le système tend à entrer en équilibre en retirant de l'humidité au solide pour la donner au gaz. La chaleur qui est apportée au solide par le gaz est alors toute prise pour évaporer l'eau de surface et le déchet solide demeure à température constante. Si par contre le solide est entouré d'un gaz très humide, dont la pression partielle de la vapeur d'eau contenue dans le solide dépasse la pression de vapeur d'eau du solide, le gaz donne de l'eau au solide et il se forme de la condensation à la surface de celui-ci.

Les matériaux, selon leur constitution, ne s'évaporent pas tous de la même façon. L'évaporation peut en effet se produire en une ou deux étapes. Prenons l'exemple d'un solide humide ne comportant aucune porosité. Lorsqu'entouré d'un gaz chaud et sec, il perd toute son humidité en demeurant à température constante et commence à se réchauffer seulement lorsque toute l'eau de surface s'est évaporée. Par contre pour un solide poreux ou encore un lit de solide poreux, comme dans notre situation, l'évaporation s'effectue en deux étapes. La première étape dite évaporation à température constante s'effectue comme dans le cas précédent à la température constante du solide et se poursuit jusqu'à ce qu'on ait atteint la teneur en humidité critique du matériau. En dessous de cette teneur en humidité critique, qui est propre à chaque matériau, l'évaporation de l'eau continue mais le solide se réchauffe. On appelle cette deuxième étape, l'évaporation à taux décroissant (Dubois, 1996).

Dès lors, il est difficile d'appliquer une cinétique donnée à des conditions différentes de celles ou correspondantes à la réalité (données expérimentales). En effet les paramètres cinétiques utilisés reflètent partiellement les conditions expérimentales (paramètres) tel le transfert de chaleur et par conséquent limite l'utilisation de ce modèle à d'autres conditions opératoires. Ce désavantage peut être compensé par la méthode basée sur un équilibre thermodynamique entre l'énergie disponible pour l'évaporation de la charge et la quantité d'eau à évaporer ; il correspond donc à la quantité de chaleur au-dessus de la température d'évaporation. Par conséquent, n'importe quelle augmentation de la température au-dessus de cette température d'évaporation est consommée (utilisée pour évaporer la vapeur d'eau de la charge) par le processus d'évaporation.

Pour le modèle d'évaporation à réaction hétérogène (à température d'évaporation constante), le terme source est donné par :

$$\dot{w}_{c_{H_2O}} = A_6 \exp\left(-\frac{E_{a6}}{RT}\right) c_{H_2O} \quad (6-13)$$

avec c_{H_2O} la concentration de la fraction d'eau de la particule.

Toutefois, il est difficile d'appliquer une cinétique donnée à des conditions différentes de celles où les données correspondantes ont été obtenues. Cet inconvénient peut être compensé par une méthode basée sur un équilibre thermodynamique entre l'énergie disponible pour l'évaporation et la quantité d'eau à évaporer. Cette énergie correspond à la quantité de chaleur au-dessus de la température d'évaporation du composé considéré. Pour le modèle d'évaporation constant, le terme source est donc :

$$\dot{w}_{c_{H_2O}} = \frac{(T - T_{evap}) \rho C_p}{\Delta H_{evap}} \delta \quad \text{si } T \geq T_{evap} \quad \text{et} \quad \dot{w}_{c_{H_2O}} = 0 \quad \text{si } T < T_{evap} \quad (6-14)$$

Puisqu'un tel modèle inclut une fonction de Dirac, l'équation devient raide et par conséquent des techniques de solution appropriées sont utilisées ; ce qui dans notre cas de figure pose un problème car notre formulation mathématique faite sous MatLab est basée sur des équations différentielles non-raides à travers le solveur Ode45. Les résultats obtenus par le modèle de séchage ont fait l'objet d'une correction à travers un nouveau solveur, Ode15S, résolvant des équations différentielles « stiff » (raides). En effet, l'équation 6-14 est une équation de Dirac donc « stiff », numériquement sa résolution suppose un outil adapté c'est-à-dire raide or vu que le solveur ode45 est « non stiff », nous avons tout donc fait appel au solveur Ode15s dit non-stiff afin d'accéder à la solution réelle. L'annexe 3 donne une idée de la solution des équations (6-13) et (6-14) obtenue.

Après une étape de préchauffage qui s'effectue sur environ 6 à 7 heures, le four est enfourné en bois et pneu selon un protocole bien défini précédemment. Le déchet ainsi enfourné subit une série de transformations. La première étape, qui consiste à sécher l'humidité de surface, s'effectue à température constante du solide, la température d'évaporation se situant aux alentours de 100°C. Il faut remarquer que dans le cas du bois broyé, en plus du dégagement d'humidité on assiste aussi à la libération de poussière de bois.

La prise en compte du séchage dans le modèle a pour effet de diminuer la température des fumées peu avant la sortie du four et donc d'augmenter la température des gaz dans le sens du calcul.

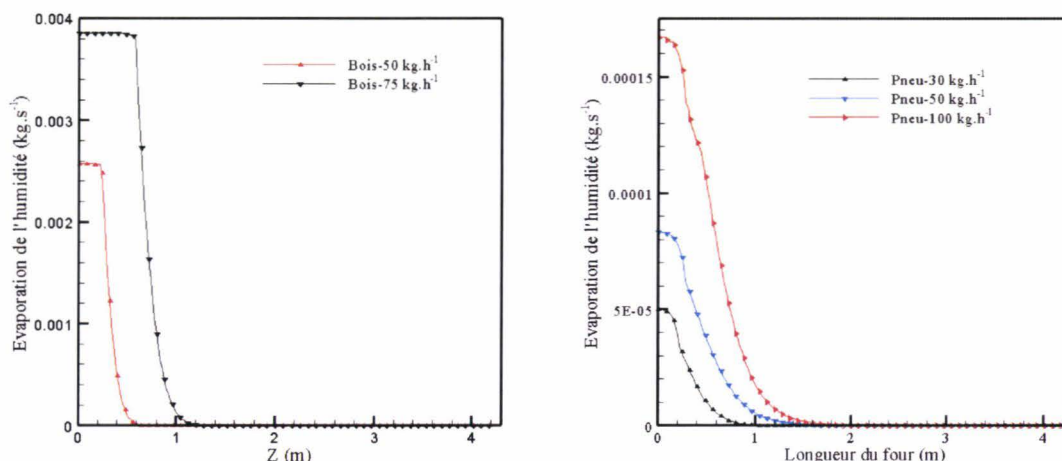


Figure 6-14 : Profils de séchage du déchet de bois à 50-75 kg.h^{-1} et du déchet de pneu à 30-50 et 100 kg.h^{-1} , respectivement

c) Influence du débit d'air primaire

Nous savons que le débit d'air secondaire injecté dans la chambre de postcombustion a pour but de favoriser la combustion des gaz issus de la dégradation du déchet enfourné et du craquage des goudrons formés.

Nous rappelons que cette étape de la modélisation est gérée par un calcul CFD que nous décrirons au chapitre 7. L'influence du débit d'air se traduit aussi par un léger déplacement de la longueur de séchage du déchet qui devient plus grande pour un plus grand débit d'air ($161 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ pour l'essai du 18/09 contre $65 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ pour l'essai du 19/09). Cependant les profils de températures gaz et solide sont plus élevés dans le cas de faible débit d'air ($65 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$). On atteint donc plus rapidement la température de combustion du déchet qui se produit donc sur une longueur du four plus importante entraînant ainsi une vitesse de pyrolyse plus rapide. Il est donc plus pratique de travailler sur un faible débit d'air afin de bien contrôler le four en vue de mieux minimiser les pertes par combustion. Expérimentalement, on remarque donc moins de gaz imbrûlés et de carbone organique (Cf. Chapitre 7, Tableau 7-8 et cf. Annexe 4, Tableau 0-7). Avec en moyenne un maximum de CO de 1071 ppm pour un débit d'air de $65 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ obtenus lors des essais du 19/09 et un maximum de CO de 5175 ppm pour un débit d'air primaire de $161 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ lors des essais du 18/09.

En résumé, le débit d'air a donc une influence sur la température des gaz et sur la vitesse de pyrolyse du déchet (Cf. Figure 7-4 et Tableaux 6-8 & 7-8). L'annexe 4 donne des détails explicites sur les différents analyseurs gaz utilisés en sorties de four et de chaudière.

Bilan de matière de la dégradation des déchets de bois et pneu broyés

En observant les figures 6-14 et 6-15, on se rend compte que plus la quantité de déchet à traiter est élevée plus il y a une importante quantité d'eau à évaporer. Proportionnellement à la quantité de déchet, la longueur de séchage augmente.

Les profils calculés de débits massiques de solide, des espèces gaz produites par les réactions de pyrolyse du tar et du gaz sont présentés sur les figures 6-15, 6-16 et 6-17.

D'une manière générale, les simulations montrent bien que les quantités d'espèces formées (gaz, tar et char) sont plus importantes dans le cas du bois broyé que dans le cas du pneu broyé et cela même pour un débit de pneu broyé de 100 kg.h^{-1} comparé à un débit de 75 kg.h^{-1} de bois broyé. On aboutit à l'inverse en ce qui concerne les profils de températures des différents déchets considérés.

En effet le pouvoir calorifique du pneu broyé, d'une part et la nature même des différents produits leur teneur en humidité, d'autre part expliqueraient cette observation (voir Figures 6-9 à 6-11 et Tableau 6-3). Les résultats expérimentaux confirment aussi ces remarques.

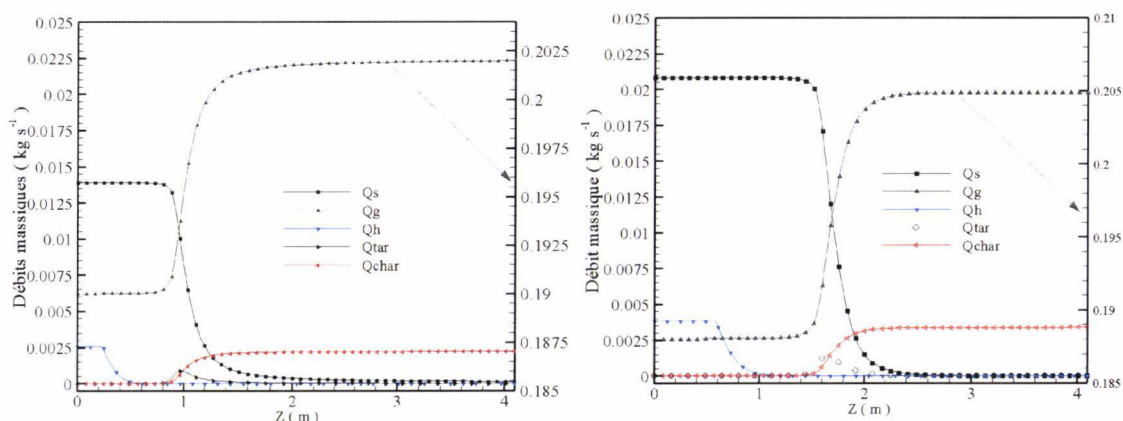


Figure 6-15 : Profils du bilan matière de bois à 50 kg.h^{-1} et à 75 kg.h^{-1} , respectivement

La fraction massique de l'eau vapeur dégagée par l'évaporation du solide reste élevée dans la zone de hautes températures. Cette quantité demeure un bon indicateur du noyau de localisation de la zone réactive. Le profil de concentration du déchet de bois broyé montré par la figure 6-15 est presque réduite à zéro ; le pneu a subi donc de l'évaporation de l'eau du déchet, une pyrolyse et une dévolatilisation de la phase gaz ; processus s'opérant principalement dans le lit. Cette figure est donc représentative de l'efficacité de la combustion à utiliser complètement le combustible.

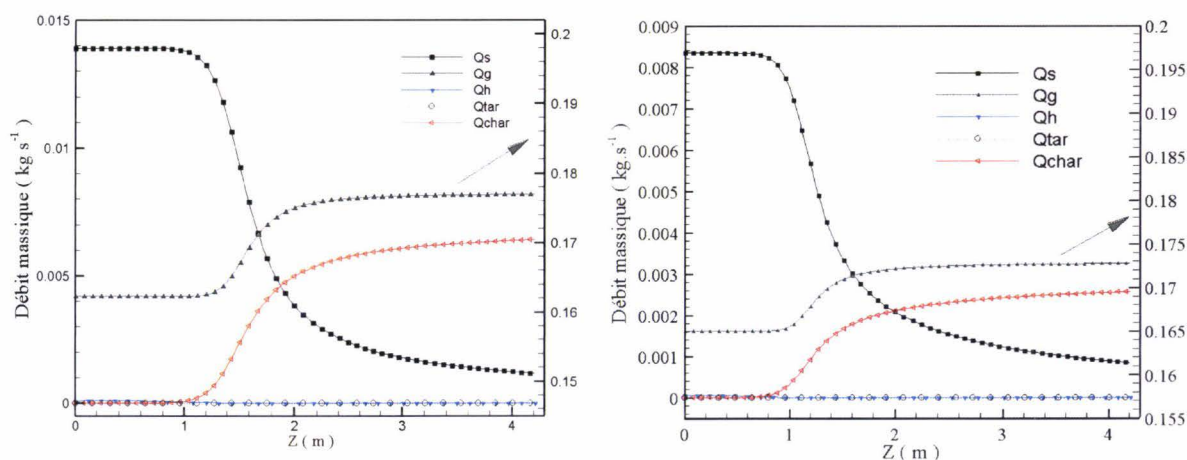


Figure 6-16 : Profils du bilan matière de pneu à 50 kg.h^{-1} et 30 kg.h^{-1} , respectivement

Cependant, dans le cas du pneu broyé, les quantités de solides ne sont pas réduites à zéro. Les résultats expérimentaux repris au tableau 7-7 (Cf. Chapitre 7) apportent des éclaircissements sur un tel comportement de la charge de pneu comparé à celle du bois broyé.

Plus le débit de charge est grand plus cette quantité est élevée. Nous verrons plus tard que le modèle est en étroite corrélation avec les quantités de matières organiques et de carbone total libérées en fin d'opération.

L'écoulement gazeux se faisant suivant la direction z , on note une augmentation de la quantité de gaz dégagée ceci vient de l'apport de vapeur gazeux du lit solide et des gaz produits lors des réactions chimiques (voir Figures 6-15 à 6-17). Les gaz et le solide se meuvent donc dans le four suivant la direction axiale et en co-courant pour le mouvement dominant dans notre simulation.

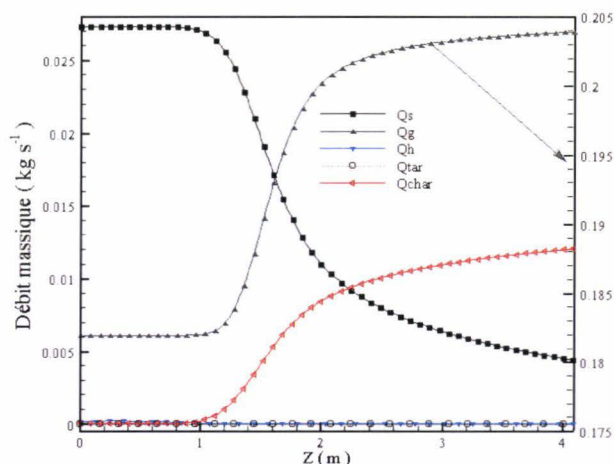


Figure 6-17 : Profils du bilan matière de pneu à 100 kg.h^{-1}

Durant le séchage, la température tourne autour du point d'ébullition (fixée ici à 100°C) dû au processus endothermiques ; et c'est lorsque les particules sont sèches que la température commence à augmenter réellement (voir Figures 6-14 & 6-9 et 6-10). Les particules volatiles s'échappent des particules solides ce qui pourrait empêcher plus ou moins une diffusion d'oxygène dans la charge ; l'oxygène est aussi consommé par la combustion de l'hydrogène résultant des gaz volatilisés (Figures 6-15 & 6-16).

À travers les différentes simulations on note un début de conversion de la charge de pneu en char cela sur des longueurs de four comprises entre $z=0,86 \text{ m}$ et $z=1,46 \text{ m}$ (Figures 6-16 & 6-17). Le modèle montre une corrélation nette entre la quantité de pneu consommée, la quantité de gaz qui formée et la quantité de char formée sur la même distance de four.

En comparaison au bois broyé, la dévolatilisation pneu broyé produit moins de gaz, plus de char que le bois.

Ces résultats sont bien en accord avec ceux de Leung *et al.* (2002) pour une pyrolyse du bois et pneu broyés à 800°C sauf pour le cas des goudrons qui semblent être plus importants dans le cas du bois broyé.

D'autre part, en se référant à notre modèle de cinétique de décomposition du déchet, paragraphe 6.2.1, on peut remarquer que le débit de tar en formation dans le cas du pneu broyé présente un pic qui se situe entre $z=1,12 \text{ m}$ et $z=1,42 \text{ m}$ le long du four pour des quantités de goudrons très faibles comprises entre $2,724.10^{-12} \text{ kg.s}^{-1}$ et $5,177.10^{-12} \text{ kg.s}^{-1}$. Comme nous venons de le voir au paragraphe 6.2.1, la présence des huiles est fortement influencée par le niveau de température atteint et nous pensons que ces faibles quantités sont sûrement issues des goudrons primaires (voir Figure 6-17).

6.5 Conclusion du chapitre 6

Ce chapitre présente les résultats du modèle mathématique permettant d'aboutir à des profils de températures et de bilan massique d'espèces formées lors de la pyrolyse-dévolatilisation de la charge de déchet. La validation du modèle est réalisée au fur et à mesure et comparativement aux données expérimentales obtenues sur le four. Cette partie a donc permis de dégager les conclusions suivantes :

- Les paramètres opératoires permettent un contrôle de l'écoulement de la charge de déchet dans le four mais aussi une influence directe sur les profils de conversion des déchets de bois et pneu broyés en gaz, tar (goudron), char et de la vapeur d'eau contenue dans le déchet.
- Une augmentation du débit de déchet enfourné engendre une baisse de la température du déchet (voir Figure 6-10) ; ce qui a pour conséquence d'augmenter la zone de séchage (dégagement de vapeur d'eau) mais aussi un décalage de la zone de réaction du déchet vers le deuxième tiers du four.
- En comparant deux simulations faites sur le pneu broyé à 30 kg.h^{-1} et 50 kg.h^{-1} on aboutit bien à une nette augmentation des débits d'espèces gaz et de char formés (voir Figures 6-12 et 6-13).
- Expérimentalement, on observe bien une baisse du débit de fumées en sortie de chaudière en augmentant le débit de pneu broyé de 30 kg.h^{-1} à 50 kg.h^{-1} ($663 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ et $512 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$).
- D'autre part, on remarque l'effet « positif » de la baisse de débit de déchet. En effet, on obtient un plus grand contrôle de la combustion du déchet (température côté mâchefers, débit d'air primaire) en diminuant le débit de combustibles pour un même type de déchet.

Ces résultats montrent donc l'importance qu'il y a à contrôler le débit de déchet en enfournement et montrent en même temps que le modèle numérique est bien capable de prédire les évolutions dynamiques du profil de conversion du déchet au sein du four tournant, suite à une modification d'un paramètre opératoire.

Chapitre 7 : Bilan global et analyse de dimensionnement du four

7.1 Introduction

La suite de notre travail, consistant à l'étude global du four, repose sur la modélisation de la combustion CFD des gaz, goudrons et chars formés. La modélisation portera donc sur deux essais singuliers ; il s'agit de l'essai du 16/09/2008 à 75 kg.h^{-1} de bois broyé et celui du 19/09/2008 à 50 kg.h^{-1} de pneu broyé.

La qualité du produit en combustion dépend principalement du taux de chauffage qui doit être inférieur à 20 et $29^\circ\text{C.min}^{-1}$ (pour le pneu et le bois, respectivement) et de la température maximale visée à 1000°C . Ces deux facteurs contrôlent la porosité et par conséquent la densité en vrac du déchet calciné en sortie de four. D'autre part, les facteurs opératoires tel un débit d'air trop élevé peut augmenter le taux de combustion des matières volatiles et par conséquent la température des gaz, ce qui a pour effet de déplacer la zone de combustion. En opération, le contrôle de la combustion du déchet est assuré par ajout d'air, de déchet et par action sur la vitesse de rotation du four.

En ce qui concerne la combustion des gaz et du résidu carboné, le modèle de 3D développé prédit les phénomènes d'écoulement des gaz et du transfert de chaleur. Cependant ce qui caractérise le four qui est la combustion contrôlée par les matières volatiles dégagées du lit de déchet le long du four. Dans le modèle de 3D du four, la combustion est représentée par une approche de fraction de mélange où toutes les matières volatiles et/ou les poussières (cas du bois broyé) sont associées à une seule variable. Par conséquent l'ensemble des réactifs brûlent comme une seule espèce, ce qui est peut être loin d'une fidèle représentation de la combustion qui a lieu dans le four réel.

Comme nous venons de le voir, la subdivision du modèle global en trois modèles : modèle dynamique, modèle de pyrolyse dévolatilisation et modèle de combustion permet une transparence (les modèles dynamique et de pyrolyse-dévolatilisation sont facilement identifiables) et offre une structure facile de vérification. Une structure séparée permet aussi en cas d'écarts entre les valeurs numériques des propriétés physiques des deux milieux (solide et gaz) d'éviter les divergences de solution. Ce stratagème (usage de calculs parallèles et couplés) permet aussi de réduire le temps de calcul et facilite la convergence des solutions.

Le gaz et le char formés incluant les matières volatiles sont gérés par le modèle de combustion basé sur la résolution d'équations de conservation de l'énergie et du mouvement.

L'écoulement transversal comme on l'a vu à la partie 1 est de type laminaire et séparé en deux couches, la couche active et la couche passive en roulement et descendant en cascade avec une grande vitesse (50 fois la vitesse axiale).

Le modèle de combustion, la modélisation de l'écoulement calcule les trois composantes que sont la vitesse, la pression et les variables de turbulence du modèle k- ϵ . Ce modèle tient compte aussi des infiltrations d'air. Le dégagement des matières volatiles est calculé à partir du modèle de pyrolyse dévolatilisation et imposé comme conditions aux limites.

L'effet des poussières sur le transfert radiatif peut être pris en compte par variation du coefficient d'absorption des gaz en fonction de la concentration des poussières.

Le maillage du lit est sous forme curviligne (afin de respecter la surface plane du lit et éviter les petits paliers, Cf. Chapitre 4) tandis que le maillage de la chambre de combustion est en coordonnées cylindriques ; enfin un maillage non-structuré permet le groupement des volumes finis pour donner des zones utilisables pour le transfert radiatif permet de finaliser le calcul par couplage.

7.2 Combustion en régime turbulent

Les équations de la mécanique des fluides sont des équations différentielles qui s'écrivent toutes sous la forme générale :

$$\underbrace{\frac{\partial}{\partial t}(\rho\Phi)}_1 + \underbrace{\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i \Phi)}_2 = \underbrace{\frac{\partial}{\partial x_i} \left(\Gamma_\Phi \frac{\partial \Phi}{\partial x_i} \right)}_3 + \underbrace{S_\Phi}_4 \quad (7-1)$$

où la variable Φ représente l'inconnue. Cette équation traduit l'équilibre entre les quantités stockées, produites, entrantes ou sortantes de chaque volume V fermé de l'espace considéré. Le premier terme noté (1), représente la variation de la quantité, le terme noté (2) correspond à la quantité apportée par convection, le terme (3) à la quantité apportée par diffusion, enfin, le quatrième terme (4), noté S_Φ , désigne un terme source de production interne.

Globalement, les équations bilan de la mécanique des fluides regroupent les équations de continuité, de conservation de la masse, de la quantité de mouvement, de transport des espèces, de bilan d'énergie des espèces chimiques participant à la réaction et deux équations de fermeture.

La résolution des équations écrites ci-dessus est très difficile dans le cas turbulent. En effet, ces équations présentent des solutions irrégulières dans l'espace et dans le temps. Face à l'espace désordonné des évolutions turbulentes et à l'apparente complexité du phénomène, les méthodes les plus courantes restent fondées sur une approche statistique. On décompose toutes les fonctions qui décrivent l'écoulement en une valeur moyenne et une fluctuante. On peut ainsi établir un système d'équation qui décrit le champ d'écoulement moyen. Ces équations moyennées font apparaître un ensemble de moments d'ordre 2 qui représentent les transferts turbulents associés aux fluctuations.

Pour pouvoir utiliser ces équations, il faut les compléter par des expressions permettant de calculer les termes de flux de diffusion turbulente et le taux de réaction moyen en fonction des grandeurs caractéristiques moyennes. C'est dans l'obtention de telles expressions que réside la solution de la combustion turbulente. Le problème est très complexe et il est traité de façon approximative grâce aux modèles.

a) Modèle de turbulence k- ϵ

Dans le cadre de l'approche classique (appelée aussi RANS²⁵), nous allons considérer dans ce travail le modèle de turbulence k- ϵ .

La procédure de fermeture employée par les modèles de turbulence k- ϵ consiste à utiliser l'hypothèse de Boussinesq pour écrire les tenseurs de Reynolds, qui fait intervenir la viscosité turbulente. Les échanges entre les différentes structures turbulentes que l'on peut représenter comme des tourbillons de tailles différentes sont décrits de la façon suivante : l'énergie turbulente est produite dans les plus grosses de ces structures qui la transmettent à des structures de plus en plus petites.

²⁵ Reynolds Averaged Navier Stokes

Ces dernières dissipent leur énergie par viscosité (frottement visqueux). Ce phénomène, dit de « cascade d'énergie », peut être représenté par le spectre d'énergie en fonction de l'inverse de l'échelle de longueur des tourbillons.

La viscosité turbulente μ_t est calculée en utilisant la relation de Prandtl-Kolmogorov :

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (7-2)$$

avec k l'énergie cinétique turbulente, ε sa dissipation ou taux de dissipation, C_μ est une constante du modèle (Launder *et al.* 1974).

Pour la modélisation de la combustion en régime turbulent, c'est l'échelle de temps τ_t que l'on comparera aux temps caractéristiques de la chimie. Ce qui permet de définir l'intensité de la turbulence au niveau de Fluent.

