

THÈSE

UNIVERSITE DE PAU ET DES PAYS DE L'ADOUR
École doctorale en Sciences Exactes et leurs Applications (ED211)

Présentée et soutenue le 06 mars 2018
par **Baby-Jean Robert MUNGYEKO BISULANDU**

pour obtenir le grade de docteur
de l'Université de Pau et des Pays de l'Adour
en Mécanique des fluides-Énergétique-Thermique-Combustion-Acoustique
Spécialité : Énergétique

MODELISATION DE L'APPORT D'ENERGIE PAR COMBUSTIBLES ALTERNATIFS DANS LES FOURS TOURNANTS DE PRODUCTION DE CIMENT

MEMBRES DU JURY

RAPPORTEURS

- **Monsieur Fabrice PATISSON**
- **Monsieur Ange NZIHOU**

Professeur à l'Université de Lorraine
Professeur à l'École des Mines Albi Carmaux

EXAMINATEURS

- **Madame Sophie DUQUESNE**
- **Madame Sabine SOCHARD**
- **Monsieur Jean-Pierre BEDECARRATS**

Professeur à l'Université de Lille
Maître de conférences à l'Université de Pau et des Pays de l'Adour
Professeur à l'Université de Pau et des Pays de l'Adour

DIRECTEUR

- **Monsieur Frédéric MARIAS**

Professeur à l'Université de Pau et des Pays de l'Adour



*A ma défunte sœur Perpétue Symphorose-Fédor Mungyeko, que Dieu
a rappelé auprès de lui en 2015.*

*A mes Parents, Gilbert Mungyeko et Clémentine Wumba, pour leur
dévouement.*

*A mes frères et sœur, Huguette, Max-Pol, Landry, Patou et
Blanchard, tous Mungyeko, pour l'amour fraternel.*

*A ma future épouse et mes futurs enfants, l'expression de mes vives
affections familiales.*

Epigraphe.



Et plus de charbon non plus !

Remerciements.

Voici venu le moment d'écrire mes remerciements et j'espère que je ne vais oublier personne. Tout d'abord, je tiens à remercier Monsieur le Professeur Pierre Cézac d'avoir donné son accord pour mon accueil au sein du Laboratoire de Thermique, Énergétique et Procédés (LaTEP), ainsi que pour son engagement dans les moments les plus durs de cette thèse.

Je remercie Monsieur Frédéric Marias, mon directeur de thèse, de m'avoir encadré tout au long de cette thèse et de m'avoir fait confiance. J'ai beaucoup appris à son contact, et pas seulement dans le domaine de modélisation des fours tournants. A ce jour, je ne suis plus tout à fait la même personne qu'il y a trois ans. J'estime avoir bénéficié d'un encadrement de qualité tant sur la modélisation des fours tournants que sur le traitement thermique de déchets et biomasse. Grâce à son aide, j'ai eu la maîtrise du langage de programmation fortran.

Je remercie également le LaTEP et son directeur, Monsieur Jean-Pierre Bedecarrats, ainsi que les membres du laboratoire avec une mention spéciale aux Messieurs Erwin Franquet et Philippe Bernada, pour leurs conseils et aides ponctuels.

Je remercie également Messieurs Stanislas Mutamba et Guy Kuza de la cimenterie de Lukala (CILU), et Messieurs Justin Nkuama et Charles Pongo Pongo de la cimenterie nationale de Kimpese (CINAT) pour m'avoir fourni les informations techniques nécessaires afin de mener à bien mes travaux de recherche. Ils étaient toujours disponibles à échanger avec moi. Je tiens pareillement à remercier Monsieur Stéphane Scibetta de la cimenterie de Lixhe CBR de Liège.

Je remercie l'Université Kongo (UK), par son Recteur, Monsieur Jean Nsonsa, pour avoir financé ma thèse. Je remercie également les professeurs de la Faculté Polytechnique de l'Université Kongo, en particulier Messieurs Eduard Mulapi et Sumuna Temo.

J'adresse mes profonds remerciements à Monsieur Fabrice Patisson, Professeur à l'Université de Lorraine, et à Monsieur Ange Nzihou, Professeur à l'Ecole des Mines Albi Carmaux, pour avoir accepté de poser un regard critique sur mon travail. Je les remercie pour leur travail de rapporteur et pour le temps qu'ils y ont consacré. Je remercie également les autres membres du jury : Madame Sophie Duquesne, Professeur à l'Université de Lille, Madame Sabine Sochard, Maître de conférences à l'Université de Pau et des Pays de l'Adour, et Monsieur Jean-Pierre Bedecarrats, Professeur à l'Université de Pau et des Pays de l'Adour.