Le problème soulevé précédemment, concernant l'ignorance de la valeur des termes de flux de diffusion, se pose pour tout écoulement turbulent dans lequel se manifeste un flux de quantité de mouvement (frottement) d'énergie ou de masse.

Dans notre cas, nous avons dans un premier temps testé le modèle k - ε RNG²⁶ qui est l'un des modèles proposés par Fluent dans sa version 6. Cette approche permet d'obtenir une description précise de la façon dont varie la viscosité turbulente avec le nombre de Reynolds, ce qui permet de mieux prédire les écoulements à faible nombre de Reynolds. Finalement, la simulation n'a pas été concluante du fait de grandes variations de la viscosité turbulente. Ces variations ont pu donc être évitées par l'application du modèle k - ε standard. Les équations bilan du modèle appliqué au four tournant sont bien connues (Boateng, 2008 ; Wang *et al.* 2006). Ce choix est aussi justifié par les travaux antérieurs qui ont montré que le modèle k - ε prédit bien les différents champs de l'écoulement (Marias, 2003 ; Marias *et al.* 2005 ; Boateng, 2008 et Yang *et al.* 2003).

Pour éviter une formulation générale inutile dans le cadre de la combustion, nous supposons que l'écoulement turbulent à l'intérieur de la chambre est subsonique (cinétiquement). Car la plus grande majorité des chambres de combustion opèrent à faibles nombres de Mach inférieur à 1 et rarement supérieur à 0,2 (Borghi *et al.* 1995). Le nombre de Lewis ($Le = Sc/Pr \approx 1$, diffusivité thermique égal à la diffusivité massique) définissant le rapport entre le nombre de Schmidt et le nombre de Prandtl pris égal à l'unité afin de simplifier l'équation d'énergie ; ce qui d'ailleurs est le cas dans beaucoup de systèmes (Kuo, 1986). Nous supposons aussi que le mélange des gaz de la réaction est un gaz parfait. On se place dans le cadre d'une turbulence stationnaire pleinement établie.

On a vu que le formalisme mathématique de chaque modèle fait appel aux grandeurs turbulentes. La turbulence joue donc un rôle très important dans la simulation numérique d'un écoulement turbulent réactif. L'interaction chimie-turbulence est prise en compte par le biais d'un taux dit Finite Rate/Eddy Dissipation-modèle.

b) Modèle de « Eddy Dissipation Concept »

La combustion se produit chaque fois que la turbulence est présente ($k/\varepsilon > 0$) et par conséquent aucune source d'inflammation n'est nécessaire pour engager la combustion ; cela est généralement acceptable pour les flammes non-prémélangées, mais ne l'est pas pour les flammes prémélangées car les réactifs brûlent dès leur entrée dans le domaine de calcul (Habibi *et al.* 2007). Pour remédier à cette situation, le modèle dit « Eddy Dissipation Concept » (EDC) est donc utilisé (Gran *et al.* 1996). Dans ce modèle, le domaine de calcul est subdivisé en petites structures tourbillonnaires, appelées structures fines.

²⁶ Renormalization Group

Les réactions apparaissent seulement dans ces structures fines. Dans la pratique, le taux d'Arrhenius cinétique agit comme un interrupteur en prévenant l'imminence de la réaction. Une fois que la flamme est allumée, le taux d'Eddy-dissipation devient généralement plus petit que le taux d'Arrhenius et les réactions sont donc limitées dans le mélange.

Sous ces conditions, la moyenne du taux de la réaction en combustion turbulente dépendra alors de la lenteur du processus, c'est-à-dire du mélange turbulent.

Le taux de mélange des réactifs donné par Magnussen et Hjertager (1976) s'écrit :

$$\frac{dm_i}{dt} = 23,6\xi \left(\frac{\nu\epsilon}{k^2} \right)^{1/4} \frac{\epsilon}{k} \quad (7-3)$$

Le rapport ϵ/k désigne le taux de mélange et ξ est le facteur de correction. Ce facteur permet de prendre en compte de certains effets par exemple quand les réactifs ne réagissent pas au niveau moléculaire à cause de la température jugée trop faible. Il est défini comme étant la fraction de la réaction des réactifs par rapport à l'ensemble des réactifs :

$$\xi = \frac{Y_{prod}/\zeta}{Y_{comb} + Y_{prod}/\zeta} \quad (7-4)$$

Les paramètres Y_{prod} et Y_{comb} désignent les fractions massiques respectives des produits et des combustibles et le paramètre ζ désigne la fraction massique stœchiométrique des produits/combustible.

Ainsi dans des conditions de cinétique chimique infiniment rapide, le taux de consommation moyen dépend à l'échelle moléculaire du mélange des réactifs et s'écrit :

$$\bar{R}_i = \frac{dm_i}{dt} \bar{\rho} \frac{\epsilon}{k} \min \left(\tilde{Y}_i, \frac{\tilde{Y}_{O_2}}{\zeta_{O_2}} \right) \quad (7-5)$$

qu'on peut réécrire en utilisant la constante de EDC ou « *volume fraction constant* » ($C_{EDC} = 23,6\xi(\nu\epsilon/k^2)^{1/4}$) en :

$$\bar{R}_i = \bar{\rho} C_{EDC} \frac{\epsilon}{k} \min \left(\tilde{Y}_i, \frac{\tilde{Y}_{O_2}}{\zeta_{O_2}} \right) \quad (7-6)$$

Dans le cas de l'oxydation du C_2H_2 , Magnussen et Hjertager (1976) proposent $C_{EDC}=4$, Elfasakhany *et al.* (2008), dans le cas de la combustion du bois, utilisent une constante de $C_{EDC}=2$. Par défaut, nous avons adopté la constante de $C_{EDC}=2,1377$ donnée par Fluent.

c) Transfert de chaleur par rayonnement

L'objectif principal de la méthodologie de calculs adoptée (calcul étape par étape à partir de la mise en place d'outils de modélisation ou de modèles différents) est de proposer un calcul complet de la combustion du déchet en four tournant tout en tenant compte de toutes les sources de chaleur. La première source de chaleur est celle du brûleur concentrée en entrée du four ; elle permet le préchauffage du four. La seconde source de chaleur, qui reste de loin la plus importante, provient de la combustion des matières volatiles et des poussières. Cette source de chaleur n'est pas concentrée uniquement sur une seule zone, elle est étalée tout au long du four, au dessus du lit de déchet. Comme on l'a vu au chapitre précédent, le transfert de chaleur par rayonnement, pour plusieurs raisons (type de four et longueur de la flamme le long du four, étroitesse du four, etc.), demeure le mode de transfert dominant.

Le modèle utilisé pour simuler le transfert de chaleur radiatif est le modèle P-1, qui repose sur la méthode des harmoniques sphériques (Fluent, 2005 ; Cadavid, 2004).

Le modèle P1 est une formulation simpliste du modèle de rayonnement général P-N basé sur l'expansion de l'intensité du rayonnement I en une série d'harmoniques sphériques (Siegel *et al.* 2002 & 1992 et Howell *et al.* 1981).

La méthode des harmoniques sphériques permet d'obtenir une solution approchée d'ordre élevé et arbitraire (c'est-à-dire précis) du transfert par la transformation de l'équation de transfert radiatif en un ensemble d'équations aux dérivées partielles simultanées. Ainsi en n'utilisant seulement que quatre termes dans la série de solutions des différentes équations différentielles du modèle, on obtient la relation du flux de rayonnement suivante :

$$\bar{q}_r = -\frac{1}{3a} \nabla G \quad (7-7)$$

avec G le rayonnement incident.

Le problème est alors très simplifié, car il est seulement nécessaire de trouver une solution pour G plutôt que de déterminer la direction dominante de l'intensité du rayonnement. On aboutit alors à une équation du transfert radiatif tenant compte des sources de chaleur (puits) de la forme suivante :

$$-\nabla q_r = a(G - 4\pi T^4) \quad (7-8)$$

Au sein du modèle P-1, de nature elliptique, une équation de transport pour G est résolue. Le modèle ne nécessite qu'une seule condition aux limites spécifiée sur toute la surface de l'enceinte. Une fois que le rayonnement incident est déterminé, le flux du rayonnement est déduit de l'équation 7-8.

La précision de la solution du modèle P-1 dépend fortement de la précision avec laquelle a été calculée les propriétés radiatives des gaz de combustion. Pour le calcul du coefficient d'absorption du mélange gazeux nous utilisons le modèle WSGGM (Weighted-Sum-of-Gray-Gases Model) dit de la somme pondérée des gaz gris (Fluent, 2005).

L'avantage majeur du modèle P-1 est qu'il ne nécessite pas de ressources importantes de calcul, car l'équation de transfert radiatif (Équation 7-7) est une équation de diffusion.

7.3 Combustion des gaz et poussières

Les phénomènes de combustion intervenant comprennent la combustion des matières volatiles issues de la pyrolyse du déchet mais également la combustion du carbone solide du lit et des poussières générées tout au long du four.

Les matières volatiles comprennent essentiellement deux catégories : les espèces chimiques condensables à température et pression ambiantes dénommées goudrons et des gaz légers (H_2 , CH_4 , CO , CO_2 et des hydrocarbures légers en faibles quantités). Les goudrons peuvent intervenir dans les phénomènes de combustion directement ou indirectement après craquage en molécules plus légères.

Le modèle de combustion a pour but de prédire la génération de chaleur mais vise aussi à déterminer le taux de disparition des matières volatiles, des poussières et par conséquent la formation des produits de réactions (concentrations d'espèces).

a) Combustion des matières volatiles

Les matières volatiles brûlent différemment des résidus solides dans le four, tout au long du lit de déchets. La distribution des sources de chaleur est contrôlée par le profil de température du lit de déchet et par la différence de chaleur de combustion entre les différents réactifs. Le modèle de la fraction de mélange, outre la vérification du bilan énergétique, s'avère difficile à vérifier.

En effet, le modèle de mélange ne permet pas de différencier les espèces chimiques de sorte qu'il devient impossible de reproduire les fractions massiques expérimentales de chaque espèce chimique, notamment à la sortie des gaz où des mesures pour l'hydrogène, l'azote et le dioxyde de carbone sont généralement disponibles.

Pour la modélisation de la combustion du résidu carboné, on suppose que la combustion est contrôlée par la diffusion, c'est-à-dire que l'écoulement contrôle le mélange entre l'oxygène et le combustible.

Généralement, en incinération, les fours fonctionnent en excès d'air afin de consommer tout le combustible ; généralement tout le comburant est consommé. Ainsi selon (Khalil, 1982), le modèle de combustion exprimé en termes de fraction de mélange n'est pas adapté. Le véritable avantage du modèle de mélange est la représentation simplifiée en une seule équation de conservation.

Le modèle de combustion associe des équations de transport et de combustion pour les espèces suivantes : hydrogène (H_2), méthane (CH_4), les goudrons de bois et pneu broyés ($C_{10}H_8$), l'oxygène (O_2), le dioxyde de carbone (CO_2), la vapeur d'eau (H_2O) et les poussières dans le cas du bois broyé. En l'absence de mesures sur la cinétique de dégradation du bois et du pneu broyé, le choix des gaz ci-dessous listés a été motivé par plusieurs études faites là-dessus (Qin *et al.* 2007 ; Klason *et al.* 2007 ; Di Blasi, 2000 ; entre autres, voir ci-dessous).

Les gaz à considérer dans notre modélisation porteront principalement sur les espèces gaz tels que H_2 , CO , CH_4 et CO mais aussi des tars sous forme de $C_{10}H_8$ et du char sous forme de carbone solide. Pour ce qui est de la zone du gaz, les éléments à prendre en considération lors du bilan, sont les débits massiques qui lui arrivent du solide (profils bilan de matières) ainsi que les transferts de chaleur vers le mur et le solide (profils de températures).

Bois broyé : L'étude faite par Di Blasi (2000) a porté sur des chips de bois de 5-10 mm dont la dévolatilisation (mesures expérimentales) produit 0,33 % char, 0,48 % gaz et 0,19 % tar en fraction massique.

Le tableau 7-1 donne la composition des gaz secondaires et primaires issus de la dévolatilisation des chips de bois à une température 850 K. La fraction massique d'azote est déduite des calculs. En effet sous le solveur Fluent, il faut tout simplement s'assurer qu'il est pris en compte lors de la définition des différents composés.

La réaction secondaire mise en jeu est celle du goudron ($C_{10}H_8$) qui subit une réaction de craquage et produit du CO , du CO_2 et du CH_4 sous haute température.

$$R_{tar} = A \exp(-E/RT_g) \times m_{tar} \quad (7-9)$$

Les paramètres cinétiques A , E et Δh sont respectivement égaux à $4,2810^6 \text{ s}^{-1}$, 107 kJ.mol^{-1} et 42 kJ.kg^{-1} conformément au tableau 6-5 du paragraphe 6.2 pour la pyrolyse.

Tableau 7-1 : Composition des gaz de dévolatilisation exprimé en pourcentage de masse des gaz dégagés (Di Blasi, 2000)

Gaz primaires	%	Gaz secondaires	%
CO	15,6	CO	50
CO_2	27,1	CO_2	30
H_2	2,1	CH_4	20
CH_4	3,1		
H_2O	52,1	—	

Pour ce qui est des poussières de bois, nous supposerons qu'elles sont suffisamment petites pour être traitées comme une espèce chimique (l'utilisation de l'approche de fraction de mélange suppose que matières volatiles et poussière sont associées à une seule variable).

De plus, on suppose qu'elles sont dégagées et transportées comme un gaz sans aucun transfert d'énergie cinétique entre gaz et poussières.

Pneu broyé :

L'étude faite par Diez *et al.* (2004) sur du pneu broyé de taille d'environ 1 mm a conduit à des fractions massiques de char de 0,33 %, de gaz 0,39 % et de tar 0,28 % pour une température de pyrolyse de 550°C. En ce qui concerne la composition des gaz issus de la pyrolyse, la littérature présente des données très diversifiées qui varient selon la taille des particules mais surtout selon le type de pneu utilisé (Ucar *et al.* 2005, Leung *et al.* 2002, Kaminsky *et al.* 2001, Murena *et al.* 1996, Dai *et al.* 2001 et Diez *et al.* 2004)

Pour ce qui est des goudrons, Ucar *et al.* (2005) détectent le naphthalène au bout de 27 min pour une température de 650°C ; ce qui corrobore davantage notre choix.

Tableau 7-2 : Composition des gaz de pyrolyse dégagés à 650°C (Ucar *et al.* 2005)

Composés	Moles	Composés	(%wt)
CO	2,02	H ₂ O	2,6
CO ₂	6,08	C(s)	33
H ₂	19,09	—	—
CH ₄	24,21	—	—
Tar (C ₁₀ H ₈)	2,6	—	—

Dans le four, les matières volatiles sont libérées de la surface du lit, transversalement et s'infiltrant dans l'écoulement axial. La zone de dégagement de ces matières volatiles couvre une grande partie de la surface du lit, soit une longueur approximative de 3 m. Dans la région d'entrée d'air primaire, le débit d'air est plus important que le débit de matières volatiles libérées par le lit de déchets. Une analyse hydrodynamique (par observation) de l'écoulement montre que dans cette région du four une nette séparation : l'air se trouve dans la partie supérieure et les matières volatiles se trouvent confinées près de la surface du lit. Cependant, la stratification n'est pas parfaite, il existe donc une mince couche de mélange entre air et combustible (matières volatiles et/ou poussières). Il devient donc difficile d'appliquer les modèles de combustion développés pour des brûleurs conventionnels, où la qualité de mélange doit être supérieure (Khalil, 1982).

b) Modèle de poussierage

Le modèle mathématique pour le four élaboré auparavant néglige, pour la plupart, l'effet du poussierage. Or, selon le taux de poussière présent dans le gaz, celui-ci peut faire augmenter considérablement toutes les propriétés du gaz telles que la chaleur massique, la conductivité thermique, la densité ainsi que l'émissivité.

Deux modèles de production de poussière ont pu être tirés de la littérature. Le premier, élaboré par Li (1974) pour des poussières dans un four de calcination de pétrole, repose sur des corrélations empiriques et à partir d'observations expérimentales :

$$R_p = k \frac{nT_g^{3/4} (A_s R_i^3 V_g \rho_g)^{1/2}}{\rho_s^2} \tag{7-10}$$

Le taux de poussierage R_p , est exprimé en kg de poussière/(m.s)⁻¹, R_i est le rayon intérieur du four et k est une constante qui doit être ajustée en fonction du four à modéliser.

Le second modèle, élaboré par Tackie *et al.* (1989), provient entièrement de données expérimentales. Or, en plus de tenir compte de la vitesse du gaz, le modèle tient compte de la vitesse de rotation du four, ce qui n'est pas le cas pour le modèle de Manitius *et al.* (1974).

La relation de poussierage proposée par Tackie *et al.* 1989 provient de tests expérimentaux faits sur de l'alumine ayant une densité en vrac de 1025 kg.m^{-3} et d'une porosité de 0,74 :

$$R_p = \frac{kV_g^a n^b C_f^c A_s^d}{Z} \quad (7-11)$$

C_f est la fraction massique de particule dans le solide en kg/kg et a, b, c et d sont des paramètres donnés par le tableau 7-3 suivant. La vitesse moyenne des gaz V_g au dessus du lit est donnée par :

$$V_g = \frac{RT_g}{A_g P} Q_{vN_2} \left[\frac{1}{M_{N_2}} + \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{M_i} \right] \quad (7-12)$$

Y_i est la fraction massique de l'espèce i.

Tableau 7-3 : Tableau de poussierage de l'équation 7-11 (Tackie *et al.* 1989)

Type de paroi	$k \times 10^6$	a	b	c	d
Doux	53,81	4,45	0,055	1,0	2,14
Rude	20,50	4,70	0,264	1,0	1,68

Simard (1992) en se focalisant sur le modèle empirique de Manitius *et al.* (1974) a pu montrer dans son étude que ce dernier produisait si peu de poussière qu'on pouvait négliger la quantité obtenue. Ce modèle peut donc être utilisé pour des simulations dites « sans poussières ». Le deuxième modèle, quant à lui est proposé par Tackie *et al.* (1989) (Eq. 7-11), a produit beaucoup plus de poussières que le précédent et a pu être utilisé par Simard (1992) afin de déterminer les différents effets que celle-ci pouvait produire à l'intérieur du four (Simard, 1992).

Rappelons que ce modèle de poussierage tient compte principalement de trois facteurs : la vitesse de rotation du four, la vitesse du gaz et l'aire d'échange entre le gaz et le solide.

Simard (1992) a pu établir, qu'en présence de poussières, il se produit un rapprochement considérable entre la température de la paroi intérieure et celle du gaz ainsi qu'une augmentation très rapide de la température du solide. Ce qui est dû à un meilleur transfert de chaleur de la part du gaz. Pour ce qui est finalement du poussierage dans le four, on sait que la vitesse du gaz est le facteur déterminant. En effet plus le gaz circule vite, plus le poussierage est important. À partir de l'étude paramétrique effectuée on remarque que le fait de diminuer le diamètre du four et d'augmenter le débit d'air fait augmenter considérablement la vitesse du gaz, peut contribuer à un poussierage plus important dans le four. Cependant, en l'absence de mesures expérimentales, l'application de ce modèle, dans le cas de la combustion du bois broyé, ne sera pas abordée dans cette étude.

c) Transport d'espèces gaz et résidu carboné

Nous ne tiendrons compte et cela par un souci de simplification que des réactions globales et probables. Des prélèvements de gaz faits à différents endroits du four s'ils sont possibles pourraient donner de bonnes indications à ce sujet. Pour l'heure, nous nous appuierons que sur des bilans globaux.

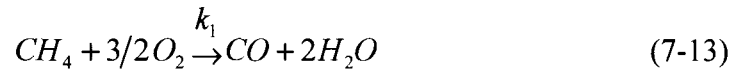
Parmi les réactions homogènes en phase gazeuse, on peut penser que CH_4 , CO et H_2 brûlent préférentiellement ; un bilan sur le four permettra ensuite d'évaluer si d'autres réactions ont lieu.

Un bilan des quantités de gaz introduit dans le four via les matières volatiles du déchet et de l'analyse des fumées donne accès aux débits de gaz en entrée et sortie de four. Par exemple une combustion du méthane se manifestera par une diminution du débit correspondant entre l'entrée et la sortie ceci s'accompagnera probablement avec une forte augmentation de CO_2 .

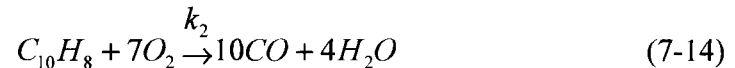
Par contre nous savons d'une façon générale que H_2 et CO peuvent soit se former ou entrer en combustion et donc une création de H_2 et de CO nous conduira vers une cinétique de gazéification ou de combustion du carbone solide et vers une réaction de Boudouard (équilibre). Les hypothèses suivantes sont faites :

- Les fluctuations des concentrations d'espèces dues à la turbulence sont négligées.
- La réaction en une seule étape est irréversible.
- Seules les réactifs tels le H_2 , le tar ($C_{10}H_8$), CH_4 , et le char C_s sont concernés et sont donnés par les réactions d'oxydation ci-dessous.

Combustion du méthane :



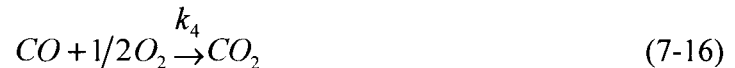
Réaction d'oxydation du goudron (Gerun *et al.* 2008 ; Ji *et al.* 2009) :



Combustion de l'hydrogène :



Combustion du CO :



Combustion du carbone :

Le squelette de carbone (char) restant après la pyrolyse est essentiellement formé du carbone fixe. Le carbone subit ainsi des réactions hétérogènes avec les espèces gazeuses. Les paramètres cinétiques utilisés lors de la modélisation de la combustion des matières volatiles et du résidu carboné sont résumés dans le tableau 7-4. En général, les réactions hétérogènes sont gouvernées par les cinq processus ci-dessous :

- i. Diffusion de la phase gaz oxydant les espèces réactives à la surface des particules ;
- ii. Adsorption des espèces en phase gazeuse ;
- iii. Réaction chimique des espèces adsorbées ;
- iv. Désorption des solides oxydés ;
- v. Diffusion des produits de la phase gazeuse par le biais de la couche limite.

Si c'est la diffusion de la surface limite (i ou v) qui contrôle le taux de la réaction, le système peut aisément être analysé par les équations bilan de transfert de masse et de celles de la mécanique des fluides. Le transfert de masse de l'oxygène en carbone/char peut se faire via O_2 , CO_2 et/ou H_2O .

La combustion hétérogène du carbone/char s'effectue premièrement via l'une ou plusieurs des réactions ci-dessous :



En supposant que la réaction est d'ordre un pour le schéma (I), le taux de consommation de l'oxygène ($kg.s^{-1}$) est donné par :

$$R_{O_2} \approx \pi d_p^2 A_{O_2} \exp(-E/RT_p) \rho_\infty Y_{O_2,w} \quad (7-17)$$

avec d_p diamètre d'une particule, A_{O_2} le facteur pré-exponentiel de la consommation d'oxygène ($m.s^{-1}$), ρ_∞ la densité du milieu ambiant, $Y_{O_2,w}$ la fraction massique d'oxygène présente sur les parois d'une particule et T_p la température de la particule.

Une réaction similaire peut aussi être écrite pour les trois autres schémas. En général, il a été trouvé que la réaction du carbone avec la vapeur d'eau est 50 fois plus rapide qu'avec le CO₂ pour des températures supérieures à 2073 K (Char du charbon, 75-100 μm à 1 atm) (Sami *et al.* 2001). Cependant, à faible température (1150 K), Sami *et al.* (2001) ont montré que les réactions (III) et (IV) se font approximativement suivant le même taux de réaction et que la réaction (I) est 104-105 fois plus rapide que la réaction (III) pour une température comprise entre 1100 et 1200 K. La réaction (II) est prépondérante pour de faibles températures (exemple en condition d'allumage) alors que la réaction (I) est prépondérante sous certaines conditions particulières de la combustion. Pour la combustion de particules de carbone en présence d'air sec pur de combustion, les fractions massiques de CO₂ et de H₂O en système ouvert (air ambiant) sont négligeables ; ce qui n'est pas le cas dans les fours et chaudières. Sous la base de toutes ces considérations, nous avons donc choisi la réaction (II) (Bui *et al.* 1993 et Ji *et al.* 2009) :



L'oxydant provient des entrées d'air primaire tandis que les matières volatiles sont libérées de la surface du lit, transversalement et s'ajoutent à l'écoulement principal (axial).

L'épaisseur de la couche de mélange est contrôlée par la turbulence, celle-ci favorisant l'interpénétration des deux couches de gaz. Dans ce type de four presque tout l'oxygène est consommé et l'on retrouve des concentrations importantes de matières volatiles à la sortie de la chambre. D'où la nécessité de considérer la cinétique de réaction, pour tenir compte de la disponibilité de l'oxygène.