Je remercie chaleureusement Monsieur Jean Batina qui m'a apporté un soutien fructueux. Il m'a porté comme un fils. Je remercie également la directrice de l'école doctorale ED211, Madame Anna Chrostowska, pour son dévouement afin que cette thèse soit soutenue.

Je n'oublie pas ma cousine Chantal Mavengi dit « Kuezi » et mon cousin Daddy Landana pour leur dévouement à mon arrivée en France. Je n'oublie pas également mes nièces Arnelle, Audrane, Oindi Christella, Elielle, Arline, Gracielle, et Othnielle pour leur affection en mon égard.

Je pense à mes amis, Jocelyne Zambele, Bob Kiaveka, Andy Bakari, Hervé Nsuadi, Yves Nyaboloko, Aquilas Nsonizeno, Guylain Lema, Lydie Wasafulu, Guy Wanlongo, Hervé Masumu, Luc Luzaya, Robert Lubika. Je pense également aux collègues doctorants et chercheurs, notamment Max Ndamé, Mamadou N'diaye, Hamdi Messabeb, Akrama Memoud, Axel Fache dit « le terminator ».

Enfin, je tiens à remercier la communauté congolaise de Pau, mention spéciale à l'Abbé Achille Makoso, Mymy Kambu et Mamisa Mbangé. Ils ont été ma seconde famille durant mon séjour à Pau.

J'aimerais finir par une citation d'un livre que j'aime, la bible : « Garde ton cœur plus que toute autre chose, car de lui viennent les sources de la vie » (Proverbes 4, 23).

Résumé.

En raison de l'épuisement des combustibles fossiles et en raison de son coût croissant, les déchets ont été utilisés comme combustibles alternatifs dans les fours rotatifs à ciment pendant plusieurs années. Afin de répondre aux exigences de protection de l'environnement et de qualité du produit final, il est nécessaire de comprendre et de quantifier les différents processus intervenant dans le four.

Dans le cadre de cette thèse, nous nous sommes intéressés à la substitution partielle des déchets (pneus usés et Refuse Derived Fuel « RDF ») et biomasse (résidus d'agriculture) dans les fours tournants de production de ciment à un taux de 50 % d'apport énergétique. Le présent projet de thèse a été financé par la République Démocratique Congo, porté par l'Université Kongo (UK), dans le cadre du renforcement des capacités des universités congolaises. Les travaux de recherche ont été réalisés au sein du Laboratoire de Thermique, Energétique et Procédés (LaTEP) de l'Ecole Nationale Supérieure en Génie de Technologies Industrielles (ENSGTI)/Université de Pau et des Pays de l'Adour (France), dans le but d'étudier et de comprendre les phénomènes thermochimiques se déroulant dans les fours tournants de production de ciments, dans le cas de substitution partielle des combustibles fossiles par des combustibles alternatifs. Pour cela, un modèle mathématique à deux sous-modèles a été établi :

- Le modèle monodimensionnel stationnaire du lit de solides et de l'enveloppe du four, caractérisé dans sa première partie par le mélange de la farine de ciment, de déchets et/ou biomasse, et de gaz, et alors que dans sa deuxième partie par les échanges thermiques. Le travail de modélisation est effectué à l'aide du langage de programmation Fortran 90 dans lequel sont implémentées les équations de conservations de la masse, des espèces et de l'énergie, l'équation de transport de la charge, ainsi que les équations algébriques.
- Le modèle tridimensionnel instationnaire, repose sur l'utilisation de la mécanique des fluides numérique, et l'outil commercial Fluent a été retenu pour représenter les processus se déroulant au-dessus de la surface libre du lit.

Le modèle complet est le couplage entre les deux sous modèles, étant donné les échanges qui s'y effectuent.

Deux grands groupes de simulations ont été réalisés dans cette thèse : le cas monodimensionnel et le cas global (couplage Modèle 1D-Modèle 3D). Dans les deux situations, les simulations ont été effectuées dans le cas de fonctionnement au fuel lourd seul, puis dans celui du fonctionnement avec substitution partielle du combustible fossile par les combustibles alternatifs. Pour le modèle monodimensionnel, les simulations ont été effectuées en imposant les flux de chaleur dans la surface libre du lit et dans la paroi découverte. Alors que pour le modèle global, les simulations ont été effectuées en considérant les densités de flux de chaleur associées aux phénomènes physico-chimiques (combustion du fuel lourd, rayonnement, turbulence) se déroulant dans le volume de gaz situé au-dessus de la surface libre du lit.