D'une façon générale, l'expression du *taux de réaction pour un composé noté x* est la suivante :

$$R_x = A[x]^r [O_2]^b \exp(-E/RT) \quad (7-19)$$

Lors de la solution numérique, des problèmes de convergence surviennent dues à l'interdépendance des fractions massiques et aux fluctuations de la température dans le terme exponentiel. Ainsi pour l'hydrogène, le méthane et le goudron, l'expression du taux de réaction (Eq.7-19) donnera :

Tableau 7-4 : Cinétique de combustion des matières volatiles et du résidu carboné

Taux de réaction	Paramètres cinétiques	Valeurs	ΔH (kJ.kg ⁻¹)	références
$R_1 = k_1 [CH_4]^{0.7} [O_2]^{0.8}$	A_1 (m ³ .mol ⁻¹) ^{0.5} /s)	5,012 10 ¹¹	—	Turs, 2000 & Westbrook <i>et al.</i> 1984
	E_{a1} (kJ.kg ⁻¹ .mol ⁻¹)	2000 10 ⁵		
$R_2 = k_5 T_g [C_{10}H_8]^{0.5} [O_2]$	A_2 (m ³ .mol ⁻¹) ^{0.5} .s.K)	9,2 10 ⁶	17 473	Bryden <i>et al.</i> 1996
	E_{a2} (kJ.mol ⁻¹)	80		
$R_3 = k_3 [H_2][O_2]$	A_3 (m ³ .mol ⁻¹ .s ⁻¹)	1,10 ¹¹	142 919	Di Blasi <i>et al.</i> 2000
	E_{a3} (kJ.mol ⁻¹)	42		
$R_4 = k_4 [CO][O_2]^{0.25}$	A_4 (m ³ .mol ⁻¹ .s ⁻¹)	2,239 10 ¹²	—	Turs, 2000 & Westbrook <i>et al.</i> 1984
	E_{a4} (kJ.kg ⁻¹ .mol ⁻¹)	1700 10 ⁵		
$K_5 = A_5 \exp(-E_{a5}/RT_s)$	A_5 (m ³ .mol ⁻¹ .s ⁻¹)	3,4 10 ¹¹		Saidi <i>et al.</i> 2007
	E_{a5} (kJ.mol ⁻¹)	160 10 ³	—	

d) Conditions limites de la simulation

Les matières volatiles sont libérées à partir de la surface du lit. Pour chaque matière volatile on doit évaluer un débit massique et l'imposer par la suite comme une condition frontière au modèle d'écoulement. Pour ce faire, on utilise les débits de matières volatiles issus du modèle de dévolatilisation.

Les travaux présentés précédemment concernant le modèle de pyrolyse-dévolatilisation ont permis d'établir les quantités de matières volatiles dégagées par unité de masse de déchets le long du four.

L'utilisation de ce résultat sur le four réel nous permet de trouver que pour des débits nominaux de 50 kg/h de pneu broyé à l'entrée on a 80,7 % de matières volatiles (gaz et goudrons) et 19,3 % de résidu carboné (char) formé et dans le cas des 75 kg.h⁻¹ de bois broyé nous obtenons 67 % de matières volatiles et 33 % de résidus carbonés qui seront libérés de la surface du lit avec les répartitions suivantes définies dans le tableau 7-5 suivant.

Les études expérimentales faites par Diez *et al.* (2004), Ucar *et al.* (2005), d'une part et celles de Di Blasi *et al.* (2000), et d'autre part, nous ont permis de montrer que pour un échantillon de 100 g de déchet de bois et pneu broyés incinérés avec un taux de chauffage équivalent à celui de notre four, les masses moyennes des matières volatiles et char libérées sont respectivement celles données par le tableau 7-5.

Tableau 7-5 : Fractions massiques initiales des espèces considérées

Composés	Pneu broyé	Bois broyé
H ₂	0,021	0,201
H ₂ O	0,207	0,255
CO ₂	0,271	0,064
CH ₄	0,031	0,026
CO	0,156	0,021
Goudron (C ₁₀ H ₈)	0,121	0,1030
C(s)	0,193	0,330

Les fractions massiques données au tableau 7-5 sont atteintes à 800 – 850 K, mais ces quantités dégagées en cours de chauffage ne sont pas linéaires en fonction de la température le long de l'axe du four. Il faut donc tenir compte de la distribution des températures des gaz pour déterminer les quantités qui sont émises dans les différentes parties du four (comme illustré par nos profils de températures et de dégagement de matières volatiles, de char et de goudron du chapitre 6). En plus des matières volatiles, on considère que la vapeur d'eau (H₂O) se libère de la surface du lit dans une zone étroite à l'entrée du déchet. La quantité vapeur d'eau dégagée variant entre 0,01144 et 0,00385 kg.s⁻¹ (cas du bois broyé) et 9,7510⁻⁵ et 8,3310⁻⁵ kg.s⁻¹ (cas du pneu broyé) dans le cas de nos simulations.

Le volume de calcul dans la chambre de combustion est subdivisé en deux sous-domaines : une zone volumétrique dit domaine fluide pour les gaz et une zone surfacique ou encore domaine paroi pour les parois du four. Pour chaque zone, on définit soit des profils de température et d'espèces (à la surface du lit) soit des propriétés radiatives constantes au niveau des parois.

Présentation des points de mesure et maillage

La figure suivante montre la disposition des entrées d'air primaire en entrée du four et de celles des matières volatiles (gaz et tar) et du char issus du lit. Les points de mesures (points ① et ②) présentés précédemment au chapitre 6 sont liés aux deux entrées situées du côté gauche de l'entrée du four.

Au niveau des entrées de gaz qui sont les entrées d'air (O_2+N_2) et de matières volatiles (libérée à la surface du lit), les composantes du vecteur vitesse, la température, la composition ainsi que les paramètres des modèles de turbulence et d'Eddy Dissipation Concept sont spécifiés.

Les résultats des simulations numériques de la dégradation de la charge de déchets réalisés à l'aide du code développé sous l'outil MatLab sont utilisés comme conditions aux limites pour réaliser les simulations numériques de la combustion CFD dans le four.

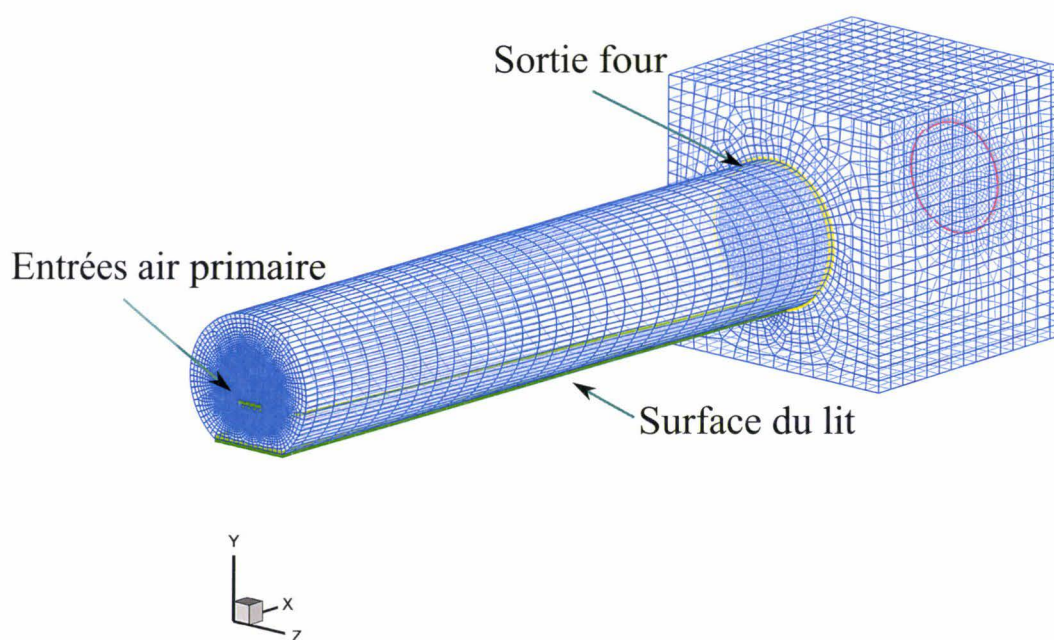


Figure 7-1 : Maillage du domaine de calcul du four rotatif et de la chambre de déchargement

Les valeurs des variables obtenues (températures gaz et parois, bilan de matières des principales espèces) à partir du modèle 1-D permanent au niveau de la surface du lit de déchets sont formatées à partir d'un aller-retour afin d'obtenir la correspondance des coordonnées de chaque point dans les deux outils sous la forme de fichiers de profils (de températures, de vitesses et de concentrations gazeuses) directement utilisables par Fluent. Cependant, pour le profil de paroi, nous nous sommes fixé une température moyenne de surface du lit ; dans ce cas la température des parois est calculée par Fluent à partir de la température des cellules adjacentes et des propriétés thermiques de la paroi. Le flux de transfert par rayonnement des parois est pris en charge dans l'équation d'énergie.

Les échanges thermiques par rayonnement aux niveaux des parois sont pris en compte par le modèle de rayonnement P-1, en spécifiant la valeur de l'émissivité et l'épaisseur de la paroi du four. Nous rappelons que pour les besoins de la simulation, le volume de contrôle de la phase solide demeure constant, autrement dit le lit est plat.

Pour mieux gérer les erreurs numériques, deux maillages ont été testés. Le premier maillage comprend 318 919 mailles avec 86 697 nœuds reposant sur la mise en place d'interfaces (utilisation du même type de maillage pour les sections de passage telle l'interface sortie four entrée chambre de déchargement) et le second maillage contient 26 662 mailles avec 23 847 nœuds. Les calculs faits sur les deux configurations nous ont permis d'adopter comme maillage final le premier maillage pour les calculs. Pour simplifier au mieux les calculs et du fait de la faible vitesse de rotation du four conduisant à de faibles vitesses axiales de la charge, le lit de déchets (maillage) est supposé immobile.

Le tableau 7-6 suivant résume les grandes lignes de la modélisation globale proposée sur ce manuscrit.

Tableau 7-6 : Récapitulatif des différents modèles et sous-modèles utilisés

<i>Modèles utilisés</i>	<i>Équations</i>
Modèle de turbulence k-ε Constantes du modèle $C_1=1,44$, $C_2=1,92$, $C_\mu=0,09$ Nombres de Prandtl turbulent $Pr_k=1,0$, $Pr_\epsilon=1,2$	(Eq. 7-2)
Modèle d'Eddy dissipation concept (EDC) Constante du modèle $C_{EDC}=2,1377$	(Eqs. 7-3 & 7-6)
Modèle de rayonnement Modèle P-1	(Eqs. 7-7 & 7-8)
Modèle de séchage	(Eqs. 6-13 & 6-14)
Modèle de dévolatilisation Constantes cinétiques A_i et E_{ai}	(Eqs. 6-4 à 6-7)
Cinétique d'oxydation du char Oxydation du char en CO_2	(Eq. 7-18)
Modèle dynamique de l'écoulement de la charge Hauteur et corde du lit Temps de résidence du four	(Eqs. 3-7, 3-9, 3-12 & 3-13)
Conservation de l'énergie par la phase solide Chaleur latente de vaporisation ΔH_{evap} Chaleur de dévolatilisation des espèces gaz ΔH Chaleur de craquage des goudrons Rayonnement gaz vers solide profil	(Eqs. 5-38 & 7-1)

Le programme du calcul complet et regroupant les deux principaux outils de simulation est résumé sur l'organigramme donné par la figure 7-2 suivante.

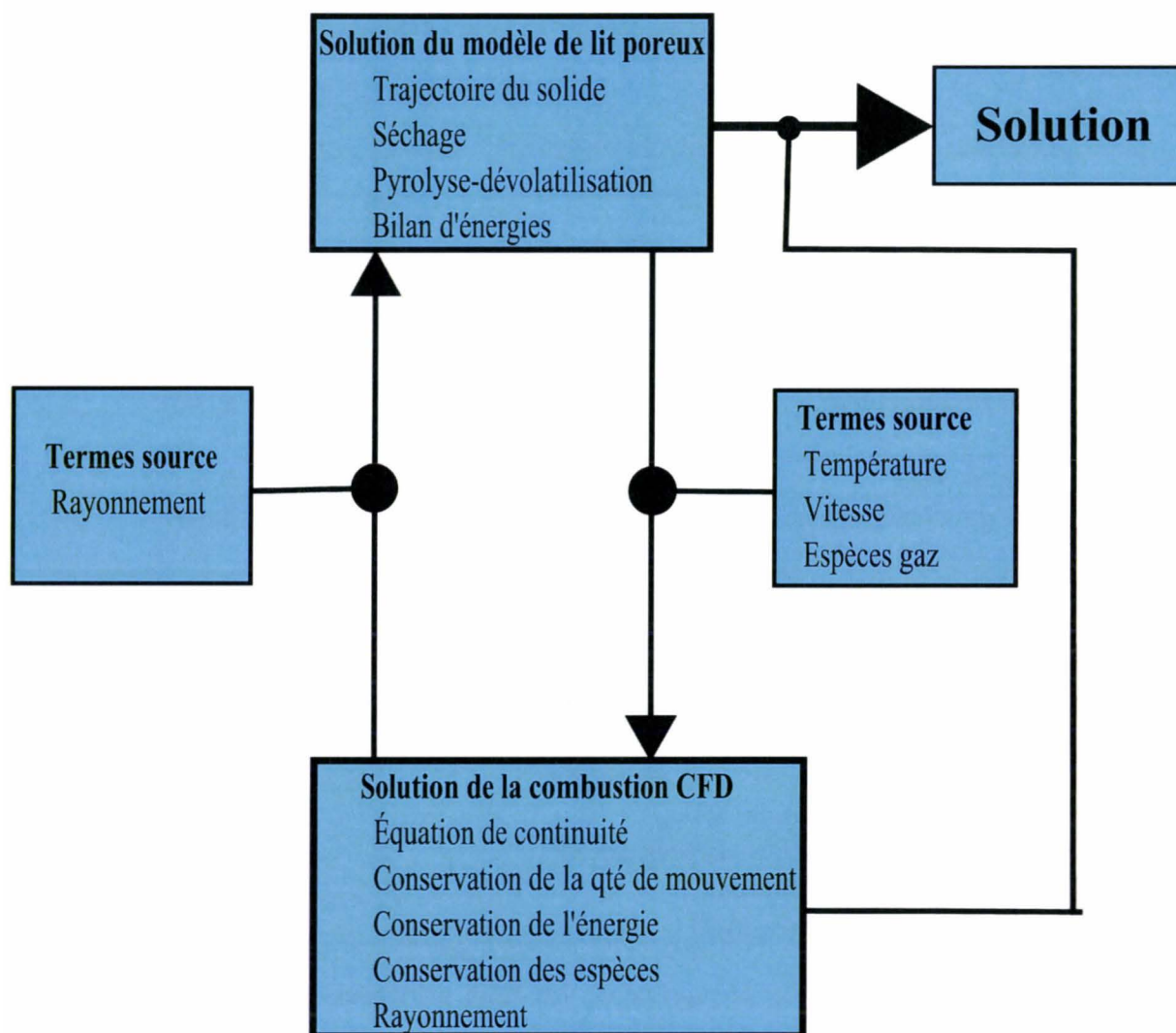


Figure 7-2 : Organigramme de résolution de la combustion du four tournant

7.4 Résultats et discussions des mesures sur four

Les gaz circulent au-dessus du lit tandis que le déchet circule en partie inférieure ; ce qui semble suggérer que la simulation sous CFD doit se faire au moyen d'un maillage bloqué pour la partie occupée par le lit. L'utilisation de coordonnées cylindriques implique que la limite inférieure du volume de contrôle des gaz aura une forme irrégulière (zone de contact gaz-lit). Ces irrégularités apparaissent dans la direction transversale (Cf. Chapitre 4, Paragraphe 4.5) alors que les gaz circulent dans la direction axiale. Ainsi l'effet de ces irrégularités au niveau de la zone de transition du volume de contrôle aura très peu d'effet sur l'écoulement principal (écoulement axial des gaz du fait de l'extraction).

En raison de la vitesse élevée des gaz, soit environ 20 m.s^{-1} , une particule de gaz aura en moyenne un temps de résidence d'environ 2 s, il serait donc raisonnable de supposer un écoulement en régime stationnaire des gaz. La turbulence de l'écoulement peut se justifier par les grandes dimensions du four, les forts débits de gaz donnant des nombres de Reynolds élevés (voir Figure 0-4 en Annexe 3).

En ce qui concerne les poussières, localisées près de la surface du lit, elles se retrouvent dans les gaz mais en faibles proportions.

On considère donc l'écoulement comme étant celui d'un fluide newtonien. Cet écoulement de gaz est représenté par un système d'équations de conservation moyennées pour tenir compte de la turbulence de ce dernier.

Hypothèse de la modélisation CFD sous Fluent

Le modèle de combustion du déchet développé et appliqué au four tournant peut être basé sur quatre étapes (sous-processus) successives : évaporation de l'humidité du déchet solide, dégagement de volatiles/formation du char, combustion des volatiles hydrocarbonés dans l'espace gazeux et enfin gazéification du char. La simulation à venir repose sur certaines hypothèses listées ci-dessous :

- Écoulement tridimensionnel ;
- Le four est supposé immobile ;
- Les matières volatiles (gaz et goudrons), le carbone solide issus de la dégradation du déchet sont libérés à l'interface gaz-solide ;
- La turbulence est modélisée par k-ε standard ;
- Modèle Eddy Dissipation Concept pour modéliser l'interaction chimie-turbulence ;
- Modèle de rayonnement P-1 pour modéliser le rayonnement des gaz ;
- Le profil du lit est uniforme et plat (épaisseur moyenne du lit) ;
- Les parois du four sont supposées adiabatiques ;
- Les réactions sont d'ordre 1 et sous la forme d'une équation d'Arrhénius ;
- La combustion des poussières n'est pas prise en compte.

Température des parois extérieures

La température de la paroi extérieure, coquille en acier suit l'évolution générale des profils décrits par le modèle (voir Chapitre 6).

En première approximation (comparaison faites avec les données du modèle), la température du solide dans le cas du pneu à 30 kg.h⁻¹ est légèrement plus élevée que pour le pneu à 50 kg.h⁻¹ pour des vitesses de rotation du four de 0,42 et 0,62 rpm. Le solide à 30 kg.h⁻¹ plus chaud subit des transferts de chaleur par conduction et par rayonnement au niveau de la paroi intérieure qui elle est le siège de transferts par conduction et rayonnement avec l'extérieur. Ainsi on peut écrire :

$$\Phi_{rps} + \Phi_{cps} + \Phi_{rgp} + \Phi_{cgp} = \Phi_{p \rightarrow i} \text{ avec } \Phi_{p \rightarrow i} = \Phi_{cpi} + \Phi_{rpi} \quad (7-20)$$

où $\Phi_{p \rightarrow i}$ désigne les flux de chaleur par conduction entre la paroi interne et l'interface réfractaire/acier qui est aussi égale à celle entre l'interface et la paroi extérieure du four.

En ce qui concerne le bois à 50 kg.h⁻¹, on note une température de paroi extérieure plus élevée que celle obtenue pour un débit de charge de 75 kg.h⁻¹ ; ce qui confirme les conclusions faites au chapitre 6 et illustrées par la courbe débit de déchets en fonction de la température (Figure 6-11). Les températures mesurées à l'aide d'un pyromètre tout le long des parois du four sont représentées sur la figure 7-3.

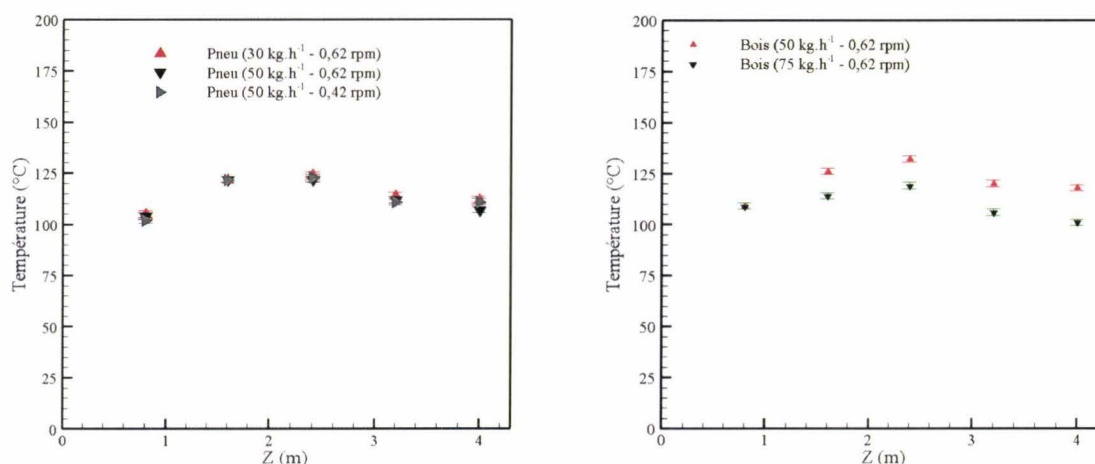


Figure 7-3 : Profils de température des parois extérieures dans le cas des déchets de pneu et de bois respectivement (mesures)

Température de la paroi interne

Plus un réfractaire est défectueux, c'est-à-dire plus l'épaisseur des parois d'un four diminue plus on augmente la conduction à travers la paroi mur et plus on perd de la chaleur vers l'extérieur, ce qui fait que moins de chaleur est disponible pour le solide (pertes vers l'extérieur devenant plus importantes). On remarque que les propriétés du gaz les plus touchées par la présence de poussière sont l'émissivité et la densité. Une augmentation de l'émissivité favorise directement les échanges de chaleur par rayonnement du gaz vers le solide et du gaz vers le mur. Le mur intérieur devient alors plus chaud et les transformations chimiques du solide s'effectuent plus précocement dans le four. Une augmentation de la densité favorise un meilleur transfert de chaleur par convection entre le gaz et le mur en faisant augmenter le nombre de Reynolds du gaz (Cf. Chapitre 5, Eq. 5-10), c'est ce qui pourrait être responsable de l'élévation de la température du mur lorsqu'il y a présence considérable de poussières dans le gaz. Simard (1992) montre que dans le cas d'une modélisation faite sans poussière, le transfert de chaleur par convection entre le gaz et le mur représente environ 15 % du transfert de chaleur total du gaz au mur (convection et rayonnement). Par contre, avec poussières, le transfert de chaleur par convection représente environ 75 % du transfert de chaleur total.

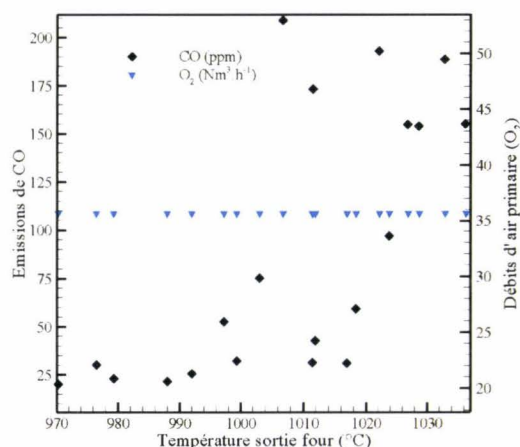


Figure 7-4 : Variation de la concentration de CO en fonction de la température et de l'air primaire en sortie de four (bois 75 kg.h⁻¹)

Le tableau 7-7 suivant résume les résultats des analyses de cendres faites sur les deux déchets utilisés lors de la campagne d'essais. Les taux d'imbrûlés sont beaucoup plus faibles dans le cas du bois broyé présentant moins de carbone et plus d'humidité que dans le cas du pneu broyé. D'une façon générale, ces résultats montrent les mêmes tendances qui confirment l'idée d'une opération à faible débit de déchet et à faible vitesse de rotation du four. L'essai du 11/09 a un débit de 50 kg.h^{-1} et une vitesse de rotation du four de 0,42 rpm montre bien l'effet positif d'une bonne température de chauffe du four. En effet, avant le démarrage des essais à chaud, le four a été mis en chauffage durant toute la journée du 09/09 et celle du 08/09. Les cendres recueillies avec un COT inférieur à 3 % peuvent être revalorisées. Pour ce qui est du pneu broyé malgré une réduction en masse de la charge allant de 75 à 87 %, la présence du COT demeure élevée ; ceci pourrait sans doute être expliqué d'une part par les faibles températures de préchauffage du four et d'autre part par la présence de teneur élevée en noir de carbone (teneur en carbone fixe).

Tableau 7-7 : Bilan de la combustion du bois et pneu broyés

Type de déchets	Bois broyé			Pneu broyé		
Débit de charge (kg.h^{-1})	50	50	75	30	50	50
Vitesse de rotation four (rpm)	0,42	0,62	0,62	0,62	0,62	0,42
Quantité déchets incinérée (kg)	345	285	245	100	165	210
Quantité cendres (kg)	22	21	22	25	21	38
Matières organiques (kg)	0,6	1,5	2,8	12,4	12,1	11,7
Matières organiques (%)	2,6	7	13	49,5	58	30,6
Matières minérales (%)	97,4	93	87	50,5	42	69,4
COT (%)	2,2	7	12,6	49,4	56,3	37,2
CIT (%)	0,9	0,9	0,8	0,3	0,3	0,2
CT (%)	3,1	7,9	13,4	49,7	56,6	37,4
Azote Total (%)	inf 0,01	inf 0,01	0,02	inf 0,01	inf 0,01	inf 0,01

Effet du PCI de la charge

Le PCI d'un combustible caractérise sa « capacité à brûler », il mesure l'enthalpie moyenne dégagée par la combustion d'une quantité donnée de combustible. Le PCI est donc défini en référence à l'humidité du déchet, sa teneur en combustibles et en matières inertes. On peut donc s'attendre à ce que plus le pouvoir calorifique (PCI) d'un combustible est élevé, plus le temps nécessaire à la combustion d'une quantité de ce combustible est faible. L'effet du PCI du déchet pourrait donc être mis en évidence par une estimation de la vitesse de combustion du dit déchet.

En ne considérant qu'un seul déchet, la modification du PCI est presque difficile à obtenir, cependant en considérant les deux types de déchets (bois et pneu broyés), la proportion de matières cendres/inertes change, ce qui permet de modifier le PCI. Pour une quantité de déchet donnée, plus la quantité des matières inertes est importante, plus le PCI de la charge est faible à teneur en eau égale. L'analyse élémentaire concernant le bois et le pneu broyés faite au chapitre 6 confirme ce résultat. En l'absence de mesures de la vitesse de combustion, nous présenterons l'effet de l'humidité du déchet sur le PCI. Le tableau 7-8 suivant montre que plus le déchet est humide plus son PCI est faible ; ce qui conduirait à un temps de réaction plus grand.

Tableau 7-8 : Effet de l'humidité sur le PCI et sur la quantité d'imbrûlés

Déchets	Bois broyé		Chips bois ²⁷	
	50	75	90	79
Charge (kg.h ⁻¹)				
Humidité (%)	18,5	26,7	13,7	24,9
PCI (kJ.kg ⁻¹)	14616	11489	15846	12469
Imbrûlés (%)	2,6	13	4,6	2,0

Infiltrations d'air et émission de CO

Les études sur la cinétique de formation de certains polluants (CO, Principaux Constituants Organiques toxiques, POHC) peuvent aider à établir la sensibilité de la performance de la combustion sur une dérive de température (refroidissement) par des infiltrations d'air ou l'incidence d'un mauvais mélange.