Les résultats ainsi obtenus nous ont permis de conclure sur l'importance de mener en amont une étude expérimentale dans un four tournant à l'échelle pilote afin de pouvoir disposer des ordres de grandeur des différents flux de chaleur au sein du four tournant. Les résultats obtenus nous ont également permis de nous rendre compte de la nécessité de disposer de la géométrie exacte (emplacement) du brûleur dans le four tournant.

Mots clés : Four tournant à ciment, Modélisation physique et numérique, Clinkérisation, Pyrolyse de déchets et biomasse, Combustion, Gazéification, Clinker-Ciment, Déchets-Biomasse.

Abstract.

Because of the depletion of fossil fuels and because of its increasing cost, waste has been used as alternative fuels in cement rotary kilns for several years. In order to fulfill the requirements of environmental protection and quality of the final product, it is necessary to understand and quantify the different processes occurring in the kiln.

As part of this thesis, we focused on the partial substitution of waste (used tires and Refuse Derived Fuel "RDF") and biomass (agricultural residues) in rotary kilns producing cement at a rate of 50 % of energy supply. This thesis project was funded by the Democratic Republic of Congo, led by Kongo University (UK), as part of the capacity building of Congolese universities. The research work was carried out within the Laboratory of Thermal, Energy and Processes (LaTEP) of the National School of Engineering in Industrial Technologies (ENSGTI) /University of Pau, with the aim of to study and understand the thermochemical phenomena taking place in rotary kilns for the production of cement, in the case of partial substitution of fossil fuels by alternative fuels. For this, a mathematical model with two sub-models has been established:

- The stationary one-dimensional model of the bed of solids and furnace casing, characterized in its first part by the mixing of cement flour, waste and / or biomass, and gas, and while in its second part by thermal exchanges. The modeling work is performed using the Fortran 90 programming language in which the conservation equations for mass, species and energy, the load transport equation, and the algebraic equations are implemented.
- The unsteady three-dimensional model relies on the use of digital fluid mechanics, and the Fluent commercial tool has been retained to represent the processes taking place above the free surface of the bed.

The complete model is the coupling between the two sub models, because of the exchanges that take place there.

Two large groups of simulations have been realized in this thesis: the one-dimensional case and the global case (Model 1D-3D model coupling). In both situations, the simulations were carried out in the case of operation with heavy fuel oil alone, then in the case of operation with partial substitution of the fossil fuel by alternative fuels. For the one-dimensional model, the simulations were performed by imposing the heat flux in the free surface of the bed and in the exposed wall. Whereas for the global model, the simulations were performed considering the heat flux densities associated with physico-chemical phenomena (combustion of heavy fuel oil, radiation, turbulence) taking place in the volume of gas located above the free surface of the bed.

The results thus obtained allowed us to conclude on the importance of carrying out an experimental study in a pilot scale furnace in order to be able to have orders of magnitude of the different heat flows within the rotary kiln. The results obtained also allowed us to realize the necessity to model the exact geometry (location) of the burner in the rotary kiln.

Keywords: Cement rotary kiln, Physical and numerical modeling, Clinkerization, Waste and Biomass Pyrolysis, Combustion, Gasification, Clinker-Cement, Waste-Biomass.

Table des matières.

Epigraphe.....	ix
Remerciements	xi
Résumé/Abstract.....	xi
Table des matières	xvii
Nomenclature	xxi
Liste des tableaux	xxv
Liste des figures.....	xxix
Introduction	1
Chapitre 1 Problématique.....	5
1.1 Production de ciment dans le monde.....	6
1.1.1 Production mondiale-utilisation.....	6
1.1.2 Coût énergétique associé à la production de ciment.....	8
1.1.3 Coût environnemental associé à la production de ciment.....	10
1.1.4 Substitution du fossile par des combustibles alternatifs	12
1.2 Description du procédé de fabrication du ciment.....	19
1.2.1 Bref historique	19
1.2.2 Grandes étapes du procédé.....	19
1.2.3 Les procédés existants.....	23
1.2.4 Le cœur du procédé sec : le four tournant.....	25
1.3 Problématique et contexte de l'étude	34
1.3.1 Nécessité d'optimiser la substitution pour la rendre compatible avec la qualité du ciment	34