Le modèle de 3D développé par Leger *et al.* 1993 sur le champ d'écoulement dans la chambre primaire de combustion a permis de reproduire la stratification verticale obtenue expérimentalement d'une part, d'autre part la présence d'une zone de recirculation en partie basse en sortie de la chambre primaire a été mise en évidence ; une étude paramétrique menée sur ce modèle a permis d'identifier la présence de points d'infiltration d'air influençant l'écoulement interne.

En effet, les fours rotatifs présentent cet inconvénient dû pour la plupart du temps aux difficultés du design aux niveaux des entrées de déchets et surtout à la sortie dans la zone de transition entre chambres primaire et secondaire.

La modélisation numérique pour de telles conditions (présence d'une quantité d'air non mesurée, baisse ou augmentation de la température dues à des zones mortes ou chaudes du four) prévoit la présence de zones de recirculation. Pour palier ces effets, la modélisation prévoit assez souvent une modification de la géométrie par étranglement de la cheminée (en zone de transition entre la chambre primaire et la chambre de postcombustion ; on crée une cheminée fictive en conservant la même section pour la postcombustion) d'évacuation des gaz, en sortie de la chambre primaire de combustion. Néanmoins dans certaines études, l'accroissement de la zone de recirculation permet de minimiser les rejets de monoxyde de carbone et cela par réintroduction du monoxyde de carbone dans la zone de forte température. L'objectif principal en matière de bonne conduite du four étant de minimiser les émissions de polluants tout en maintenant un taux de conversion élevé en espèces carbonées. Le calcul des infiltrations d'air est fait à partir de la dépression imposée par l'extracteur. Le tableau 7-9 suivant donne en fonction du type de déchet la quantité moyenne d'air en infiltration dans le four. On observe pratiquement la même quantité d'air en infiltration du four ce qui semble suggérer que mis à part qu'on est travaillé sur la même installation, les conditions opératoires (extracteur / dépression) imposé reste le même.

Tableau 7-9 : Mise en évidence de l'absence d'étanchéité du four tournant

Type de déchet	Air infiltré (Nm ³ .h ⁻¹)	Air primaire (Nm ³ .h ⁻¹)	Air secondaire (Nm ³ .h ⁻¹)
Bois broyé	19,4	91-156	20-23
Pneu broyé	19,4	84-208	22

Analyse des éléments majeurs

La composition des matières inorganiques contenues dans les mâchefers obtenue par spectrométrie d'absorption atomique ou d'émission plasma (ICP, Inductively Coupled Plasma) est consignée dans le tableau 0-11 en annexe 4.

²⁷ Données campagne essais réalisée le 24/04 et le 29/04/08 par MAGUIN sur le four

Dans le cas du bois broyé, on note une forte dominance du silicium, de faibles quantités en soufre, calcium et fer et des traces pour le reste des éléments. Pour ce qui concerne les chips de bois, les éléments majeurs sont le silicium, le calcium et l'aluminium ; ces trois éléments forment à eux seuls plus de 74 % des matières minérales contenues dans les chips de bois. La présence des éléments minéraux sont à l'origine de la formation des oxydes minéraux (CaO , K_2O , P_2O_5 , Al_2O_3 , etc...) susceptibles de catalyser la réaction de gazéification. Comme on le voit dans l'analyse élémentaire, le pneu broyé contient beaucoup plus de C et de S que le bois broyé.

7.5 Bilan final, analyse de dimensionnement du four

Pour ce qui suit, nous avons choisi de présenter des résultats de calculs obtenus avec du bois broyé pour un débit de $75 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et une vitesse de rotation du four de $0,62 \text{ rpm}$. Ces calculs seront comparés aux mesures faites sur le four pilote.

7.5.2 Profils de températures et bilans de matières

La figure suivante présente les profils de températures des phases gaz et solide obtenus après un bilan final prenant en considération la dévolatilisation de la charge de déchet et la combustion des matières volatiles et du résidu carboné. Les profils finaux suivent la même tendance que ceux obtenus par le modèle thermique de dégradation de la charge. Les températures des deux phases augmentent depuis l'entrée du four jusqu'à la position $z=2,33 \text{ m}$ et atteignent respectivement 1530 K et 1490 K . En moyenne les écarts de température entre les deux phases sont comprises entre 115 et 198°C et les plus faibles écarts se situent entre les positions $z=2,2 \text{ m}$ et $z=2,9 \text{ m}$. Les résultats expérimentaux des autres essais sont présentés en annexe 4 sous forme de tableau.

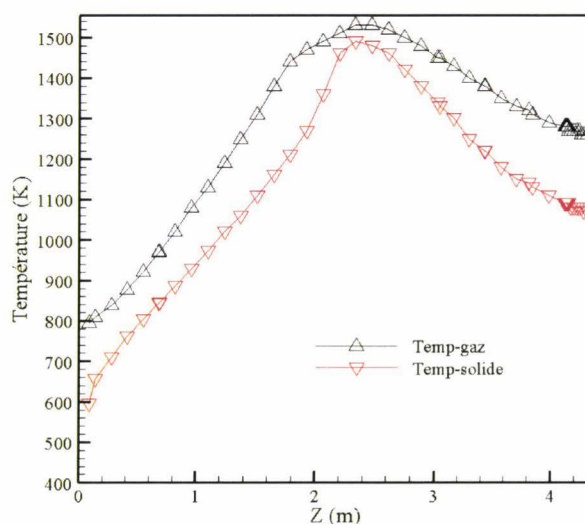


Figure 7-5 : Profils de températures de la phase solide et gaz

Cependant, le choix d'une température uniforme sur les parois du four reste un facteur non moins négligeable pour bien estimer les transferts de chaleur et de matière dans les zones proche paroi (voir Figure 7-6).

En effet entre $z=0$ m et $z=1,1$ m, la température de rayonnement baisse de 1086 K à 1080 K. Ce n'est qu'à partir de cette position qu'elle commence à augmenter réellement jusqu'en sortie de four.

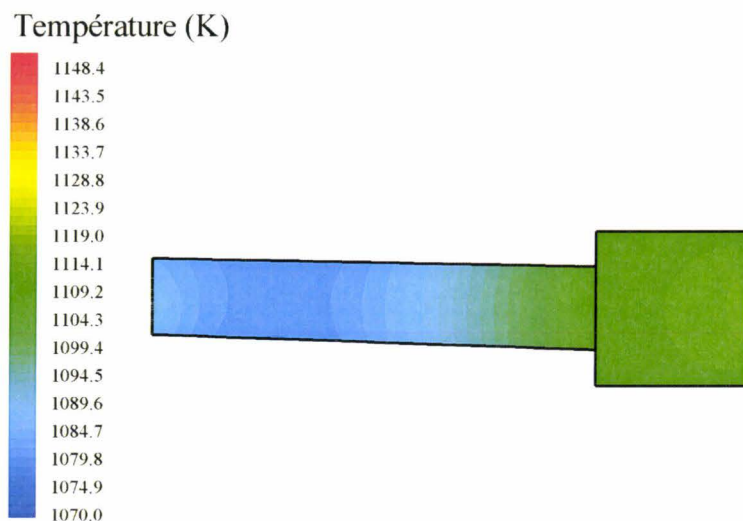


Figure 7-6 : Contour de la température de rayonnement des gaz à $z=0$ m

Les profils calculés et expérimentaux sont présentés sur la figure 7-7. Pour ce qui de la phase solide, les résultats du modèle sont très proche des mesures en particulier pour les positions ① et ② des thermocouples placés en entrée du four. En ce qui concerne la position $z=2,8$ m obtenue par la mesure du thermocouple en sortie (Position ④) l'écart reste élevé. Par la même occasion on serait tenter de dire que la température de gaz obtenue en positionnement $z=2,8$ m devrait être celle du lit de déchet et non celle de du gaz. En effet, on rappelle que ce positionnement reste mal défini suivant la durée du procédé.

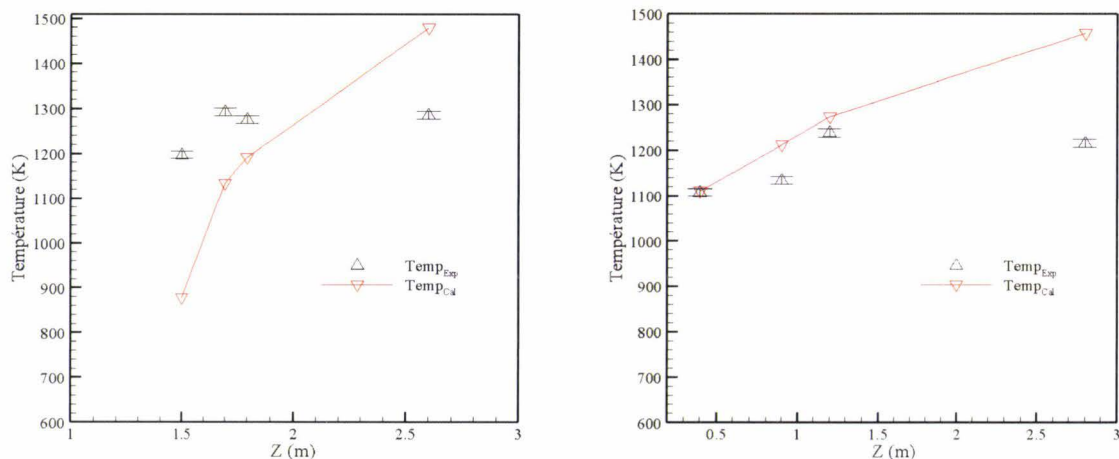


Figure 7-7 : Profils de températures calculées et expérimentales, respectivement des gaz et du solide

La fraction de carbone oxydée dépend de la quantité d'air primaire en entrée dans le four. Dans la grande partie des biomasses, le carbone est la principale source d'énergie. Ainsi pour une teneur en carbone fixe de 9,08 %, l'efficacité de la combustion reste non moins importante afin de permettre une large conversion du carbone en gaz. En comparant les contours de fractions massiques du carbone solide, du naphthalène et de l'oxygène on note une consommation nette de la quantité d'oxygène (voir Figure 7-8 & 7-9).

À travers la figure 7-8 suivante montrant l'évolution des fractions massiques de carbone solide et de naphthalène depuis leur dégagement à la surface du lit, on voit dans le cas du carbone solide, le dégagement reste élevé sur les 2 derniers mètres du four alors que dans le cas du goudron (naphthalène), le dégagement noté augmente sur le premier mètre et sur les deux derniers mètres du four. Dans ce dernier cas, en observant le profil de température de la phase gaz (voir Figure 7-7), l'idée de dégagement et/ou combustion des goudrons à température élevée semble expliquer ce comportement.

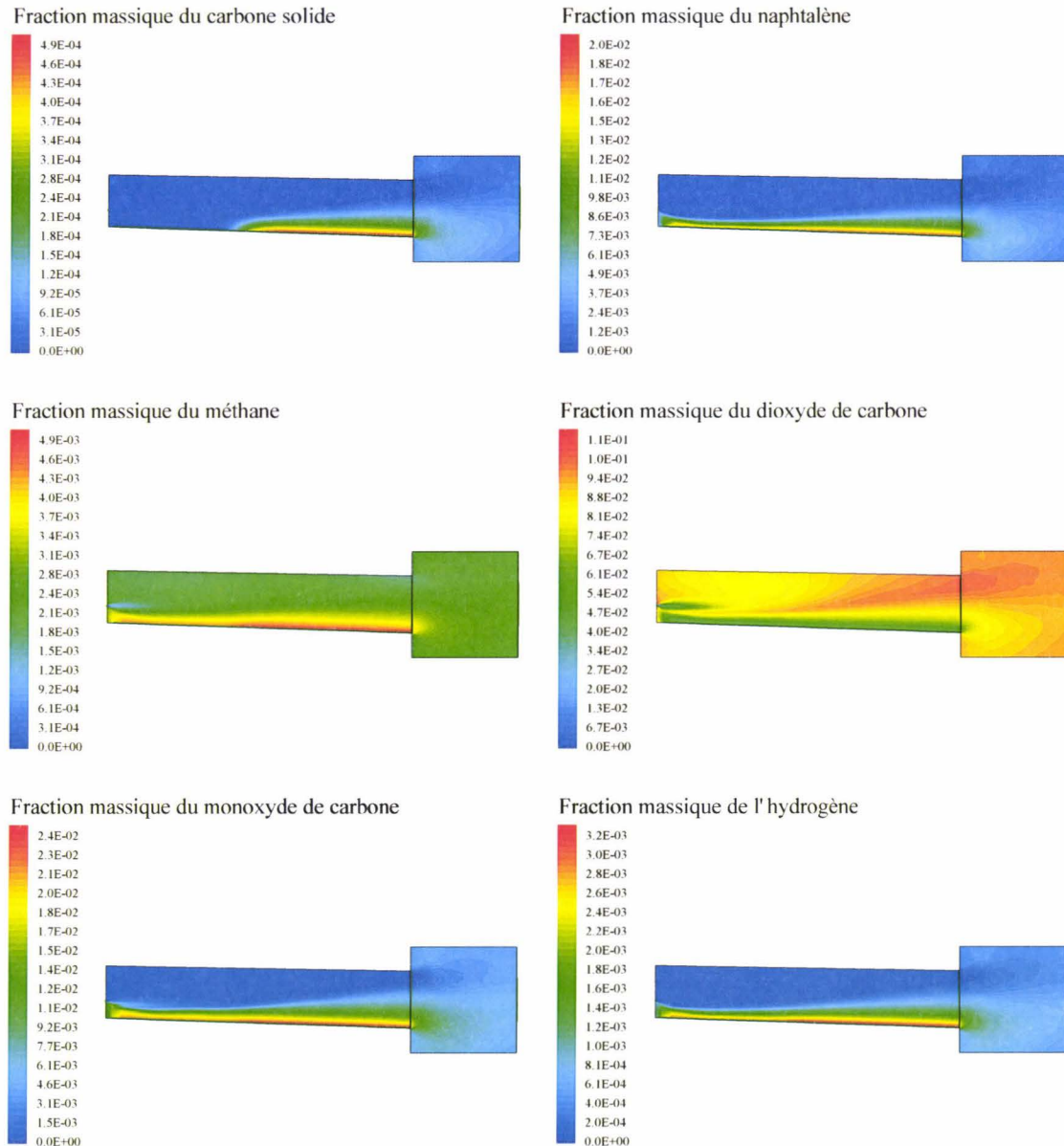


Figure 7-8 : Contours des fractions massiques des espèces majoritaires sur l'axe $z=0m$

Le carbone solide brûle bien sur les 1,5 m le long du four, au-delà de cette position, du fait de la présence des autres espèces, la quantité d'oxygène devient de plus en plus faible et ensuite une baisse de la consommation de carbone solide le long du four. Cette faible teneur en oxygène (voir Tableau 7-10) est bien visible sur les mesures de CO en sortie de four.

En partant de la quantité de carbone solide formé (obtenu à partir du modèle de pyrolyse dévolatilisation) et de la fraction massique de carbone oxydée lors de la combustion sous Fluent, nous avons pu déterminer le « *burn-off* » du char donné par la formule :

$$\text{Burn-off} = \frac{W_0 - W_1}{W_0} \times 100 \quad (7-21)$$

avec W_0 la quantité ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$) de char formé lors du calcul sous MatLab et W_1 celle après la réaction de combustion sous Fluent.

Numériquement le modèle permet bien de mener une analyse de dimensionnement mais expérimentalement, nous ne disposons d'aucune mesure le long du four du résidu carboné permettant de se prononcer sur la validation de ce dernier (modèle).

Interprétation des résultats

Une température supérieure à 870°C apparaît nécessaire à l'établissement d'une bonne combustion, permettant l'activation des réactions d'oxydation du CO. Quelque soit la température dans le four, les taux de consommation des principaux hydrocarbures, qui sont les intermédiaires, sont proches de 100 % et sont constants malgré les variations de température. L'oxydation des C_xH_y conduisant à la formation du CO est complète. La teneur en CO ne va alors dépendre que de ses réactions d'oxydation en CO_2 . Sous une température de 870°C , les réactions de réduction sont très peu actives, d'où des teneurs en CO élevées. Au-delà d'une température de 870°C , les émissions de CO sont une fonction décroissante de la température au sein du four.

Ce résultat est logique puisqu'une élévation de température va favoriser les réactions d'oxydation du CO pour former du CO_2 . En effet, on note un pourcentage de CO_2 au sein des fumées qui croît avec la température de combustion du four (voir Figure 7-9). La baisse de température notée à 0,09 m du four est due à une mauvaise définition de la condition aux limites à imposer au niveau de l'interface gaz-solide. En effet, cette dernière s'est vue appliquée une condition de paroi adiabatique au lieu d'une condition d'entrée des matières volatiles et du carbone solide. Cette erreur est due à l'inclinaison imposée au sein du solveur Fluent qui ne prend pas en compte toute la longueur du four comme ce fut le cas au sein de l'outil MatLab (ce qui pose la problématique de l'interdépendance entre deux outils de calculs différents).

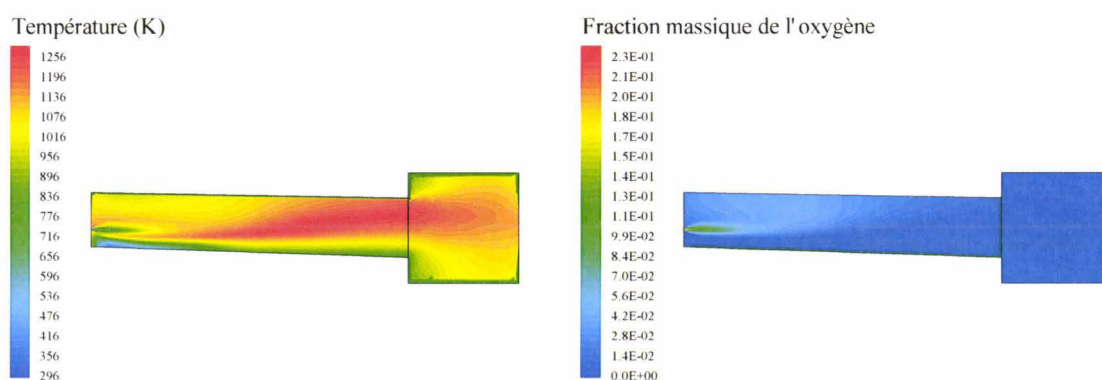


Figure 7-9 : Contour de températures et de la fraction massique d'oxygène sur $z=0$ m

Pour la maîtrise du procédé, il est presque toujours prévu des ajouts d'air primaire et secondaire afin d'assurer une bonne combustion du déchet, et des ajouts d'air tertiaire dans la chambre de postcombustion visant à bien rebrûler les gaz issus de la chambre primaire.

L'effet de la vitesse de rotation combiné à celui de la quantité d'air primaire dans le four semble avoir un impact favorable sur la maîtrise de l'opération comme le montre le tableau 7-10. Cet effet du débit d'air primaire sur la quantité de CO en formation reste très marqué pour l'essai à $75 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et 0,62 rpm. Ces résultats suggèrent de travailler à faible vitesse de rotation et à faible débit d'air primaire.

Le tableau 7-10 résume l'influence des paramètres de contrôle et opératoire sur l'efficacité de la combustion des différents déchets utilisés.

Nous avons à partir du point de mesure ④, situé à 0,41 m ($x=5,27$ m) de la sortie du four et à $y=0,725$ m, déterminé les concentrations locales du CO et du CO₂ en sortie de four. Les résultats sont consignés dans le tableau 7-10. Nous notons respectivement, pour le CO une surestimation et dans le cas du CO₂ une sous-estimation des résultats expérimentaux.

Tableau 7-10 : Effet de la variation de la quantité d'air sur le CO

Paramètres mesurés	Bois broyé			Pneu broyé		
	50	50	75	30	50	50
Débit (kg.h ⁻¹)	50	50	75	30	50	50
Vitesse de rotation (rpm)	0,42	0,62	0,62	0,62	0,62	0,42
CO (ppm) ²⁸	80	1211	223/1468 ²⁹	1552	1992	1026
CO ₂ (%)			12,03/5,66 ²⁹			
Air primaire (O ₂) (Nm ³ .h ⁻¹)	36	36	21	37	37	15
Température gaz en sortie four (°C)	1006	986	950	1088	1048	1130
O ₂ en sortie de four (%)	6,71	5,61	8,31	9,31	10,96	9,23

Nous avons donc comparé la quantité de matière organique restante en sortie de four à celle donnée par l'analyse des cendres (pour raisons de manque de mesures dynamiques des quantités correspondantes sur le long du four) donnée par le tableau 7-7, correspondant au bois broyé à 75 kg.h⁻¹.

Un petit calcul (100-13) % permet de montrer une corrélation entre ces derniers. En effet à la position 4,21 m (sortie de four) et suivant la position $y=0,005$ m au dessus du lit, on obtient 99,96 % de matières organiques ayant été consommées dans le cas de la modélisation et une quantité de 87,00 % dans les cendres recueillies.

Enfin une simple observation de la figure 7-10 suivante nous conduit à l'hypothèse (de calcul) suivante : ***On suppose que tout le carbone solide a réagi et qu'à la position $z=4$ m on atteint les 100 % de burn-off.***

Dans ce cas de figure, l'analyse dimensionnelle nous conduit aux calculs suivants :

- ❖ Temps de résidence du four pour un débit de 75 kg.h⁻¹ et une vitesse de rotation de 0,62 rpm est égal à $\tau_{bois} = 0,038L/Dn\theta$, calculé au chapitre 4, ce temps est égal à 18,48 min.
- ❖ La longueur du four dite de consommation est $L=4$ m

Le diamètre dimensionné dans cet exemple et donné par $D = 0,038L/n\theta$ nous conduit à un diamètre du four de 0,76 m.

²⁸ À 12 % d'oxygène de référence

²⁹ Mesurée/calculée

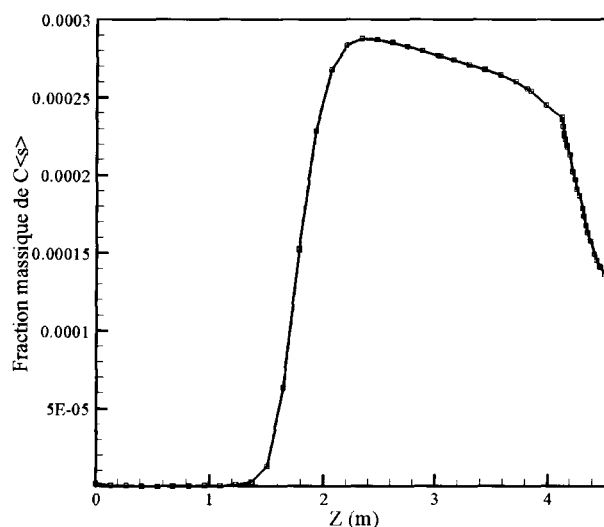


Figure 7-10: Fraction massique du résidu carboné oxydé (char solide)

En annexe 4, nous présentons les valeurs moyennes des émissions gaz dans le cas du bois et du pneu pour des débits et vitesses de rotation respectifs de $75 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $50 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et $0,62 \text{ rpm}$, $0,42 \text{ rpm}$.

7.5.3 Paramètres de dimensionnement du four

Le choix entre un fort gradient de température et un long temps de résidence repose sur des considérations économiques. Une augmentation du temps de résidence à travers l'utilisation d'une grande chambre de combustion entraîne un grand coût ; de même l'augmentation de la température augmente la quantité de combustible qui augmenterait les coûts opératoires. Cette partie de notre étude joue un rôle très important dans le dimensionnement et la mise en place des données nécessaires pour la modélisation d'une installation d'incinération ; sur le tableau 7-11 ci-dessous figure les éléments liés à la chambre primaire de combustion, domaine de notre étude. Nous avons enfin choisi de présenter sous une forme générale tous les paramètres nécessaires au dimensionnement d'un four d'incinération. Ces paramètres sont regroupés sur le tableau suivant :

Tableau 7-11 : Paramètres de dimensionnement des fours rotatifs

<i>Modèles (utilisés)</i>	<i>Équations modèle (étudié)</i>	<i>Équations simplifiées (globaliste)</i>
<i>Temps de résidence</i>	(Eqs. 4-11 & 4-12)	$\tau = 0,19L/Dn\theta$
<i>Turbulence et mélange</i>	(Eq. 7-2)	$R_e = UD/\nu$
<i>Chambre de combustion</i>	$V = Q_s \times PCI / C_{th}$	$V = \pi r^2 L$

Le produit $Q_s \times PCI$ est la quantité maximale de déchets en charge dans l'incinérateur (quantité d'énergie libérée par les déchets + quantité d'énergie apportée par le combustible d'appoint, gaz du brûleur), C_{th} désigne la capacité maximale de déchets en $\text{kJ m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ ou en $\text{kJ m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ selon le type d'incinérateur utilisé (voir tableau 0-9 en Annexe 4), Q_s est la charge du four en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ et PCI est le pouvoir calorifique inférieur des déchets en $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$. Sur ce tableau, V est le volume de la chambre de combustion et U est la vitesse du fluide.

Pour le calcul globaliste de la turbulence du mélange, des tableaux standards donnant la température des fluides en fonction de la viscosité cinématique sont données par Lee *et al.* (1999). Une fois que la viscosité et le nombre de Reynolds correspondants à la température adiabatique du mélange sont connus, on en déduit la vitesse des gaz. Ainsi connaissant le temps de résidence des gaz (qui est de 2 s d'après la règle des 3T) on peut retrouver la longueur du four. Enfin, dans ce dimensionnement, il faudra toujours garder en tête la loi des « 3T », température, turbulence du mélange et temps de résidence des gaz. Généralement pour le calcul du temps de résidence des gaz à respecter, l'hypothèse d'un gaz parfait fait l'affaire et permet d'écrire les relations suivantes. En première approximation à partir de la loi de Charles entre l'état de référence (à la température T_1) et l'état de sortie des gaz (à la température T_2) on écrit :

$$\frac{Q_{v2}}{Q_{v1}} = \frac{T_2}{T_1} \quad (7-22)$$

d'où le temps de résidence des gaz est donné par :

$$t = \frac{L}{Q_{v2}} S \quad (7-23)$$

où (Q_{v2} , Q_{v1}) et (T_2 , T_1) étant respectivement les débits et les températures des gaz en conditions de sortie et standard du four, L est la longueur du four et S la section de la chambre de combustion.

On peut aussi déterminer le temps de résidence des gaz à partir des débits de gaz en sortie et standard, connaissant le volume V du four :

$$t = V(T_1 P_2) / Q_{v1}(T_2 P_1) \quad (7-24)$$

Les remarques concernant le choix des réfractaires sont résumées en annexe 4.

7.6 Conclusion du chapitre 7

Dans ce chapitre, la conversion de bois broyé en situation de combustion en four tournant a pu être discutée. La modélisation sous fluent des transformations telles la conversion du tar (naphtalène), l'oxydation des matières volatiles et du char.

On peut toutefois remarquer les valeurs très proches entre le modèle et le four réel (expérimentales) pour ce qui est des températures de sortie du gaz et du solide, ainsi que pour les bilans de matière en sortie de four. Ce qui montre que le modèle, dans son état actuel, est assez représentatif de la situation réelle. Les écarts entre les mesures du four réel et les résultats du modèle, comme le débit de gaz et la température de calcination du solide, pourront certainement être réduits en disposant de plus de données expérimentales, principalement le long du four.

Lorsque la température de combustion des gaz est élevée, les quantités de char et goudrons oxydés deviennent élevées. Dans le cas du char, en moyenne, 99,9 % de la masse sont réduites. Cette valeur est en étroite corrélation avec la mesure de matières organiques résiduelles faites sur les cendres en sortie de four.

Ce chapitre donne une analyse numérique et expérimentale explicite pour la conception des fours tournants.

Le modèle global dans son ensemble constitue un point important pour le dimensionnement du four tournant.

Conclusions et perspectives

De nos jours l'évolution permanente des législations en matière d'émissions polluantes suscite autant d'intérêt en vue d'une compréhension et d'un contrôle des phénomènes couplés d'écoulement et de transferts (matières et chaleur) de la combustion. Conçu de façon empirique, les fours rotatifs constituent un réel challenge dû à leur grande capacité de réduction de déchets et à la large gamme de déchets utilisables. L'objectif principal travail s'articule autour de la compréhension de la combustion en four tournant pour un futur dimensionnement de ce dernier.

Ce mémoire divisé en deux grandes parties a eu à traiter les phénomènes de mouvement de la charge, de mélanges, de transferts de matières et de chaleur et de réactions au sein du four tournant. Cette étude regroupe par ordre de chapitre :

Au premier chapitre nous avons traité l'aspect réglementaire des fours d'incinération allant de la maîtrise de l'opération jusqu'à la maîtrise des émissions polluantes. Au deuxième chapitre du manuscrit, on a passé en revue tous les modèles dynamiques permettant de connaître et décrire les transferts de masse et l'écoulement d'une charge granulaire en cylindre tournant. Le modèle dynamique de Saeman choisi, nous avons abordé le troisième chapitre à travers une étude de sensibilité du dit modèle et un choix judicieux des conditions aux limites. En s'appuyant sur une campagne d'essais à froid, nous avons aisément abordé le chapitre 4 dans lequel le modèle de Saeman a été appliqué avec succès et validé sur deux types d'installations, le four pilote de PROCEDIS et le four industriel de Rotterdam.

Une fois que la partie dynamique a été conclue avec succès en vue d'une utilisation finale des relations proposées pour le temps de résidence, nous avons entamé la deuxième partie de ce travail qui consiste en la modélisation de la pyrolyse, dévolatilisation et à la combustion des matières volatiles et du résidu carboné formés.

Cependant à cause des phénomènes chimiques fortement non linéaires en fonction des concentrations des espèces intervenants dans les réactions et de la température. Il est évident qu'il existe un problème majeur pour représenter l'interaction des phénomènes chimiques avec la turbulence. Ainsi, au vu de ces multiples aspects, on s'est alors accordé une rétrospective, sur les outils et modèles existants actuellement, incluse dans le cinquième chapitre. Le dernier paragraphe de ce chapitre contient le modèle mathématique de dégradation de la charge mis en place sous l'outil de simulation MatLab.

Face à l'empirisme lié à la conception des fours tournants, nous avons au fur et à mesure de l'avancement du travail, abordé les modèles de mécanique des fluides pour un couplage interactif entre la modélisation sous l'outil MatLab et celle sous Fluent (combustion des matières volatiles et résidu carboné) et un bilan global permettant de proposer une analyse de dimensionnement du four. Le choix de la plupart des sous-modèles de combustion utilisés sous l'outil Fluent est tiré de la littérature et aussi sur une expérience personnelle qui finalement nous a conduit directement à adopter le modèle de turbulence k- ϵ standard à deux équations (énergie cinétique turbulent k et sa dissipation ϵ), au modèle d'Eddy Dissipation Concept et au modèle de rayonnement P-1.

La dernière étape de cette modélisation, regroupant le chapitre 7 de ce manuscrit consiste à partir de données expérimentales issues de la littérature, des profils de débits massiques (CO, CO₂, H₂, CH₄, C₁₀H₈, C(s) et H₂O) et des profils de températures du lit calculé par le modèle de dégradation thermique de la charge de déchets.

Dans ce travail, des outils numériques de simulation ont été développés afin d'analyser et simuler la dynamique de l'écoulement et aussi de simuler la dégradation et la combustion des deux déchets utilisés. Plusieurs expériences ont été faites et ont permis de valider les différents modèles utilisés.

En résumé, ce travail nous a permis de faire une synthèse des différents modèles et sous modèles issus de la littérature et surtout de proposer un modèle mathématique qui dans une première simulation donne des résultats probants quant à la modélisation dynamique de la charge en four tournant.

La suite de notre travail étant la modélisation sous Fluent de la combustion de la phase par utilisation des profils (température, charge, débit d'espèce volatilisé) obtenus lors de la modélisation sous MatLab fût concluante dans le cas du bois broyé. Par la même occasion, cette simulation a pu bénéficier de données expérimentales obtenues lors de la campagne d'essais sur le four et celles effectuées sur bancs d'essais et d'analyses du laboratoire.

Le travail réalisé dans la première partie de ce mémoire étudie l'influence des caractéristiques géométriques en générale et celles dynamiques et rhéologiques par utilisation de trois types de déchets (TAG¹⁴, bois et pneu broyés) et sur deux installations (four pilote et four industriel).

L'importance de cette étape de la modélisation réside dans l'intérêt que suscite la connaissance de la dynamique de l'écoulement d'une charge granulaire en four ou cylindre tournant et sur le futur dimensionnement en amont. En effet, la connaissance des paramètres dynamiques (épaisseur du lit, temps de résidence, diffusion, dispersion, temps de contact ...) contribuent à la bonne connaissance du degré de mélange, des transferts de masse et de chaleur susceptibles de se dérouler dans le four.

Les conclusions suivantes concernant le modèle dynamiques ont pu être dégagées de cette première modélisation :

- Une augmentation de l'angle d'inclinaison ou de la vitesse de rotation ou encore de ces deux variables a un effet prononcé sur le profil de la charge. L'angle d'inclinaison et la vitesse de rotation conditionnent le temps de résidence de la charge dans le four ;
- En adaptant la vitesse de rotation et l'inclinaison du four et en réduisant la hauteur du diaphragme en sortie on peut maintenir plat le lit de déchet le long du four. Le profil de charge du déchet demeure un facteur essentiel pour une meilleure optimisation des phénomènes de transferts de masse et de chaleur dans le four tournant ;
- La structure du lit (épaisseur et longueur de corde) a pu être prédite ;
- Des relations phénoménologiques et dynamiques ont pu être proposées selon le type de déchets et le four utilisés ;
- Les différentes zones de transformations de la chaleur lors de la phase de dégradation de la charge de déchets ont été mises en évidence ;
- Les influences des paramètres opératoires et de contrôle sur les profils thermiques et de transformation de la matière ont été mises en évidence ;
- En comparant les résultats expérimentaux et ceux calculés, une validation simple et progressive a pu être menée avec succès ;
- Par une simple comparaison entre la quantité de char oxydée (matières organiques résiduelles), une simple analyse de dimensionnement est proposée et pourrait être applicable dans le cas du four tournant.

Perspectives

Ce manuscrit a contribué à l'élaboration d'un outil de simulation de la dynamique de la charge de déchets d'une part et d'autre part à la mise en évidence d'un modèle thermique (pyrolyse-dévolatilisation) qui sous-tendus par des résultats expérimentaux est validé à ce stade de la simulation (dans le cas du bois broyé à un débit de 75 kg.h^{-1} pour une vitesse de rotation de 0,62 rpm). La validation complète réunissant la combustion du lit (combustion hétérogène) et la combustion des matières volatiles (gaz et goudron) s'est faite au travers de conditions aux limites au sein de l'outil de simulation Fluent.

Ce travail constitue une base de données car en effet, il permet :

- ✓ Une description des phénomènes physiques et chimiques du procédé d'incinération en four tournant que sont le séchage, la pyrolyse, la dévolatilisation, la conversion du tar, l'oxydation du char et des matières volatiles, le transfert radiatif à l'intérieur du four, l'écoulement turbulent des deux phases réactives, l'interaction turbulence/chimie et l'interaction turbulence/déchet solide (modèle dynamique).

Tous ces paramètres font que dans un élan de développement des technologies et d'améliorations des connaissances sur ce domaine, il serait d'un grand avantage d'orienter des études futures autour d'axes à travers lesquels :

- ✓ Il serait possible de mettre en jeu une canne en matériau réfractaire ou en Inconel, de prélèvement par ampoules, refroidie à l'eau par aspiration des gaz afin de disposer de plus de mesures tout au long du four. Dans cet ordre d'idée, la mise en place de trappes aux extrémités du four permettra de faire des prélèvements sans arrêt dans le four. Pour les positions intermédiaires, le fait de disposer d'ouvrages serait idéal pour les mesures mais le prélèvement dans ce cas ne pourra se faire que si on arrête le four sur une courte durée (inférieure peut être à 5 min). Ces mesures faites on pourrait alors disposer des résultats d'analyses chromatographiques des gaz le long du four. Cependant il est à noter que les résultats obtenus ne tiendraient pas compte des teneurs en eau et en goudrons car impossible de les doser sur des durées de prélèvement aussi courtes. Les résultats obtenus sont donc à confronter aux résultats obtenus expérimentalement par le modèle thermique de dégradation du déchet (courbe expérimentalement de formation du CO , du CO_2 , de H_2 , du CH_4 et des goudrons).
- ✓ Il serait aussi très intéressant, dans le cas où des mesures de concentrations des émissions gaz sont disponibles, de tenir compte de toutes les espèces dans la modélisation.
- ✓ Il serait utile d'adapter le four pour pouvoir mesurer les évolutions de débits de solide en sortie et sur les derniers mètres du four à défaut de le faire tout au long de ce dernier. Cette procédure expérimentale pertinente permettrait de valider le modèle d'écoulement du solide et sa conversion chimique.
- ✓ En partant d'un déchet à PCI variable comme par exemple avec les farines animales, il serait utile d'analyser l'efficacité de la combustion afin de mieux prédire le dimensionnement du four. Ainsi à travers l'utilisation d'une large gamme de déchets, on pourrait, à partir du modèle qui s'est avéré efficace dans la prédiction du séchage, proposer une longueur minimale utile afin de dimensionner le four.

Numériquement, bien que le modèle donne des résultats satisfaisants, il laisse place à certaines améliorations :

- ✓ Une amélioration qui pourrait être apportée au modèle serait l'adaptation d'une interface graphique qui faciliterait le couplage du programme. Ainsi, au lieu d'ouvrir le fichier de lecture à chaque simulation pour y changer la ou les conditions de fonctionnement désirées, l'interface graphique faciliterait la tâche de l'utilisateur en faisant le lien machine-utilisateur par des fenêtres et des menus.
Ce qui permettrait de changer plus rapidement et surtout plus facilement les conditions d'entrée de la simulation. Cette procédure existe belle et bien sur l'un ou l'autre outil pris à part.
- ✓ La mise en place d'un modèle de génération des poussières en l'occurrence dans le cas de la fine de bois ou encore de la combustion de charbon pulvérisé.
- ✓ La faisabilité des calculs étant concluante, d'autres calculs pourront donc être faits sur différents types de déchets (pneu broyé, farines animales...) et aussi sur d'autres configurations de fours tournants. Ces calculs pourront alors mieux prendre en charge le profil de températures de la paroi intérieure du four qui du point de vue thermique conditionne les transformations de la charge à l'intérieur du four.

Comme on a pu le voir, le modèle global du four regroupe trois parties : le modèle du lit, le modèle thermique et le modèle de combustion.

Le modèle global offre donc une transparence, il est facile à structurer et à vérifier. Cette structure permet d'utiliser chacun des trois modèles séparément pour faire des simulations partielles. De plus, comme il existe des écarts considérables entre les valeurs numériques des propriétés physiques des deux milieux, le gaz et lit de déchets, une structure séparée aide à éviter des difficultés numériques provenant de ces écarts.

- ✓ Cependant, l'aller et retour entre différents outils de simulation constitue un handicap ; il serait de mise de revoir l'automatisme (entre les différents solveurs) par adaptation du calcul au sein d'un même outil de simulation comme c'est le cas avec l'outil de simulation PHOENICS, FLIC³⁰ (programme de modélisation du lit). Ces programmes permettent d'accéder directement et/ou de définir les équations du modèle et aussi de simuler la mécanique des fluides.
- ✓ En conclusion de cette étude, nous pouvons dire que les phénomènes de mélange et de comportement sont dans un premier temps simplifiés et déterminés. Dans un second temps ils ont fait l'objet d'une modélisation mathématique (des phénomènes de transfert et de combustion). Cependant l'existence de zones non gérées par la modélisation MatLab explique le manque de données sur le reste du four. En effet, le modèle montre une très grande sensibilité aux conditions initiales. La modélisation 2D pourrait alors être une alternative de calcul utile.

³⁰ Fluide Dynamic Incinerator Code

Annexes

Annexe 1 : Caractéristiques physiques : épaisseur, débit et hauteur de la charge

a) Détermination de l'épaisseur de la couche active (Ding *et al.* 2002a)

Le calcul de l'épaisseur de la couche active passe par la résolution de trois équations que sont l'équation de continuité permettant le calcul de la vitesse du solide, de bilan de masse et de la quantité de mouvement.

$$\frac{d\rho}{dt} + \rho \nabla \cdot \vec{u} = 0 \quad (0-1)$$

$$\rho \frac{d\vec{u}}{dt} = \rho \vec{g} - \nabla \cdot \vec{p} \quad (0-2)$$

$$\frac{d}{dx} \int_0^\delta u dy = n \left[(L-x) - (h+\delta) \frac{d\delta}{dx} \right] \quad (0-3)$$

$$\frac{d}{dx} \int_0^\delta u^2 dy = n^2 (h+\delta) \left[(h+\delta) \frac{d\delta}{dx} - (L-x) \frac{d\delta}{dx} \right] + g \cos(\theta) (\tan(\theta) - \tan(\varphi)) \delta \quad (0-4)$$

Les angles θ et φ sont respectivement l'angle d'inclinaison du cylindre et l'angle de frottement interne définis au Chapitre 2.

En bref, la procédure de résolution des équations (0-1), (0-3) et (0-4) se fait suivant le schéma suivant :

- ✓ Etape I : choisir un profil convenable pour u (vitesse transversale), généralement, un polynôme ou une autre fonction simple déduite des expériences. Dans ce travail, un polynôme du second degré est adopté ;
- ✓ Etape II : appliquer les conditions aux limites au profil de la vitesse u choisi afin d'obtenir les coefficients du polynôme qui sont fonction de l'épaisseur δ de la couche active ;
- ✓ Etape III : appliquer les équations (0-3) et (0-4) pour obtenir l'épaisseur δ et donc u ;
- ✓ Etape IV : utiliser l'équation (0-1) afin d'obtenir v (vitesses suivant la direction y).

Intégration de l'équation différentielle de la masse

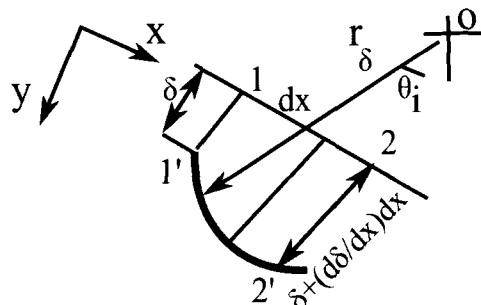


Figure 0-1: Volume de contrôle de l'écoulement

En référence à la Fig. 3-2, compte-tenu du volume de contrôle 1-2-2'-1' et de l'unité de longueur du tambour, le bilan de masse donne :

$$\text{Le bilan de masse suivant } 2 - 2' = \text{ bilan de masse suivant } 1 - 1', 1'-2' \text{ et } 1 - 2 \quad (0-5)$$

Le bilan de masse suivant 1-1' est donné par :

$$\int_0^{\delta} \rho u dy \quad (0-6)$$

Le bilan de masse suivant 2-2' est égal à :

$$\int_0^{\delta} \rho u dy + \frac{d}{dx} \left(\int_0^{\delta} \rho u dy \right) dx \quad (0-7)$$

Enfin le bilan de masse correspondant à 1'-2' est :

$$\rho u_{\delta} \left(\frac{d\delta}{dx} \right) dx - \rho v_{\delta} dx \quad (0-8)$$

Le bilan de masse suivant 1-2 est nul (1-2 étant la surface du lit). Dans les bilans de masse précédents, u_{δ} et v_{δ} sont la vitesse suivant la direction x pour $x=x$ et la vitesse suivant la direction y pour $y=\delta$, respectivement.

A $x=x$ et $y=\delta$ les particules se déplacent comme un corps rigide avec la vitesse ωr_{δ} , où r_{δ} est le rayon.

La décomposition de cette vitesse suivant les directions x et y et en considérant les relations géométriques (Fig. 2-8 Cf. Chapitre 2, paragraphe 2.3.1 et Fig. 3-2) :

$$u_{\delta} = -nr_{\delta} \cos(\omega) = -n(h + \delta) \quad (0-9)$$

$$v_{\delta} = -nr_{\delta} \sin(\omega) = -n(L - x) \quad (0-10)$$

Ainsi en insérant les équations (0-6) à (0-10) dans (0-5) et en faisant l'hypothèse d'une densité en bloc constante on obtient l'équation (0-3).

Intégration de l'équation différentielle de la quantité de mouvement

En appliquant au même volume de contrôle le bilan de la quantité de mouvement suivant la direction x on a :

Quantité de mouvement en sortie=quantité de mouvement en entrée=quantité totale des forces dans le volume de contrôle

Quantité de mouvement dans 1-1' donne :

$$\int_0^{\delta} \rho u^2 dy \quad (0-11)$$

Quantité de mouvement dans 2-2' donne :

$$\int_0^{\delta} \rho u^2 dy + \frac{d}{dx} \left(\int_0^{\delta} \rho u^2 dy \right) dx \quad (0-12)$$

Quantité de moment suivant 1'-2' engendrée par l'écoulement dans la direction x donne :

$$\rho n^2 (h + \delta)^2 \left(\frac{d\delta}{dx} \right) dx \quad (0-13)$$

Quantité de moment suivant 1'-2' engendrée par l'écoulement dans la direction y donne :

$$\rho n^2 (h + \delta)(L - x) dx \quad (0-14)$$

Le bilan des forces agissantes dans le volume de contrôle donne :

$$\rho g \sin(\theta) dx \delta - P_{xy} \Big|_{y=\delta} dx \quad (0-15)$$

avec P_{xy} la force de cisaillement agissante sur la surface 1'-2' suivant la direction x. Dans l'écriture de l'équation (0-15), la force de cisaillement suivant la normale est négligée. Cette hypothèse est justifiée par l'analyse dimensionnelle de Boateng, 1998.

En présence de faible et moyenne vitesse de rotation, la contribution quasi-statique domine ; ce qui permet d'appliquer la loi de Coulomb pour les frottements (c'est-à-dire $P_{xy}=P_{yy} \tan(\theta)$).

P_{yy} peut être simplement réécrite par $P_{yy} = [-\sin(u) \cos(\varphi)](\rho g)y$. En combinant les équations (0-11) à (0-15) on obtient l'équation (0-4).

Intégration des équations de la vitesse, de l'épaisseur de la couche active et des équations dérivées (0-16) et (0-17).

Rappelons les équations (0-16) et (0-17) de la vitesse et de l'épaisseur de la couche active données au Chapitre 2 :

$$u = \frac{n(h+\delta)}{1-\Lambda^2} \left[\Lambda^2 - \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \right] \quad (0-16)$$

$$\delta = \frac{1}{3\Lambda^2+1} \left[\sqrt{6(1-\Lambda^2)(3\Lambda^2+1)(lx - \frac{x^2}{2}) + 4h^2} - 2h \right] \quad (0-17)$$

avec $H=R-h$

$$\delta = \left\{ - \left[\frac{3\Lambda-1}{\Delta} u_s + \frac{4-3\Lambda}{1-\Lambda} nh \right] + \sqrt{\left[\frac{3\Lambda-1}{\Delta} u_s + \frac{4-3\Lambda}{1-\Lambda} nh \right]^2 + \frac{12n^2(2lx-x^2)}{1-\Lambda}} \right\} / 2 \left(\frac{n}{1-\Lambda} \right) \quad (0-18)$$

En appliquant les quatre étapes précédemment citées et en supposant que la vitesse suivant x a la forme suivante :

$$u = a_0 + a_1 y + a_2 y^2 \quad (0-19)$$

et en appliquant les conditions aux limites suivantes (Voir Figure 2-8, Chapitre 2) :

- ✓ Mouvement du solide à l'interface de la couche active : $y=\delta$, $u=-n(h-\delta)$
- ✓ Mouvement de recirculations, écoulement en retour : $y=\eta$, $u=0$,
- ✓ À la surface du lit : $y=0$, $u=u_s$

En insérant ces conditions aux limites dans l'équation (0-19) on a :

$$-n(h+\delta) = a_0 + a_1 \delta + a_2 \delta^2 \quad (0-20)$$

$$0 = a_0 + a_1 \eta + a_2 \eta^2 \quad (0-21)$$

$$u_s = a_0 \quad (0-22)$$

Nous pouvons donc, à partir des équations (0-20) à (0-22), déterminer les coefficients :

$$a_0 = u_s \quad (0-23)$$

$$a_1 = - \left[\frac{1+\Lambda}{\Lambda} u_s - \frac{\Lambda}{1-\Lambda} n(h+\delta) \right] \left(\frac{1}{\delta} \right) \quad (0-24)$$

$$a_2 = \left[\frac{u_s}{\Lambda} - \frac{n(h+\delta)}{1-\Lambda} \right] \left(\frac{1}{\delta} \right)^2 \quad (0-25)$$

avec $\Lambda = \alpha/\delta$; ainsi en insérant les équations (0-23) à (0-25) dans l'équation (0-19) on obtient :

$$u = u_s - \left[\frac{1+\Lambda}{\Lambda} u_s - \frac{\Lambda}{1-\Lambda} n(h+\delta) \right] \left(\frac{y}{\delta} \right) + \left[\frac{u_s}{\Lambda} - \frac{n(h+\delta)}{1-\Lambda} \right] \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \quad (0-26)$$

Pour de faibles vitesses de rotation, $(du/dy)|_{y=0} \rightarrow 0$, l'application de cette condition à l'équation (0-19) donne :

$$a_1 = 0 \quad (0-27)$$

La combinaison des équations (0-20), (0-21) et (0-20) donne :

$$a_0 = \frac{n(h+\delta)}{1-\Lambda^2} \Lambda^2 \quad (0-28)$$

$$a_1 = 0 \quad (0-29)$$

$$a_2 = - \frac{n(h+\delta)}{1-\Lambda^2} \left(\frac{1}{\delta} \right)^2 \quad (0-30)$$

L'insertion des équations (0-28) à (0-30) dans l'équation (0-19) donne l'équation de la vitesse transversale (0-16). Une simple inspection des équations (0-16) et (0-26) montre qu'il y a deux inconnues (δ et Λ) qui peuvent théoriquement être obtenues à partir de l'intégration des équations différentielles de continuité (Eq. 0-3) et de la quantité de mouvement (Eq. 0-4). Ainsi pour de faibles vitesse de rotation du tambour c'est-à-dire $(du/dy)|_{y=0} = 0$ et en insérant l'équation (0-16) dans l'équation (0-3) et (0-4) on obtient :

$$\frac{d}{dx} \left[\frac{3\Lambda^2 - 1}{3(1 - \Lambda^2)} (h + \delta)\delta \right] = (L - x) - (h - \delta) \frac{d\delta}{dx} \quad (0-31)$$

$$\frac{d}{dx} \left[\frac{\Lambda^4 - \frac{2}{3}\Lambda^2 + \frac{1}{5}}{(1 - \Lambda^2)^2} \delta(h + \delta)^2 \right] = (h + \delta)^2 \frac{d\delta}{dx} - (h + \delta)(L - x) + g \cos(\theta)(\tan(\theta) - \tan(\phi))\delta/n^2 \quad (0-32)$$

La solution des équations (0-31) et (0-32) nécessite des conditions aux limites sur δ et Λ . La condition aux limites sur δ peut simplement s'écrire par $\delta=0$ à $x=0$. Sous ces contraintes, (0-32) est intégrée et donne :

$$\delta = \frac{1}{3\Lambda^2 + 1} \left[\sqrt{6(1 - \Lambda^2)(3\Lambda^2 + 1) \left(Lx - \frac{x^2}{2} \right) + 4h^2 - 2h} \right] \quad (0-33)$$

Cette équation n'est rien d'autre que l'équation (2-10) du Chapitre 2. Pour $(du/dy)|_{y=0} \neq 0$, une procédure similaire est appliquée afin de retrouver l'équation (0-18).

b) Détermination du débit volumique Q_v

L'expression de la distance axiale parcourue par une particule qui décrit une trajectoire circulaire de rayon r dans la couche passive s'écrit :

$$\frac{l_c}{c} = \cos(\theta) \frac{\left[\frac{\cos(\gamma)\sin(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\cos(\theta)\sin(\gamma)}{\tan(\beta)} \right]}{\sin(\theta)\sin(\gamma) + \cos(\theta)\cos(\beta)\cos(\gamma)} \quad (0-34)$$

L'équation (0-34) est analytiquement difficile à résoudre. Cependant, dans la plupart des fours, l'angle d'inclinaison reste très faible. C'est dans ce sens que Spurling *et al.* 2001 écrivent : $\sin(\theta)\sin(\gamma) \approx 0$

L'équation (0-34) peut donc s'écrire :

$$\frac{l_c}{c} = \frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\tan(\gamma)}{\tan(\beta)} \quad (0-35)$$

D'autre part en multipliant l'équation (1-35) par $1/\cos(\gamma)$ donne :

$$\frac{l_c}{c} = \cos(\theta) \frac{\sin(\theta)\cot(\beta) + \frac{\cos^2(\beta)}{\sin(\beta)}\cos(\theta)\tan(\gamma)}{\sin(\theta)\tan(\gamma) + \cos(\theta)\cos(\beta)} \quad (0-36)$$

Ce rapport définit donc une fonction rationnelle de la variable Δ :

$$\frac{l_c}{c} = f(\Delta) = \frac{a\Delta + b}{c\Delta + d} \quad (0-37)$$

On peut donc facilement identifier a , b , c et d avec $\Delta = \tan(\gamma)$.

Un développement limité de la fonction l_c/c donne :

$$f(\Delta) = f(0) + \frac{f'(0)\Delta}{1} + \frac{f''(0)\Delta^2}{2!} + \frac{f'''(0)\Delta^3}{3!} + \dots \quad (0-38)$$

Il existe donc deux solutions de cette équation :

Pour $\Delta=0$ ce qui correspond à une pente nulle ($\gamma=0$), on obtient un profil plat, au voisinage de $\Delta=0$, l'expression de l_c/c donne :

$$\begin{aligned} \frac{l_c}{c} = & \frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \left(\frac{\cos(\beta)}{\sin(\beta)} - \frac{\tan^2(\theta)}{\sin(\beta)\cos(\beta)} \right) \tan(\gamma) \\ & + \left(\frac{\tan^3(\theta)}{\sin(\beta)\cos^2(\beta)} - \frac{\sin(\theta)}{\sin(\beta)\cos(\theta)} \right) \tan^2(\gamma) \\ & \left(\frac{\sin^2(\theta)}{\sin(\beta)\cos(\beta)\cos^2(\theta)} - \frac{\tan^4(\theta)}{\sin(\beta)\cos^3(\beta)} \right) \tan^3(\gamma) + \dots \end{aligned} \quad (0-39)$$

L'angle d'inclinaison étant en général inférieur à 3° (Descoins, 2004) permet d'écrire :

$\cos(\theta) \approx 1$, $\sin(\theta) \approx 0$ et $\tan^i(\theta) \approx 0$ pour $i \geq 2$

L'équation (0-39) peut être réécrite comme suit :

$$\frac{l_c}{c} = \frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\cos(\theta)}{\sin(\beta)} \tan(\gamma) - \frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} \tan^2(\gamma) + \dots \quad (0-40)$$

Le temps de séjour d'une particule dans la couche passive parcourant la distance l_c donnée par l'équation 5-21 au paragraphe 5.2.3 du Chapitre 5 est :

$$t_c = \frac{\omega}{2\pi n} \quad (0-41)$$

On peut alors écrire l'expression de la vitesse axiale de la particule parcourant une trajectoire de rayon r dans la couche passive à partir des équations (0-40) et (0-41) :

$$V_p^{ax} = \frac{l_c}{t_c} = \frac{2\pi n c}{\omega} \left(\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\tan(\gamma)}{\tan(\beta)} \right) \quad (0-42)$$

La distance c ou encore une des longueurs de corde définie par l'angle de chargement ω (Voir Figure 2-9 Cf. Chapitre 2) peut s'exprimer en fonction du rayon r par la relation géométrique suivante :

$$c = 2(r^2 - r_0^2)^{1/2} \quad (0-43)$$

avec r_0 la valeur minimale du rayon parcourue par une particule. Si nous supposons que l'épaisseur de la couche active est négligeable devant la hauteur de solide et que ce rayon est tangent à la surface du lit on écrit alors : $r_0=R-h$.

Le débit élémentaire de solide s'écoulant à travers une section S_s de solide est donnée par :

$$dq = V_p^{ax} dS_s \quad (0-44)$$

avec $dS_s = r\omega dr$

Le débit élémentaire est donc égal :

$$dq = 4\pi n \left(\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\tan(\gamma)}{\tan(\beta)} \right) \left(r^2 - (R-h)^2 \right)^{1/2} r dr \quad (0-45)$$

Une simple intégration entre $R-h$ et R donne :

$$Q_v = \int_{S_s} dq = \int_{R-h}^R 4\pi n \left(\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \frac{\tan(\gamma)}{\tan(\beta)} \right) \left(r^2 - (R-h)^2 \right)^{1/2} r dr \quad (0-46)$$

Finalement, on obtient :

$$Q_v(z,t) = \frac{4}{3} \pi n R^3 \left(\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} + \cot(\beta) \tan(\gamma) \right) \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2} \right)^{3/2} \quad (0-47)$$

La tangente de l'angle de pente γ peut s'exprimer en fonction de la dérivée partielle de h ou de celle de l'angle de chargement ω :

$$\tan(\gamma) = \frac{dh}{dz} \quad (0-48)$$

ou encore :

$$\tan(\gamma) = \frac{R}{2} \sin\left(\frac{\omega}{2}\right) \frac{d\omega}{dz} \quad (0-49)$$

Le débit volumique axial s'écrit :

$$Q_v(z,t) = \frac{4}{3} \pi n R^3 \left(\frac{\tan(\theta)}{\tan(\beta)} + \cot(\beta) \frac{dh(z,t)}{dz} \right) \left(\frac{2h(z,t)}{R} - \frac{h(z,t)^2}{R^2} \right)^{3/2} \quad (0-50)$$

c) Détermination de la hauteur de charge en réactif

En partant des équations (3-2) à (3-5) du Chapitre 3, paragraphe 3.2.1 et en partant du cas stationnaire par dérivation de S_s , on définit les termes :

$$\frac{\partial S_s}{\partial z} = \frac{R^2}{2} (1 - \cos(\omega)) \frac{\partial \omega}{\partial z} \quad (0-51)$$

$$\frac{\partial S_s}{\partial t} = \frac{R^2}{2} (1 - \cos(\omega)) \frac{\partial \omega}{\partial t} \quad (0-52)$$

La dérivée par rapport à la vitesse axiale dépend de l'angle dynamique de repos et donne :

$$\frac{\partial V_s^{ax}}{\partial z} = K \left[f_0 \left(\frac{\partial \beta}{\partial z}, \beta, \omega \right) + f_1 \left(\frac{\partial \beta}{\partial z}, \beta, \omega \right) \frac{\partial \omega}{\partial z} + f_2(\beta, \omega) \left(\frac{\partial \omega}{\partial z} \right)^2 + f_3(\beta, \omega) \frac{\partial^2 \omega}{\partial z^2} \right] \quad (0-53)$$

Les fonctions f_i et la constante K sont données dans le tableau 2-1.

Tableau 0-1 : Tableau récapitulatif des coefficients de l'équation différentielle (0-53)

K	$\frac{8}{3} \pi n R$
$g(\alpha)$	$\frac{\frac{3}{4} \sin(\omega) \sin\left(\frac{\omega}{2}\right)}{\omega - \sin(\omega)} - (1 - \cos(\omega)) \frac{\sin^3\left(\frac{\omega}{2}\right)}{(\omega - \sin(\omega))^2}$
f_0	$-\tan(\theta) \frac{\cot(\beta) \sin^3\left(\frac{\omega}{2}\right) \partial \beta}{\sin(\beta)(\omega - \sin(\omega)) \partial z}$
f_1	$\frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} g(\omega) - \frac{R}{2 \sin^2(\beta)} \frac{\sin^4\left(\frac{\omega}{2}\right) \partial \beta}{(\omega - \sin(\omega)) \partial z}$
f_2	$\frac{R \cot(\beta)}{2} \left[\frac{1}{2} \frac{\cos\left(\frac{\omega}{2}\right) \sin^3\left(\frac{\omega}{2}\right)}{(\omega - \sin(\omega))} + \sin\left(\frac{\omega}{2}\right) g(\omega) \right]$
f_3	$\cot(\beta) \frac{R}{2} \frac{\sin^4\left(\frac{\omega}{2}\right)}{(\omega - \sin(\omega))}$

En explicitant sous la forme d'une équation aux dérivées partielles l'équation 3-4 du Chapitre 3 en fonction de $\omega(z,t)$ uniquement :

$$C_1(\omega) \frac{\partial \omega}{\partial t} = C_2 \left(\omega, \beta, \frac{\partial \beta}{\partial z} \right) \frac{\partial \omega}{\partial z} + C_3(\omega, \beta) \left(\frac{\partial \omega}{\partial z} \right)^2 + C_4(\omega, \beta) \frac{\partial^2 \omega}{\partial z^2} + C_5 \left(\omega, \beta, \frac{\partial \beta}{\partial z} \right) \quad (0-54)$$

Les coefficients de l'équation (0-54) sont aussi donnés sous le tableau 0-2.

Tableau 0-2 : Tableau récapitulatif des coefficients de l'équation (0-54)

C_1	$1 - \cos(\omega)$
C_2	$\frac{8}{3} \pi n R \left[\frac{3 \tan(\theta)}{4 \sin(\beta)} \sin(\omega) \sin\left(\frac{\omega}{2}\right) - \frac{R \sin^4\left(\frac{\omega}{2}\right)}{2 \sin^2(\beta)} \frac{\partial \beta}{\partial z} \right]$
C_3	$\frac{4}{3} \pi n R^2 \cot(\beta) \sin(\omega) \sin\left(\frac{\omega}{2}\right)$
C_4	$\frac{4}{3} \pi n R^2 \cot(\beta) \sin^4\left(\frac{\omega}{2}\right)$
C_5	$-\frac{8}{3} \pi n R \tan(\theta) \frac{\cot(\beta)}{\sin(\beta)} \sin^3\left(\frac{\omega}{2}\right) \frac{\partial \beta}{\partial z}$

Ce qui permet de réécrire l'équation (0-54) sous une forme plus simplifiée :

$$(1 - \cos(\omega)) \frac{\partial \omega}{\partial t} = 2 \pi n R \frac{\tan(\theta)}{\sin(\beta)} \sin(\omega) \sin\left(\frac{\omega}{2}\right) \frac{\partial \omega}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left[\frac{4}{3} \pi n R^2 \cot(\beta) \sin^4\left(\frac{\omega}{2}\right) \frac{\partial \omega}{\partial z} \right] - \frac{8}{3} \pi n R \tan(\theta) \frac{\cot(\beta)}{\sin(\beta)} \sin^3\left(\frac{\omega}{2}\right) \frac{\partial \beta}{\partial z} \quad (0-55)$$

Les dérivées partielles de la variable ω par rapport à z et t peuvent s'exprimer en fonction des dérivées partielles de la variable h :

$$\frac{\partial \omega}{\partial z} = \frac{2}{R \sin(\omega/2)} \frac{\partial h}{\partial z} \quad (0-56)$$

et

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} = \frac{2}{R \sin(\omega/2)} \frac{\partial h}{\partial t} \quad (0-57)$$

En introduisant ces deux relations dans l'équation (0-55) donne :

$$\frac{2(1 - \cos(\omega))}{R \sin(\omega/2)} \frac{\partial h}{\partial t} = \left[\frac{4 \pi n \tan(\theta)}{\sin(\beta)} \sin(\omega) \right] \frac{\partial h}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left[\frac{8 \pi n R \cot(\beta)}{3} \sin^3(\omega/2) \frac{\partial h}{\partial z} \right] - \frac{8 \pi n R \tan(\theta) \cot(\beta)}{3 \sin(\beta)} \sin^3(\omega/2) \frac{\partial \beta}{\partial z} \quad (0-58)$$

Il ne reste plus qu'à exprimer ω en fonction de h .

$$\sin(\omega/2) = \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2} \right)^{1/2}, \quad \cos(\omega) = 1 - 2 \sin^2(\omega/2) = 1 - 2 \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2} \right),$$

$$\cos^2(\omega/2) = 1 - \sin^2(\omega/2) = 1 - \frac{2h}{R} + \frac{h^2}{R^2} \text{ et}$$

$$\sin(\omega) = 2 \sin(\omega/2) \cos(\omega/2) = 2 \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2} \right)^{1/2} \left(1 - \frac{2h}{R} + \frac{h^2}{R^2} \right)^{1/2}$$

On peut donc réécrire l'équation (0-58) comme suit :

$$\left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2}\right)^{1/2} \frac{\partial h}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left[\frac{2}{3} \pi n R^2 \cot(\beta) \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2}\right)^{3/2} \frac{\partial h}{\partial z} \right] + \left[\frac{2\pi n R \tan(\theta)}{\sin(\beta)} \left(\frac{2h}{R} - \frac{h^2}{R^2}\right)^{1/2} \left(1 - \frac{2h}{R} + \frac{h^2}{R^2}\right)^{1/2} \right] \frac{\partial h}{\partial z} \quad (0-59)$$

On peut simplifier cette écriture en posant : $F_h = \frac{h}{R} - \frac{h^2}{R^2}$

$$F_h^{1/2} \frac{\partial h}{\partial t} = \frac{2\pi n R \tan(\theta)}{\sin(\beta)} F_h^{1/2} (1 - F_h)^{1/2} \frac{\partial h}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{2\pi n R}{3} R \cot(\beta) F_h^{3/2} \frac{\partial h}{\partial z} \right) \quad (0-60)$$

En appliquant les relations Or $\frac{\partial h}{\partial z} = \frac{\partial h}{\partial \beta} \times \frac{\partial \beta}{\partial z}$

$$F_h^{1/2} \frac{\partial h}{\partial t} = \frac{2\pi n R \tan(\theta)}{\sin(\beta)} F_h^{1/2} \left[(1 - F_h)^{1/2} \frac{\partial h}{\partial z} - \frac{R}{3} \cot(\beta) F_h \frac{\partial \beta}{\partial z} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{2\pi n R}{3} R \cot(\beta) F_h^{3/2} \frac{\partial h}{\partial z} \right) \quad (0-61)$$

La dérivée partielle de l'angle dynamique de repos du lit par rapport à la position axiale peut s'écrire par le biais de l'équation (2-3) (Cf. Chapitre 2, Paragraphe 2.2.1) :

$$\frac{\partial \beta}{\partial z} = \frac{(\beta_{déchet} - \beta_{char})}{\rho_s} \left(\rho_{char} \frac{\partial \rho_{déchet}}{\partial z} - \rho_{déchet} \frac{\partial \rho_{char}}{\partial z} \right) \quad (0-62)$$

Annexe 2 : Récapitulatif de la campagne d'essais à froid et à chaud

La semaine d'essais à froid s'est déroulée du 2 au 5 septembre 2008 avec deux essais de rattrapage qui se sont déroulés le 30/09 après les deux semaines d'essais à chaud afin de compléter les essais sur bois par l'utilisation de débit plus faible. Le tableau suivant résume les variables opératoires utilisées durant la semaine d'essais à froid. Les données obtenues couplées à des essais sur un banc expérimental de détermination de l'angle dynamique des différents produits utilisés constituent la base de données du modèle dynamique et du modèle global à travers la détermination du temps de résidence du four.

Tableau 0-3 : Déroulement des essais à froid sur la période du 02/09 au 30/09

Dates	02/09	03/09	03/09	03/09	04/09	04/09	04/09	05/09	05/09	05/09	30/09	30/09
Déchets	Bois	Bois	Bois	Bois	Bois	Bois	Pneu	Pneu	Pneu	Pneu	Pneu	Pneu
N (rpm)	0,62	0,42	0,42	0,42	0,42	0,22	0,22	0,22	0,42	0,42	0,42	0,62
Débit (kg.h ⁻¹)	50	50	50	100	100	100	100	50	50	50	30	30

La phase d'essais à chaud a consisté à l'incinération des déchets précédemment utilisés lors des essais à froid pour une meilleure compréhension de la combustion en four tournant par la mise en place de modèles thermique (pyrolyse-dévolatilisation) et de combustion (modélisation CFD des matières volatiles).

Le tableau suivant définit les paramètres opératoires utilisés lors des deux semaines d'essais du 9 au 19 septembre 2008. En somme durant ces deux semaines d'essais, il y a eu deux jours de chauffe du four (le 08 et le 15/09) et 06 jours d'essais exploitables (les 11, 12, 16, 17, 18 et 19/09).

Tableau 0-4 : Déroulement des essais à chaud sur la période du 08/09 au 19/09

Dates	11/09	12/09	16/09	17/09	18/09	19/09
Déchet	Bois	Bois	Bois	Pneu	Pneu	Pneu
N (rpm)	0,42	0,62	0,62	0,62	0,62	0,42
Débit (kg.h ⁻¹)	50	50	75	30	50	50

Annexe 3 : Résolution numérique

L'outil de simulation numérique (MatLab) a permis la résolution des trois modèles utilisés dans ce travail, il s'agit du modèle dynamique, du modèle thermique (pyrolyse-dévolatilisation) et du modèle global du four.

Résolution des équations du modèle dynamique et de pyrolyse-dévolatilisation

La résolution mathématique de notre modèle global constitué de systèmes d'équations différentielles et algébriques nécessite l'utilisation d'outils numériques. Le modèle mis en place est donc constitué de phénomènes qui en un instant se font suivant des mécanismes très lents (écoulement axial et diffusion suivant la direction transversale) ou suivant des mécanismes très rapides (réactions chimiques) pouvant se dérouler en même temps. De tels systèmes sont dits « *stiff* » ou raides et donc nécessitent la mise en œuvre d'une résolution numérique adaptée.

La résolution des différents systèmes a nécessité l'utilisation de solveurs (routines), ode45 et ode15s implémentés dans le logiciel MatLab 7.1. La différence entre ces deux routines réside sur le fait que le premier est non-raide « *nonstiff* » et constitue le point de départ dans la résolution des équations différentielles ordinaires et le second, raide est utilisée que lorsque ode45 échoue ou s'avère très inefficace ou lorsque le problème est raide ou encore lorsqu'on résout un problème constitué d'équations différentielles et algébriques.

La forme générale des équations résolues se présente sous la forme $y' = f(t, y)$ ou sous la forme $M(t, y)y' = f(t, y)$ pour des problèmes évoquant une matrice M.

Avec $0 < t < t_f$ (t désignant la variation du temps entre les positions initiale et finale).

Ainsi, le type de maillage fourni au solveur peut être uniforme ou non. Pour ce qui est de la discrétisation, le solveur fait appel à la méthode de Runge-Kutta. Pour ce type de solveur, on peut par exemple écrire l'équation bilan de la hauteur de charge (Cf. Chapitre 3).

Résolution des Ode45&15s par la méthode Runge-Kutta RK4

Bien que n'étant pas rapide, cette méthode est robuste et simple pour la résolution des systèmes.

Considérons une équation différentielle du premier ordre :

$$\frac{dy}{dx} = f(x, y) \quad (0-63)$$

La méthode de RK4 utilise plusieurs points intermédiaires pour calculer la valeur y_{i+1} à partir de la valeur de y_i .

Pour cela, on considère un point intermédiaire A d'abscisse $x_i + h/2$ dont la valeur de l'ordonnée est donnée par :

$$y_{iA} = y_i + \left(\frac{dy}{dx}\right)_i \times \frac{h}{2} \text{ soit } y_{iA} - y_i = \left(\frac{dy}{dx}\right)_i \times \frac{h}{2} = \frac{k_1}{2} \quad (0-64)$$

puis un point B d'ordonnées :

$$y_{iB} = y_i + \left(\frac{dy}{dx}\right)_{iA} \times \frac{h}{2} \text{ soit } y_{iB} - y_i = \left(\frac{dy}{dx}\right)_{iA} \times \frac{h}{2} = \frac{k_2}{2} \quad (0-65)$$

On calcule alors l'ordonnée d'un point C d'abscisse $x_i + h$ à l'aide de la relation :

$$y_{iC} = y_i + \left(\frac{dy}{dx}\right)_{iB} \times h \text{ soit } y_{iC} - y_i = \left(\frac{dy}{dx}\right)_{iB} \times h = k_3 \quad (0-66)$$

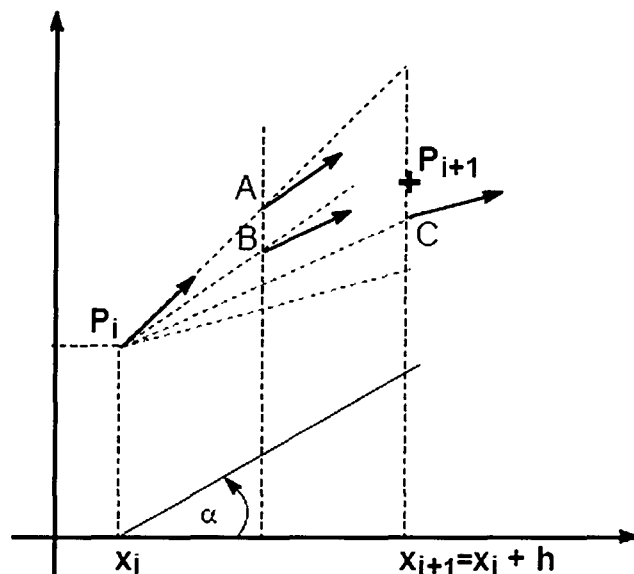
soit $(dy/dx)_{iC}$ la valeur de (dy/dx) au point C.

On pose : $(dy/dx)_{iC} \times h = k_4$

L'ordonnée définitive y_{i+1} du point d'abscisse x_i+h est donnée par la relation :

$$y_{i+1} = y_i + \frac{1}{6} [(dy/dx)_i + 2 \times (dy/dx)_{iA} + 2 \times (dy/dx)_{iB} + (dy/dx)_{iC}] \times h \text{ ou}$$

$$y_{i+1} = y_i + \frac{1}{6} [k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4] \tag{0-67}$$



$$\text{tg} \alpha = \frac{1}{6} [(dy/dx)_i + 2(dy/dx)_{iA} + 2(dy/dx)_{iB} + (dy/dx)_{iC}]$$

Figure 0-2 : Présentation géométrique de la méthode RK4

La méthode RUNGE-KUTTA d'ordre 4 définit deux suites, h étant le pas de discrétisation en x :

- Une première qui permet de définir les valeurs de x : le terme initial (x_0) et la relation de récurrence ; $x_{i+1} = x_i + h$
- Une deuxième qui permet d'évaluer les valeurs de y : le terme initial (y_0) et la relation de récurrence ; $y_{i+1} = y_i + 1/6(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$ avec $k_1 = h \times f(x_i, y_i)$, $k_2 = h \times f(x_i + h/2, y_i + k_1/2)$, $k_3 = h \times f(x_i + h/2, y_i + k_2/2)$ et $k_4 = h \times f(x_i + h, y_i + k_3)$

Application à la cinétique chimique

Considérons la réaction $A+B \rightarrow P$

Composés	A	B	P
Conditions initiales	c	c	0
C(t)	c-y	c-y	y

Supposons la réaction d'ordre globale 2 (1 par rapport à A et 1 par rapport à B) :

$$dy/dt = k \times (c - y)^2 . \text{ La solution analytique de cette équation est : } y = c \times (1 - 1/k \times t \times c + 1)$$

On pourra donc confronter les valeurs obtenues par la méthode analytique et celles obtenues par les méthodes numériques.

$k_1 = dt \times k(c - y_i)^2$	$k_2 = dt \times k \times (c - y_i - \frac{k_1}{2})^2$
$k_3 = dt \times k \times (c - y_i - \frac{k_2}{2})^2$	$k_4 = dt \times k \times (c - y_i - k_3)^2$

$$y_{i+dt} = y_i + \frac{1}{6} [k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4]$$

Distribution continue de gauss des énergies d'activation

La formulation mathématique consiste à utiliser le concept d'une constante de vitesse variant en fonction du temps selon une loi de la forme :

$$C(t) = C_0 \exp\left(\frac{-\beta}{\gamma} t^\gamma\right) \quad (0-68)$$

où β est la constante de vitesse et γ un exposant qui prend des valeurs comprises entre 0 et 1. Cette formule a été utilisée afin d'obtenir une transformée de la température et du temps appelé souvent *taux de la réaction* et qui rend possible la corrélation de vastes ensembles de données cinétiques au moyen de trois constantes : β , γ et l'énergie moyenne d'activation E_{ai} . Pour des valeurs de γ inférieures à l'unité, la fonction précédente est étirée de façon caractéristique encore appelée fonction Kohlrausch, conduisant à l'hypothèse d'une distribution continue des énergies d'activation dans le système.

Correction du modèle de séchage

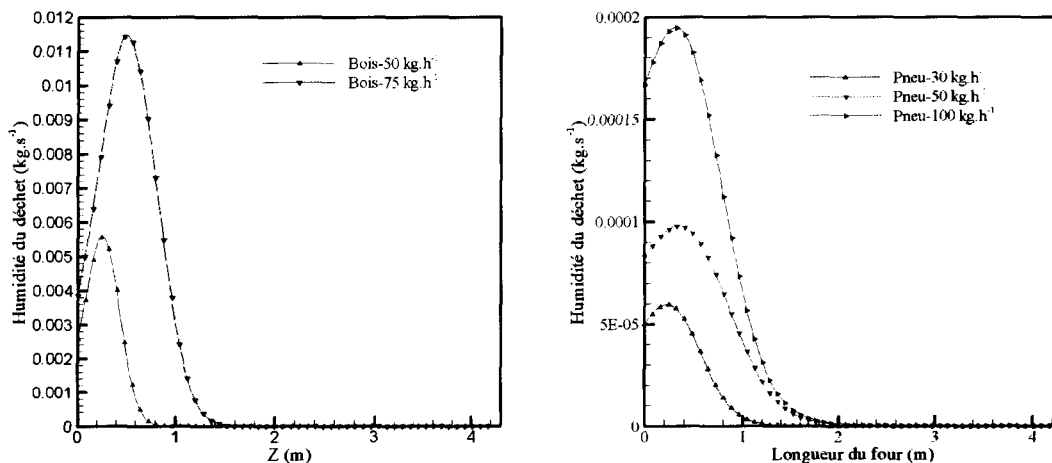


Figure 0-3 : Profils de séchage du déchet de bois à 50-75 kg.h⁻¹ et du déchet de pneu à 30-50 et 100 kg.h⁻¹ calculé par le solveur ode45, respectivement

L'utilisation du solveur ode45 « *nonstiff* » conduit à un plateau de séchage à une température plus élevée que prévue. Le caractère même de la formulation de l'équation de séchage fait que ce solveur est pratiquement inadapté pour une solution physique ; d'où le recours à un solveur plus adapté (ode15S) qui fournit des solutions exactes dans des domaines d'ordres moyens aux plus élevés. Bryden *et al.* 2002 rencontrent le même problème en utilisant la même formulation pour déterminer la quantité de vapeur d'eau libérée lors du séchage de particules de bois.

Discrétisation de l'équation bilan d'énergie

On peut, sous ces considérations, à travers la méthode des différences finies, écrire l'équation bilan décrivant le transfert entre la paroi et lit :

$$\rho u \frac{\partial T}{\partial z_j} - \frac{\partial}{\partial z_i} \left(\Gamma \frac{\partial T}{\partial z_j} \right) = S \quad (0-69)$$

S est le terme source et Γ est le coefficient de diffusivité donné par : $\Gamma = \lambda_{eff} / C_p$

L'équation (0-69) peut être réarrangée comme suit :

$$\frac{\partial}{\partial z_j} \left(\rho u T - \Gamma \frac{\partial T}{\partial z_j} \right) = S \quad (0-70)$$

En introduisant l'équation de continuité dans les équations précédentes, la forme générale et algébrique de l'équation bilan d'énergie du lit et de la paroi donne :

$$A_p T_{i,j} = A_E T_{i+1,j} + A_W T_{i-1,j} + A_N T_{i,j-1} + A_S T_{i,j+1} - Q_s C_p \frac{dT_s}{dz} \quad (0-71)$$

Les coefficients A sont donnés par :

$$\begin{aligned} A_E &= D_e A |P_e| + [-F_e, 0] \\ A_W &= D_w A |P_w| + [-F_w, 0] \\ A_N &= D_n A |P_n| + [-F_n, 0] \\ A_S &= D_s A |P_s| + [-F_s, 0] \\ A_p &= A_E + A_W + A_N + A_S \end{aligned}$$

Le coefficient de diffusion D_e , de convection F_e ainsi que le nombre de Peclet sont liés par :

$$D_e = \frac{\Gamma \Delta y}{\delta x_c}, \quad F_e = (\rho u_x)_{i+1,j} \Delta y \quad \text{et} \quad P_e = \frac{F_e}{D_e}$$

En ce qui concerne le critère de convergence, il existe plusieurs méthodes telles la méthode de Gauss Siedel (par exemple un critère définie par $|T_{ij}^n - T_{ij}^{n+1}| < 10^{-5}$) ou la méthode de Picard couplée à une formule de relaxation ($T_{ij}^4 = T_{ij,n}(T_{ij,n-1}^3)$ pour $T_{ij}^n = \lambda T_{ij}^n + (1 - \lambda) T_{ij}^{n+1}$).

Exemple de programme de calcul de la dispersion granulaire

function Dispersion charge solide
global R D Nui Speed Dp epaisseur dz Dr Dw
R=0.80/2;
D=2*R; %drum diameter, m
fill=0.2487; %drum fill, vol frac
speed=0.13; %drum speed, rpm
Dp=0.015; %particle diameter, m
n=27; %number of layers in static region
m=131; %number of angular segments in static region
Ucr=60/(2*3.14)*(2*9.81/D)^0.5;%rpm
% 0.13/ucr<0.03
active=5.288e-04*(speed/Ucr)^0.44*D^1.29*fill^-0.55 ;
%fraction of depth that is active layer
Nui=speed/fill;
depth=D/2*(1-cos(Nui/2)); %metres h
dtheta=Nui/m;
static=depth*(1-active);
drho=static/n;
[THETA, RHO]=meshgrid(-Nui/2-pi/2:dtheta:Nui/2-pi/2, D/2-static:drho:D/2);
[X, Y]=pol2cart(THETA,RHO) ;
%Define interface
L=D/2*sin(Nui/2);
d=depth*active; % épaisseur de la couche active par approximation
h=D/2*cos(Nui/2); % (R-H)

```

for i=1:n
r=h+d+(i-0.5)*drho;
epaisseur=0.5*(L^2/d-2*h)-0.5*((L^2/d-2*h)^2-4*(L^2+h^2-r^2))^(1/2);
Nu=acos((h+epaisseur)/(r));
% k1(i)=round(m/2*(beta-2*phi)/beta)+1;
% k2(i)=round(m/2*(1+2*phi/beta));
end
% Calculate axial dispersion coefficient, m2/s
Dz=5.27e-06*(speed/Ucr)^0.44*D^1.29*Dp^0.35*fill^-0.55;
% Calculate radial dispersion coefficient, m2/s
Dr=Dz*((1-active)/active)^2;
% Coefficient de dispersion angulaire
Dw=Dz*(2*L+Nui*R)/(2*L);
    
```

Vecteurs vitesses à l'intérieur du four

On observe qu'il existe plus d'écoulement de recirculation à l'entrée du four et de forts gradients de vitesse au niveau des entrées d'air. Ces observations ont été expérimentalement notées en particulier lors du fonctionnement du brûleur et de l'enfournement du four. De plus, les vecteurs vitesses des matières volatiles libérées à la surface du lit sont presque verticaux, ce qui est une indication de la pénétration des matières volatiles plus haut dans la chambre.

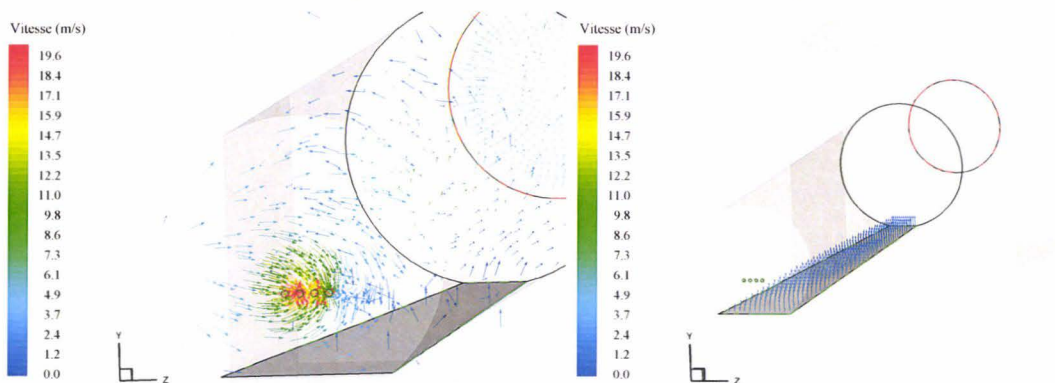


Figure 0-4 : Vecteurs vitesses en entrée du four et sur le lit (suivant y, m.s⁻¹)

Annexe 4 : Dispositifs d'analyse des gaz et mesure de températures

Dans les systèmes de combustion, il est courant d'exiger des concentrations d'être précisées en référence à la concentration d'oxygène ou à la concentration de dioxyde de carbone, ceci afin d'éviter les tricheries par ajout d'air de dilution. C'est ce qui explique qu'une concentration d'un polluant donné soit exprimée à travers une concentration de dioxyde de carbone de référence et dans ce cas on écrit :

$$C_{(ref)} = C_{(mes)} \left[\frac{CO_{2(ref)}}{CO_{2(mes)}} \right] \quad (0-72)$$

ou encore à partir d'une concentration d'oxygène pris comme gaz de référence par :

$$C_{(ref)} = C_{(mes)} \left[\frac{21,0 - O_{2(ref)}}{21,0 - O_{2(mes)}} \right] \quad (0-73)$$

La concentration $C_{(mes)}$ mesurée dans des conditions non standardes de température T et de pression P (donnée en kPa) est convertie au moyen de la formule suivante :

$$C^* = C_{(mes)} \left(\frac{273 + T}{273} \right) \left(\frac{101,3}{P} \right) \quad (0-74)$$

avec C^* est la concentration dans les conditions normales de température et de pression

Sortie de chaudière : analyseur ECOM SG-Plus (Maguin, SA)

Tableau 0-5 : Données techniques de l'analyseur ECOM SG-Plus

Grandeurs	Plage de mesure	Tolérance à pleine échelle	Tolérance à 20% de l'échelle	Résolution
O ₂	0-25 %	5 %	2 %	0,10 %
CO	0-4000 ppm	5 %	2 %	1 ppm
CO ₂	0-10 %	5 %	2 %	0,10 %
NO	0-2000 ppm	5 %	2 %	1 ppm
NO ₂	0-200 ppm	5 %	2 %	1 ppm
SO ₂	0-4000 ppm	5 %	2 %	1 ppm
C _x H _y	0-4%	5 %	—	0,10 %
T _{gaz}	0-999°C	2 %	—	1°C
T _{air}	0-99°C	2 %	—	1°C
Tirage	-20/+20 Hpa	1 %	—	0,1 Hpa
Grandeurs calculées				
Grandeur	Plage de calcul	Résolution	Formule	
CO ₂	0-CO _{2max}	0,10 %	CO ₂ = CO _{2(max)} × (1 - (O _{2mes} /21))	

Sortie de four : analyseur Horiba-PG250

Tableau 0-6 : Données techniques de l'analyseur PG250

Grandeurs	Plage de mesure	Précision	Résolution
O ₂	0-5/10/25 %	±0,2 %	0,10 %
CO	0-5000 ppm	±20 ppm jusqu'à 400 ppm ±5 % à partir de 400 ppm ±10 % >2000 ppm	1% jusqu'à 400 ppm 5 ppm >400 ppm
CO ₂	0-5/10/20 %	±0,2 %	0,10 %
NO _x	0-2500 ppm	±20 ppm jusqu'à 400 ppm ±5 % >400 ppm	1 ppm
NO	0-5000 ppm	±10 ppm jusqu'à 400 ppm	1 ppm
SO ₂	0-3000 ppm	±5 % >400 ppm	1 ppm
Conditions d'utilisation du PG250			
Débit	0,4 l.mn ⁻¹		
Temps de réponse	Toutes les cellules de 45 s et le SO ₂ de 4 mns		
Température ambiante	5 à 40°C		
Humidité	80 % RH à partir de 31°C décroît jusqu'à 50 % RH à 40°C		

Méthodes de mesures

Oxygène (O₂) : cellule paramagnétique ou cellule galvanique

Monoxyde de carbone (CO) : infrarouge non-dispersif

Dioxyde de carbone (CO₂) : infrarouge non-dispersif

Oxydes d'azote (NO) : chimiluminescence

Dioxyde de soufre (SO₂) : infrarouge non-dispersif

Mesures des émissions gaz en sortie de chaudière, ECOM SG-Plus

Tableau 0-7 : Tableau récapitulatif des émissions gaz en sortie de chaudière

Fumées	O ₂	CO	NO	NO ₂	NO _x	SO ₂	C _x H _y	CO ₂
Unités	(%)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(ppm)	(%)
Bois (75 kg.h ⁻¹ & 0,62 rpm)	12	0	45	0	45	17	5	8
Bois (50 kg.h ⁻¹ & 0,42 rpm)	7	52	51	0	51	526	10	10

Les fumées en sortie de chaudière pour le bois et le pneu broyés sont mesurées respectivement à des températures de 110°C et 143°C. L'oxygène de référence est à 11 %.

Mesures de température

Les thermocouples sont dits chemisés avec une plage de mesure variant entre -200°C à +1250°C.

Ils disposent de gaines qui sont, soit en inox réfractaire, soit en inconel peuvent être courbées, tordues ou même aplaties sans altérer la mesure. Le tableau suivant donne des détails sur les thermocouples utilisés.

Tableau 0-8 : Descriptif des thermocouples chemise type K de fabrication

Gaines	Tenue en température	Avec tête	Sans tête		
Inox réfractaire	1200°C à 1250°C	3 therm. de Ø6×2000 mm	3 therm. de Ø8×3000 mm	2 therm. de Ø6×2000 mm	1 therm. de Ø6×3000 mm
Inconel	1100°C	2 therm. de Ø6×2000 mm	—		

Bilan des températures mesurées suivant les positions 1, 2, 3 et 4

Tableau 0-9 : Températures gaz et solide mesurées pour le bois et le pneu broyé

Déchets Positions m	Bois broyé				Pneu broyé					
	11/09		12/09		17/09		18/09		19/09	
	Lit	Gaz	Lit	Gaz	Lit	Gaz	Lit	Gaz	Lit	Gaz
0,4	—	999	—	983	—	975	—	725	—	725
0,8	—	813	—	—	—	—	—	1005	—	—
1,0	—	—	—	1034	—	—	—	1138	—	1024
1,1	—	—	—	—	—	—	1088	—	941	1212
1,2	—	844	827	—	—	957	—	—	—	—
1,3	—	860	—	—	1134	—	—	—	—	—
1,6	—	—	—	—	1081	—	—	—	—	1223
1,7	—	—	—	—	1178	—	—	—	—	1227
1,8	—	—	—	—	—	1082	—	—	—	—
1,9	—	—	—	—	1173	—	1154	—	1201	—
2,0	1066	—	—	1014	1171	—	—	—	—	—
2,1	—	—	—	—	—	—	1140	—	1149	—
2,2	—	—	—	—	1082	—	—	—	—	—
2,6	1016	—	—	—	—	—	—	—	—	—
2,8	—	—	—	—	1066	1039	—	982	—	—
2,9	—	—	—	—	—	—	1032	—	1186	—

Paramètres de dimensionnement globaliste
Détermination du volume de la chambre

Tableau 0-10 : Valeurs typiques de capacité thermique de quelques incinérateurs (Lee et Shun, 1999)

Type incinérateurs	Capacité thermique
Lit fluidisé	350 000-50 000 kJ m ⁻² .h ⁻¹ (aire du lit)
Chambre multiple	30 000-40 000 kJ m ⁻³ .h ⁻¹
Four étagé	30 000-40 000 kJ m ⁻³ .h ⁻¹
Four étagé (par section)	25 000-350 000 kJ m ⁻² .h ⁻¹ (aire du four)
Incinerateur de déchets gazeux	30 000-10 000 000 kJ m ⁻³ .h ⁻¹
Incinerateur de déchets liquides	10 000 000-30 000 000 kJ m ⁻³ .h ⁻¹
Four tournant	500 000-1 500 000 kJ m ⁻³ .h ⁻¹
Four à grille	150 000-300 000 kJ m ⁻² .h ⁻¹ (aire de la grille)

Dans le cas d'un four à déchets cliniques, la chambre primaire de combustion doit être conçue afin de permettre une capacité thermique entre $445\ 000\ \text{kJ m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ et $930\ 000\ \text{kJ m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$. Ainsi une capacité thermique supérieure à $930\ 000\ \text{kJ m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ n'est pas recommandée en procédé car pouvant entraîner une perte de contrôle sur le système ce qui a pour conséquence une forte émission de particules, une mauvaise destruction des micro-organismes et une décharge de produits de la combustion incomplets.

Les réfractaires

Il existe une grande variété de réfractaires et de systèmes d'isolation possible. Leurs principales propriétés peuvent être résumées ci-dessous. Généralement les réfractaires sont très denses (plus de $1600\ \text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$) cependant, leurs propriétés d'insolation demeurent faibles.

- L'intervalle de températures qui définit les limites de fonctionnement ;
- L'abrasion qui définit le type de meulage utilisé ;
- La scorification qui doit être limitée sur les zones les plus exposées du foyer ;
- Les chocs mécaniques ou les broyages à froid ;
- Le degré de rupture ;
- L'adhérence des cendres volantes à éviter afin d'éviter l'encrassement et la détérioration du réfractaire.

En fonction de ces paramètres, on peut ainsi suivant l'installation recommander un réfractaire donné.

Références

- Abouzeid A.S.M.A., Mika T.S., Sastry K.V., and Fuerstenau D.W. (1974) The influence of operating variables on the residence time distribution for material transport in a continuous rotary drum. *Powder Tech.*, 10, pp. 273–288.
- Abouzeid A.Z. M., Fuerstenau D. W., and Sastry K. V. (1980) Transport behavior of particulate solids in rotary drums: scale-up of residence time distribution using the axial dispersion model *Powder Technology* 27, pp. 241–250.
- ADEME, déchets de pneus usagés et de bois (divers documents consultés sur <http://www.ademe.fr/>)
- Agustini S. S. (2006) Regenerative Action of the Wall on the Heat Transfer for Directly and Indirectly Heated Rotary Kilns, Universität Magdeburg, Rapport de PFE.
- Ahmed Hared I. (2007) Optimisation d'un procédé de pyrolyse en four tournant : application à la production de charbons actifs. Ph.D. Thesis, Institut National Polytechnique de Toulouse.
- Antonini G. (2005) Traitement thermique des déchets-Procédés et technologies associées. *Techniques de l'ingénieur*. G 2 051 Environnement.
- Barr P.V., Brimacombe J. K., and Watkinson A. P. (1989) A heat-transfer model for the rotary kiln-I. Pilot kiln trials, *Met. Trans. B*, 20B, pp. 391–402.
- Barr P.V. (1986) Heat transfer processes in rotary kilns, Ph.D. Thesis, University of British Columbia, Vancouver, BC.
- Barr P.V., A.P., Dhanjal S.K., and Watkinson A.P. (2004) The rotary kiln : An investigation of bed heat transfer in the transverse plane. *Metallurgical and Materials Transactions vol 35B*, pp. 1059–1070.
- Baumann G., Janosi I. M., Wolf D. E. (1995) Surface properties and flow of granular material in a two-dimensional rotating-drum model. *Physical Review E* 51(3), pp. 1879–88.
- Benkoussas B., Consalvi J.-L., Porterie B., Sardoy N., Loraud J.-C. (2007) Modelling thermal degradation of wood fuel particles. *International Journal of Thermal Sciences* 46, pp. 319–327.
- Boateng A. A., and P. V. Barr (1996b) A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *Int. J. Heat Mass Transfer*. Vol. 39, No. 10, pp. 2131–2147.
- Boateng A.A (2008) Rotary kilns: Transport phenomena and transport processes, Elsevier.
- Boateng A.A. (1998) Boundary layer modeling of granular flow in the transverse plane of a partially filled rotating cylinder. *International Journal of Multiphase Flow* 24, pp 499–521
- Boateng A.A., and Barr P.V (1996a) Modelling of particle mixing and segregation in the transverse plane of a rotary kiln. *Chemical Engineering Science* 51, No.17, pp. 4167–4181.
- Borghini R., and Destriau M. (1995) La combustion et les flammes. Editions Techniques.
- Braathen H., Schwarz L., Palmer D. “Pyrol X-Tyre” (2006) Remove scrap tyres from European waste streams to recycle high quality Carbon Black and recover energy by fast

- and feedback controlled microwave pyrolysis. ETRA 13th annual European Conference on tyre recycling, Belgium.
- Brimacombe J. K., and Watkinson A. P. (1978) Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: I. Pilot Plant and Experimentation *Met. Trans B*, 9B, pp. 201–208.
- Bryden K.M., and Ragland K. (1996) Numerical modelling of a deep, fixed-bed combustor. *Energy & Fuel*, 10, pp. 269–175.
- Bryden K.M., Ragland K.W., Rutland C.J. (2002) Modeling thermally thick pyrolysis of wood. *Biomass and Bioenergy* 22, pp. 41–53.
- Bui R.T., Perron J., Read M. (1993) Model-based optimization of the operation of the coke calcining kiln. *Carbon* Vol. 31(7), pp. 1139–1147.
- Cadavid F. (2004) Simulation numérique de la réduction des émissions de NO_x dans un four pilote de 4 MW et une chaudière tangentielle de 609 MW à charbon pulvérisé, Thèse, Université de Valenciennes et du Hainaut Cambrésis, pp. 28–33.
- Chapman, S., and Cowling, T.G. (1970) *The Mathematical Theory on Non-uniform Gases*. 3rd ed., Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- Conesa J.A., and Marcilla A. (1996) Kinetic study of the thermogravimetric behavior of different rubbers *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 37, pp. 95–110.
- Coulson J., and Richardson J. (1981). *Ingenieria Quimica: Operaciones Basicas*. Editorial Reverté S.A.
- Cui H., Yang J., Liu Z. (1999) Thermogravimetric analysis of two Chinese used tires. *Thermochimica Acta* 333, pp. 173–175.
- Cypres R. (1994) Pyrolyse des pneus usés avec postcraquage simultané des huiles de pyrolyse. The International Conference on Tyre recycling, Brussels, 20-21 January.
- Dai X., Yin X., Wu C., Zhang W., Chen Y. (2001) Pyrolysis of waste tires in a circulating fluidized-bed reactor. *Energy* 26, pp. 385–399.
- de Diego L.F., Garcia-Labiano G., Abad A., Gayan P. and Adanez J. (2003) Effect of moisture content on devolatilization times of pine wood particles in a fluidized bed. *Energy Fuels* 17, pp. 285–290.
- Degiovanni A., and Lachi M. (1992) Influence de l'erreur de mesure de température de surface par thermocouples de contact sur la détermination de la diffusivité thermique par méthode « flash » *J. Phys. III France*, 2, pp. 2247–2265.
- Degiovanni A., Maillet D., André S. (1993) Les erreurs sur la diffusivité thermique mesurée par méthode flash : confrontation théorie-expérience. *J. Phys. III France*, 3, pp. 883–909.
- Descoins N. (2004) Contribution à l'élaboration d'outils de simulation des fours tournants dédiés à la pyrolyse de déchets : Modélisation dynamique du couplage transport de la charge-transfert de chaleur-réactions chimiques. Thèse, Institut National Polytechnique de Toulouse.
- Descoins N., Dirion J.-L., Howes T. (2005) Solid transport in a pyrolysis pilot-scale rotary kiln: preliminary results—stationary and dynamic results. *Chemical Engineering and Processing* 44, 315–321.
- Di Blasi C. (1993) Analysis of convection and secondary reaction effects within porous solid fuels undergoing pyrolysis. *Combust Sci Technol.* 90, pp. 315–40.

- Di Blasi C. (2000) Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science* 55, pp. 2931–2944.
- Diez C., Martinez O., Calvo L.F., Cara J., Moran A. (2004) Pyrolysis of tyres. Influence of the final temperature of the process on emissions and the calorific value of the products recovered *Waste Management* 24, pp. 463–469.
- Ding Y.L., Forster R., Seville J.P.K., Parker D.J. (2002a) Segregation of granular flow in the transverse plane of a rolling mode rotating drum. *International Journal of Multiphase Flow*, 28, pp. 635–663.
- Ding Y.L., Forster R., Seville J.P.K., Parker D.J. (2002b) Granular motion in rotating drums: bed turnover time and slumping-rolling transition. *Powder Technology* 124, pp. 18–27.
- Ding Y.L., Seville J.P.K., Forster R.N., Parker D.J. (2001a) Solids motion in rolling mode rotating drums operated at low to medium rotational speeds. *Chem. Eng. Sci.* 56, pp. 1769–1780
- Ding Y.L., Seville J.P.K., Forster R.N., Parker D.J. (2001b) Some aspects of heat transfer in rolling mode rotating drums operated at low to medium temperatures. *Powder Technology* 124, pp. 168–181.
- Directive 2000/76/CE du parlement Européen et du Conseil du 4 décembre 2000 sur l'incinération des déchets. *Journal officiel des Communautés européennes*, 28/12/2000.
- Dubois, M. (1996) La modélisation mathématique d'un four rotatif de calcination d'alumine. Thèse, Université du Québec à Chicoutimi.
- Elfasakhany A., Klason T., Bai X. S. (2008) Modelling of pulverised wood combustion using a functional group model *Combustion Theory and Modelling*. Volume 12(5), pp. 883–904.
- ENSM de Saint-Etienne Traitement par voie thermique
<http://www.emse.fr/~brodhag/TRAITEME/fich3.htm>
- ETRA, <http://www.etra-eu.org/> Consulté le 15/04/2009.
- Fluent Inc (2005) Modeling heat transfer. *Fluent User's Guide*, Chapitre 12, pp. 76–79.
- Fluent v.6.2 (2005) *Fluent Database*, Fluent Inc.
- Gerun L., Paraschiv M., Vijeu R., Bellettre J., Tazerout M., Gøbel B., Henriksen U. (2008) Numerical investigation of the partial oxidation in a two-stage downdraft gasifier. *Fuel* 87, pp. 1383–1393.
- Gorog J.P., Brimacombe J.K, Adams T.N. (1981) Radiative heat transfer in rotary kilns. *Metallurgical and Materials Transactions B* vol. 12B, pp. 55–64.
- Gorog, J. P., Adams, T. N., Brimacombe, J. K. (1982). Regenerative heat transfer in rotary kilns. *Metallurgical Transactions, B* 13, pp. 153–163.
- Gorog, J. P., Adams, T. N., Brimacombe, J. K. (1983). Heat transfer from flames in a rotary kiln. *Metallurgical Transactions, B* 14, pp. 411–424.
- Graeme Miller (2005) Agglomeration drum selection and design process. *Agglomerator Paper ALTA*.
- Gran I.R., and Magnussen B.F. (1996) A numerical study of a bluff-body stabilized diffusion flame. Part 2. Influence of combustion modelling and finite-rate chemistry *Combust. Sci. and Tech.* 119, pp. 191–217.

- Habibi A., Merci B., Heynderick G.J. (2007) Impact of radiation models in CFD simulations of steam cracking furnaces. *Computers and Chemical Engineering* 31, pp. 1389–1406.
- Hanrot F. (1992) Analyse physico-chimique et modélisation de la pyrolyse de grains de charbon en four tournant. Thèse, Institut National polytechnique de Lorraine.
- Henein, H., Watkinson, A.P., Brimacombe, J.K., (1983) Experimental study of transverse bed motion in rotary kilns, *Metall. Trans. B*, 14B, pp. 191–205.
- Howell R., and Siegel J. (1981) Thermal radiation heat transfer. Hemisphere Publishing Corp., 2nd edition, University of Texas at Austin <http://www.me.utexas.edu/~howell/>
- Hsiau, and Hunt (1996) Granular thermal diffusion in flows of binary-sized mixtures. *Acta Mech.* 114, 121–137.
- Ingram A., J.P.K. Seville, Parker D.J., Fan X., Forster R.G. (2005) Axial and radial dispersion in rolling mode rotating drums. *Powder Technology* 158, pp. 76–91.
- Ji P., Feng W., Chen B. (2009) Production of ultrapure hydrogen from biomass gasification with air. *Chemical Engineering Science* 64, pp. 582–592.
- Kaminsky W., and Sinn H. (1980) Thermal conversion of solid wastes and biomass (Eds J.L. Jones and S.B. Radding) ACS Symposium Series 130 (American Chemical Society Publishers, Washington, D.C.).
- Kaminsky W., and Mennerich C. (2001) Pyrolysis of synthetic tire rubber in a fluidised-bed reactor to yield 1,3-butadiene, styrene and carbon black. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 58–59, pp. 803–811.
- Karra V.K., and Frerstenau, D.W. (1977) Material transport in a continuous rotating drum. Effect of discharge plate geometry. *Powder Tech.*, 16, pp. 23–28.
- Khakhar D.V., Orpe A.V., Ottino J.M. (2001) Continuum model of mixing and size segregation in a rotating cylinder: concentration-flow coupling and streak formation. *Powder Technology* 116, pp. 232–245.
- Khakhar D.V., Ottino J.M., Shinbrot T. and McCarthy J.J. (1997) Transverse flow and mixing of granular materials in a rotating cylinder, *Phys. Fluids*, 9, pp. 3600–3614.
- Khalil A. (2008) Mise en œuvre d'un dispositif expérimental de mesure des caractéristiques dynamiques d'un lit de particules en rotation, simulant un four rotatif d'incinération de déchets. Rapport de stage Master.
- Khalil E.E. (1982) Modeling of furnace and combustors. Abacus Press, London.
- Klason T., and Bai X.S. (2007) Computational study of the combustion process and NO formation in a small-scale wood pellet furnace *Fuel* 86, pp. 1465–1474.
- Kohring G.A. (1995) Studies of diffusional mixing in rotating drums via computer simulations. *J. Phys. 1 France*, 5, pp. 1551–1561.
- Kramers H., and Croockewit P., (1952). The passage of granular solids through inclined rotary kilns, *Chemical Engineering Science* 1, 259–265.
- Kreith F., and Black W.Z. (1980) Basic Heat Transfer. Harper and Row, New York, NY.
- Kuo K.K.Y. (1986) Principles of combustion. New York, Wiley.
- Larsen M. B., Schultz L., Glarborg P., Skaarup-Jensen L. Dam-Johansen K., Frandsen F., Henriksen U. (2006) Devolatilization characteristics of large particles of tyre rubber under combustion conditions. *Fuel* 85 pp. 1335–1345.

- Lauder B.E., and Sharma B.I. (1974) Application of the energy dissipation of turbulence to the calculation of flow near a spinning disc. *Letters in Heat and Mass Transfer*, pp. 131–138.
- Lebas E. (1995) Etude et modélisation de la pyrolyse du charbon en four tournant. Thèse, Institut National Polytechnique de Lorraine.
- Lee, C.C., and Shun, D.L., (1999). *Handbook of environmental engineering calculations*, McGraw-Hill.
- Leger C.B., Cundy V.A., Sterling A.M. (1993) A three-dimensional detailed numerical model of field-scale rotary kiln incinerator. *Environmental Science Technology* 27, pp. 677–690.
- Leung D.Y.C., Yin X.L., Zhao Z.L., Xu B.Y., Chen Y. (2002) Pyrolysis of tire powder: influence of operation variables on the composition and yields of gaseous product. *Fuel Processing Technology* 79, pp. 141–155.
- Li K.W. (1974) Application of khodorov's and Li's entrainment equation to rotary coke calciners. *AIChE J.* 20(5), pp. 1017–1020.
- Li S.-Q., Yan J.-H., Li R.-D., Chi Y., Cen K.-F. (2002a) Axial transport and residence time of MSW in rotary kilns Part I. Experimental. *Powder Technology* 126, pp. 217–227.
- Li S.-Q., Yan J.-H., Li R.-D., Chi Y., Cen K.-F. (2002b) Axial transport and residence time of MSW in rotary kilns: Part II. Theoretical and optimal analyses. *Powder Technology* 126, pp. 228–240.
- Li A.M., Li X.D., Li S.Q., Ren Y., Shang N., Chi Y., Yan J.H., Cen K.F. (1999) Experimental studies on municipal solid waste pyrolysis in a laboratory-scale rotary kiln. *Energy* 24, pp. 209–218.
- Liu X.Y., and Specht E. (2006) Mean residence time hold-up of solids in rotary kilns. *Chemical Engineering*, 61, pp. 5176–5181.
- Lu H, Ip E., Scott J., Foster P., Vickers M., Baxter L.L. (2008) Effects of particle shape and size on devolatilization of biomass particle *Fuel*, [doi:10.1016/j.fuel.2008.10.023](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.10.023)
- Lui X. Y., Spechta E., Mellmann J. (2005) Experimental study of the lower and upper angles of repose of granular materials in rotating drums. *Powder Technology* 154, pp. 125–131.
- Manitius A., Kurcysz E., Kawecki W. (1974) Mathematical Model of the Aluminum Oxide Rotary Kiln *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 13 (2), pp. 132–142.
- Marias F. (2003) A model of a rotary kiln incinerator including processes occurring within the solid and the gaseous phases. *Computers and Chemical Engineering* 27, pp. 813–825.
- Marias F., Roustan H., Pichat A. (2005) Modelling of a rotary kiln for the pyrolysis of aluminium waste. *Chemical Engineering Science* 60, pp. 4609 – 4622.
- Martins M.A., Oliveira L.S., Franca A.S. (2001) Modeling and simulation of petroleum coke calcination in rotary kilns, *Fuel*, 80, pp. 1611–1622.
- McCarthy J.J., and Ottino, LM. (1998) Particle dynamics simulation: a hybrid technique applied to granular mixing. *Powder Technology* 97, pp. 91–99.
- Mellmann J. (2001) The transverse motion of solids in rotating cylinders-forms of motion and transition behavior. *Powder Technology*, 118, pp. 251–270.
- Morf P., Hasler P., Nussbaumer T. (2002) Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips. *Fuel* 81, pp. 843-853.

- Mujumdar K. S., and Ranade V.V. (2006) Simulation of rotary cement using a one-dimensional model. *Chemical Engineering Research and Design*, 84(A3), pp. 165–177.
- Murena F., Garufi E., Smith R.B., Gioia F. (1996) Hydrogenative pyrolysis of waste tires. *Journal of Hazardous Materials* 50, pp. 79–98.
- Napoli A. (1998) *Pyrolyse d'un déchet carboné en vue de sa valorisation : Application aux pneumatiques usagés*. Thèse, Université Paul Sabatier de Toulouse.
- Nelder J. A., and Mead R. (1965). A simplex method for function minimization. *Computer Journal*, 7, pp. 308–313.
- Ortiz O. A., Martinez N. D., Mengual C. A., Petkovic L. M. (2003) Performance analysis of pilot rotary kiln for activated carbon manufacture, using a steady state mathematical model. *Latin American Applied Research*, 33(3), pp. 295–300.
- Papadikis K., Gu S., Bridgwater A.V. (2009) CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors: Modelling the impact of biomass shrinkage. *Chemical Engineering Journal* 149, pp. 417–427.
- Patisson F., Lebas E., Hanrot F., Ablitzer D., Houzelot J-L. (2000a) Coal pyrolysis in a rotary kiln: Part I. Model of the pyrolysis of a single grain. *Metallurgical and materials Transactions B*, 31B, pp. 381–390.
- Patisson F., Lebas E., Hanrot F., Ablitzer D., Houzelot J-L. (2000b) Coal Pyrolysis in a Rotary Kiln: Part II. Overall Model of the Furnace. *Metallurgical and materials Transactions B*, 31B, pp. 391–402.
- Perron, J., and Bui R. T. (1990) Rotary Cylinders: Solid Transport Prediction by Dimensional and Rheological Analysis. *Can. J. Chem. Eng*, 68, pp 61.
- Perron J., Bui R.T., Nguyen H.T. (1992a) Modélisation d'un four de calcination du coke de pétrole : I. Le modèle. *Can J Chem Eng* 70, pp. 1108–1119.
- Perron J., Bui R.T., Nguyen H.T. (1992b) Modélisation d'un four de calcination du coke de pétrole : II. Simulation du procédé *Can J Chem Eng* 70, pp. 1120–1131.
- Peters B., and Bruch C. (2003) Drying and pyrolysis of wood particles: experiments and simulation. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 70, pp. 233–250.
- PHOENICS, <http://www.cham.co.uk/>
- Qin Y.H., Huang H.F., Wu Z.B., Feng J., Li W., X. K.C. (2007) Characterization of tar from sawdust gasified in the pressurized fluidized bed *Biomass and Bioenergy* 31, pp. 243–249.
- Rao S., Bhatia S., and Khakhar D. (1991) Axial transport of granular solids in rotating cylinders. Part 2: Experiments in a non-flow system. *Powder Technology*, 67, pp. 153–162.
- Rapagnà S., and Mazziotti di Celso G. (2008) Devolatilization of wood particles in a hot fluidized bed: Product yields and conversion rates *Biomass and Bioenergy* 32, pp. 1123–1129.
- Ray A.K., Prasad H.S., Ray H.S., Sen P.K. (1994) Residence time in a rotary kiln for sponge iron making-Prediction from kinetic data. *Steel India*, 17(1), pp. 16–20.
- Reimann D.O., and Hammerli H. (1995) *Verbrennungstechnik für Abfälle in Theorie und Praxis*. Schriftenreihe Umweltschutz, Bamberg.
- Riffaud J.B., Koehret B., Coupai B. (1972) Modeling and simulation of an alumina kiln. *Brit. Chem. Eng. And Proc. Tech.*, vol. 17(5), pp. 413–418.

- Ronco J.J. (1965) *Technologia de las operaciones y los procesos de la industria quimica*, *Industria y Quimica* 20, pp. 605–614.
- Rovaglio M., Manca D., Biardi G. (1998) Dynamic modeling of waste incineration plants with rotary kilns: Comparisons between experimental and simulation data *Chemical Engineering Science*, Vol. 53, No. 15, pp. 2727–2742.
- Saeman W.C. (1951) Passage of solids through rotary kilns: factors affecting time passage. *Chem Eng Prog.* 47, pp. 508–514.
- Saidi M.S., Hajaligol M.R., Mhaisekar A., Subbiah M. (2007) A 3D modeling of static and forward smoldering combustion in a packed bed of materials. *Applied Mathematical Modelling* 31 pp. 1970–1996.
- Sai P.S.T., Surender G.D., Darnodmam A.D., Suresh V., Philip Z.G., Sankaran K., (1990) Residence time distribution and material flow studies in a rotary kiln. *Met. Trans. By 21B*, pp. 1005–1011.
- Sami M., Annamali K., Wooldridge M. (2001) Co-firing of coal and biomass fuel blends. *Progress in Energy and Combustion Science* 27, pp. 171-214.
- Sass A. (1967) Simulation of the Heat Transfer Phenomena in a Rotary Kiln. *I & EC Process Design and Development*, vol. 6(4), pp. 532–535.
- Sherritt R. G. (2001) *Three-Dimensional Particle Diffusion in a Rotating Drum Reactor*. Thèse, Departement of Chemical and Petroleum Engineering, Calgary, Alberta.
- Sherritt R.G., Chaouki J., Mehrotra A.K., Behie L.A. (2003) Axial dispersion in the three-dimensional mixing of particles in a rotating drum reactor. *Chemical Engineering Science* 58, pp. 401–415.
- Siegel R., and Howell J. (2002) *Thermal Radiation Heat Transfer*. 4th edition, Taylor and Francis, New York.
- Siegel R., and Howell J.R. (1992) *thermal radiation heat transfer*. Washington DC, hemisphere Publishing Corporation.
- Silcox G. D., Lighty J. S., Pershing D. W., Cundy V. A., Linz D. G. (1990) Fundamentals for the Thermal Remediation of Contaminated Soils: Particle and Bed Desorption Models. *Environ. Science and Tech.*, 24, pp. 750–757.
- Simard G. (1992) *La modélisation de la combustion dans un four de calcination de coke de pétrole*. Thèse, Université du Québec à Chicoutimi.
- Spurling R. J. (2000) *Granular flow in an inclined rotating cylinder: steady state and transients*. Thèse, University of Cambridge.
- Spurling R.J., Davidson J.F., Scott D.M. (2001) The transient response of granular flows in an inclined rotating cylinder. *Trans IChE* 79, pp. 51-61.
- Sreekanth M., Ruben Sudhakar D., Prasad B.V.S.S.S., Kolar A.K., Leckner B. (2008) Modelling and experimental investigation of devolatilizing. *Fuel*, [doi:10.1016/j.fuel.2008.02.005](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.02.005)
- Stubington J.F., Huang G., Scaroni A.W. (1991) Devolatilisation times of mm-size coal particles. *Fuel* 70, pp. 1105–1108.
- Suga T., and Moriyama A. (1974) Axial dispersion and residence time distribution of spherical particles in rotary kiln. *Tetsu-to-Hague*, 60(9), pp. 1283–1288.

- Sullivan J.D., Maier C.G., and Ralston O.C., (1927). Passage of Solid Particles through rotary cylindrical kiln. U.S Bur. Mines, Techn. Papers 384, pp.1–42.
- Sze M.W., Ang H.M., Tade M.O. (1995) Particle dynamics in a cold rotary kiln. Chemeca 95 Proceedings, 4, pp. 27–32.
- Tackie E.N., Watkinson A.P., Brimacombe J.K. (1989) Experimental study of the elutriation of particles from rotary kilns. The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 67, pp. 806–817.
- Tscheng S.H., and Watkinson A.P. (1979) Convective Heat Transfer in a Rotary Kiln, The Canadian Journal of Chemical Engineering 57, pp. 433–443.
- Turns S. R. (2000) An Introduction to Combustion-Concepts and Applications, 2nd Edition. McGraw Hill.
- Ucar S., Karagoz S., Ozkan A.R., Yanik J. (2005) Evaluation of two different scrap tires as hydrocarbon source by pyrolysis Fuel 84, pp. 1884–1892.
- Van Puyvelde D. R., Young B. R., Wilson M. A. and Schmidt S. J. (2000) Modelling transverse segregation of particulate solids in rolling drum. Trans IChemE, Vol 78, Part A, pp. 643–650.
- Vijeu R., Gerun L., Tazerout M., Castelain C., Bellettre J. (2008) Dimensional modelling of wood pyrolysis using a nodal approach Fuel 87, pp. 3292–3303.
- Wang S., Lu J., Li W., Li J. Hu J. (2006) Modelling of pulverized coal combustion in cement rotary kiln Energy & Fuel, 20, pp. 2350–2356.
- Wes G., Drinkenburg A., Stermerding S. (1976) Solids mixing and residence time distribution in a horizontal rotary drum reactor. Powder Technology 13, pp. 177-184.
- Westbrook C.K., Dryer F.L. (1984) Chemical kinetic modelling of hydrocarbon combustion. Progress in Energy and Combustion Science, 10 (1), pp. 1-57.
- Wilbrand K. (1997). Thermische Boden-behandlung in Drehrohr- Verbrennungsanlagen-Simulation und Messung. Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 15, Umwelttechnik, Nr. 170.
- Williams P.T., and Horne P.A. (1995) The influence of catalyst regeneration on the composition of zeolite-upgraded biomass pyrolysis oils. Fuel Vol. 74 No. 12, pp. 1839-1851.
- Williams P.T., Besler S., Taylor D.T. (1990) The pyrolysis of scrap automotive tyres. Fuel Vol. 69, pp 1474–1482.
- Williams P.T., Besler S., Taylor D.T. (1993) The batch pyrolysis of tyre waste-fuel properties of the derived pyrolytic oil and overall plant economics. Journal of Power and Energy, vol. 207, pp 55–63.
- Yamane K., Tsuji Y., Tanaka T., Altobelli, S.A., Nakagawa, M. (1998) Steady particulate flows in a horizontal rotating cylinder, Phys. Fluids, 10, pp. 1419–1427.
- Yang J., and Roy C. (1999) Using DTA to quantitatively determine enthalpy change over a wide temperature range by the “mass-difference baseline method”. Thermochemica Acta 333, pp. 131–140.
- Yang J., Tanguy P. A., Roy C. (1995a) Heat transfer, mass transfer and kinetics study of the vacuum pyrolysis of a large used tire particle. Chemical Engineering Science 50, No. 12, pp. 1909–1922.

- Yang J., Tanguy P. A., Roy C. (1995b) Numerical model for the vacuum pyrolysis of scrap tire in batch reactors. *AIChE Journal* 41(6), pp. 1500–1512.
- Yang L., Farouk B., Boateng A.A. (1998) Modelling of solids particles flows, heat transfer, and mass transfer in rotary kilns. *ASME, HTD*, 1, pp. 239–249.
- Yang Y. B., Phan A. N., Ryu C., Sharifi V., Swithenbank J. (2007) Mathematical modelling of slow pyrolysis of segregated solid wastes in a packed-bed pyrolyser. *Fuel* 86, pp. 169–180.
- Yang Y., Reuter M.A., Hartman D.T.M. (2003) CFD Modelling for control of hazardous waste incinerator. *Control Engineering Practice* 11, pp. 93–101.
- Yang Y.B., Zakaria R., Goh Y.R., Nasserzadeh V., Swithenbank J. (2002) Mathematicla modelling of MSW incineration on a travelling bed. *Waste Management* 22, pp. 369–380.
- Yassir M., and Raffaella O. (2006) A model for gas–solid flow in a horizontal duct with a smooth merge of rapid–intermediate–dense flows. *Chemical Engineering Science* 61, pp. 4271–4281.

MODÉLISATION DE LA COMBUSTION EN FOURS ROTATIFS D'INCINÉRATION DE DÉCHETS

Lat Grand NDIAYE

Résumé

Les fours rotatifs permettent l'incinération de déchets solides, liquides ou gazeux. Afin de dimensionner au mieux leur longueur, il est nécessaire que le temps de résidence de la charge solide soit au delà du temps de réduction des particules. La rotation et l'inclinaison du four conditionnent l'écoulement et le degré de mélange de la charge solide. L'angle dynamique de repos et l'angle de descente sont des propriétés caractérisant la fluidité de la charge. Le modèle dynamique développé permet d'étudier l'influence des conditions opératoires et propriétés rhéologiques sur le temps de résidence de la charge et sur le degré de mélange, qui conditionnent par la suite les transferts de chaleur et de masse dans les fours tournants. La validation de ce modèle a été faite en comparant les résultats des simulations numériques à des mesures obtenues dans un four pilote et dans un four à échelle industrielle. Ceci a permis de proposer une relation de la vitesse axiale et surtout du temps de résidence de la phase solide selon le type de déchet utilisé et le type d'installation. Un modèle de décomposition chimique de pyrolyse-dévolatilisation de la charge a ensuite été mis en place. Les profils obtenus sont utilisés comme conditions aux limites d'une modélisation en mécanique des fluides, qui permet la modélisation de la combustion des matières volatiles. En plus des analyses élémentaire et immédiate faites sur les deux types de déchets étudiés (bois et pneu broyés), des mesures obtenues lors des campagnes d'essais ont permis d'étudier l'influence des paramètres de contrôle que sont la température de préchauffage, le débit d'air primaire et l'humidité du déchet sur l'efficacité de la combustion. Les modélisations en relation avec les données expérimentales ont permis d'identifier les différentes zones de transformation de la charge que sont le séchage, la pyrolyse-dévolatilisation et la combustion des matières volatiles et du résidu carboné. Le bilan global permet une première analyse de dimensionnement du four.

Mots-clés : traitement déchet, incinérateur, four rotatif, four industriel, condition opératoire, conception, optimisation, modélisation.

MODELLING OF COMBUSTION IN ROTARY KILNS WASTES INCINERATOR

Lat Grand NDIAYE

Abstract

Rotary kilns are effective tools for waste incineration. They offer good possibilities for treatment and energy recovery for solid, liquid or gaseous waste. In order to design at best the kiln length, it is necessary that the time scale of the waste reduction be closest to the time residence time of the particles. The rotation speed and the slope of the kiln are two operating conditions that determine the solid bed flow and the mixing efficiency. The dynamic angle of repose and the angle of descent are solid phase parameters that characterise its fluidity. The dynamic model developed studies the influence of the operating conditions and rheological properties on the residence time of the solid load and the filling degree, that have consequences on the heat and mass transfer in rotary kilns. The model has been validated through comparisons between numerical results and experimental data. Experimental measurements were made in a pilot rotary kiln and an industrial kiln. A relation for the residence time was proposed which depends on the type of waste and the kind of installation. The second part of the work deals with the development of the chemical decomposition through pyrolysis-devolatilization of the solid load. The numerical results were then used as boundary conditions for CFD simulation that enables the computation of the flow and combustion of volatile matter. After an elementary analysis of the two kinds of waste tested, which are shredded tyre and crushed wood, the experimental data have enabled the study of the influence of the controlling parameters such as the preheating temperature, the primary air flow, and the waste moisture content on the combustion efficiency and the pollutant nature. The numerical simulations and the experimental data have enabled to identify the different zones of the transformation of the solid load which are the drying, pyrolysis, devolatilization, and combustion of volatile matter and carbon residue. An overall assessment leads to a first kiln device analysis.

Keywords: waste treatment, incinerator, rotary kiln, industrial furnace, operating conditions, design, optimization, modelling.

MODÉLISATION DE LA COMBUSTION EN FOURS ROTATIFS D'INCINÉRATION DE DÉCHETS

Lat Grand NDIAYE

Résumé

Les fours rotatifs permettent l'incinération de déchets solides, liquides ou gazeux. Afin de dimensionner au mieux leur longueur, il est nécessaire que le temps de résidence de la charge solide soit au delà du temps de réduction des particules. La rotation et l'inclinaison du four conditionnent l'écoulement et le degré de mélange de la charge solide. L'angle dynamique de repos et l'angle de descente sont des propriétés caractérisant la fluidité de la charge. Le modèle dynamique développé permet d'étudier l'influence des conditions opératoires et propriétés rhéologiques sur le temps de résidence de la charge et sur le degré de mélange, qui conditionnent par la suite les transferts de chaleur et de masse dans les fours tournants. La validation de ce modèle a été faite en comparant les résultats des simulations numériques à des mesures obtenues dans un four pilote et dans un four à échelle industrielle. Ceci a permis de proposer une relation de la vitesse axiale et surtout du temps de résidence de la phase solide selon le type de déchet utilisé et le type d'installation. Un modèle de décomposition chimique de pyrolyse-dévolatilisation de la charge a ensuite été mis en place. Les profils obtenus sont utilisés comme conditions aux limites d'une modélisation en mécanique des fluides, qui permet la modélisation de la combustion des matières volatiles. En plus des analyses élémentaire et immédiate faites sur les deux types de déchets étudiés (bois et pneu broyés), des mesures obtenues lors des campagnes d'essais ont permis d'étudier l'influence des paramètres de contrôle que sont la température de préchauffage, le débit d'air primaire et l'humidité du déchet sur l'efficacité de la combustion. Les modélisations en relation avec les données expérimentales ont permis d'identifier les différentes zones de transformation de la charge que sont le séchage, la pyrolyse-dévolatilisation et la combustion des matières volatiles et du résidu carboné. Le bilan global permet une première analyse de dimensionnement du four.

Mots-clés : traitement déchet, incinérateur, four rotatif, four industriel, condition opératoire, conception, optimisation, modélisation.

MODELLING OF COMBUSTION IN ROTARY KILNS WASTES INCINERATOR

Lat Grand NDIAYE

Abstract

Rotary kilns are effective tools for waste incineration. They offer good possibilities for treatment and energy recovery for solid, liquid or gaseous waste. In order to design at best the kiln length, it is necessary that the time scale of the waste reduction be closest to the time residence time of the particles. The rotation speed and the slope of the kiln are two operating conditions that determine the solid bed flow and the mixing efficiency. The dynamic angle of repose and the angle of descent are solid phase parameters that characterise its fluidity. The dynamic model developed studies the influence of the operating conditions and rheological properties on the residence time of the solid load and the filling degree, that have consequences on the heat and mass transfer in rotary kilns. The model has been validated through comparisons between numerical results and experimental data. Experimental measurements were made in a pilot rotary kiln and an industrial kiln. A relation for the residence time was proposed which depends on the type of waste and the kind of installation. The second part of the work deals with the development of the chemical decomposition through pyrolysis-devolatilization of the solid load. The numerical results were then used as boundary conditions for CFD simulation that enables the computation of the flow and combustion of volatile matter. After an elementary analysis of the two kinds of waste tested, which are shredded tyre and crushed wood, the experimental data have enabled the study of the influence of the controlling parameters such as the preheating temperature, the primary air flow, and the waste moisture content on the combustion efficiency and the pollutant nature. The numerical simulations and the experimental data have enabled to identify the different zones of the transformation of the solid load which are the drying, pyrolysis, devolatilization, and combustion of volatile matter and carbon residue. An overall assessment leads to a first kiln device analysis.

Keywords: waste treatment, incinerator, rotary kiln, industrial kiln, operating conditions, design, optimization, modelling.

Bibliothèque Universitaire de Valenciennes



00900611

conditions, design,