1.3.2	Nécessité de comprendre et hiérarchiser les phénomènes en présence dans le four tournant	36
1.3.3	Combustibles de substitution étudiés.....	36
1.3.4	Développement d'un modèle de connaissance du four tournant.	40
1.4	Conclusion.....	40
Chapitre 2 Etat de l'art et périmètre de l'étude.....		41
2.1	Description des principaux phénomènes en présence.	42
2.1.1	Transport de la charge solide.	42
2.1.2	Transferts de chaleurs dans les fours tournants.	49
2.1.3	Chimie du ciment.	63
2.1.4	Gaz dans les fours tournants.	75
2.1.5	Transformation des déchets/biomasse.	79
2.2	Etat de l'art de la modélisation des fours tournants.	98
2.2.1	Cas de la fabrication du ciment.....	98
2.2.2	Cas du traitement des déchets.	100
2.2.3	Autres modèles.....	100
2.3	Périmètre de l'étude.	101
2.3.1	CFD pour la partie Freeboard.	102
2.3.2	Modèle 1D pour le lit.....	103
2.3.3	Modèle 1D pour l'enveloppe du four.....	103
2.3.4	Couplage entre les différents sous-modèles.....	104
2.4	Conclusion.....	105
Chapitre 3 Modélisation.....		107
3.1	Modèle monodimensionnel du lit de solides.....	107
3.1.1	Description du lit de solides.....	107
3.1.2	Transport de la charge solide.	110
3.1.3	Equations de conservation.	112
3.1.4	Equations algébriques du modèle.	115
3.1.5	Synthèse des équations et variables du modèle.	118

3.1.6	Termes Sources.....	119
3.1.7	Conditions aux limites.....	128
3.2	Modèle monodimensionnel de la paroi du four.....	129
3.2.1	Modélisation.....	129
3.2.2	Conditions aux limites.....	131
3.3	Résolution et synthèse des modèles monodimensionnels.....	131
3.4	Modèle tridimensionnel des gaz contenus dans le four.....	132
3.4.1	Géométrie et maillage.....	133
3.4.2	Ecoulement et turbulence.....	136
3.4.3	Combustion du fuel lourd.....	136
3.4.4	Combustion en phase homogène.....	138
3.4.5	Rayonnement.....	138
3.4.6	Conditions aux limites.....	138
3.5	Couplage entre modèles.....	139
3.5.1	Echange 1D vers 3D.....	140
3.5.2	Echange 3D vers 1D.....	142
3.5.3	Couplage général.....	142
3.6	Conclusion.....	144
Chapitre 4 Résultats.....		147
4.1	Installation de référence.....	147
4.1.1	Charge entrante.....	147
4.1.2	Apport énergétique.....	148
4.2	Résultats du modèle monodimensionnel.....	150
4.2.1	Analyse des résultats.....	150
4.2.2	Influence de la discrétisation spatiale.....	156
4.2.3	Influence de la nature du combustible alternatif.....	165
4.3	Résultats du modèle complet.....	171
4.3.1	Cas du fonctionnement « tout fossile ».....	172
4.3.2	Cas du fonctionnement « tout fossile » et biomasse.....	178

4.3.3	Cas du fonctionnement « tout fossile » et Pneus.	185
4.3.4	Cas du fonctionnement « tout fossile » et RDF.	190
4.4	Conclusion.....	193
	Conclusion générale et perspectives.....	195
	Références bibliographiques	199

Nomenclature.

Abréviations

BTS	Basse Teneur en Soufre
CFD	Computational Fluid Dynamics
CINAT	Cimenterie Nationale
CILU	Cimenterie de Lukala
CNBM	China National Building Material
CEMBUREAU	Association Européenne des cimentiers
CBR	Cimenterie Belge Réunifiée
LEPOL	Lepel-Polysius
LSF III	Lime Saturation Factor (Facteur de saturation de la chaux)
NESFASOL	Nombre d'Espèces de la Farine Solide
NESDEC	Nombre d'Espèces de Déchets
NESGAZ	Nombre d'Espèces de Gaz
PEEIC	Programme d'Economie d'Energie dans l'Industrie Canadienne
RTCE	Réseau Technologique des Cimenteries pour l'Environnement
SFIC	Syndicat Français de l'Industrie Cimentière
TBTS	Très Basse Teneur en Soufre
VDZ	Association Allemande du Ciment
USGS	United States Geological Survey

Lettres latines

A_{four}^c	surface de paroi couverte	[m ²]
A_{four}^d	surface de paroi découverte	[m ²]
A_{lit}	surface transversale du lit	[m ²]
A_{gaz}	surface transversale de gaz de freeboard	[m ²]
A_{lit}^l	surface libre du lit (surface supérieure du lit)	[m ²]
A_{four}^{ext}	surface extérieure du four	[m ²]
A	facteur pré-exponentiel	[s ⁻¹]
c_p	chaleur spécifique	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
d_{four}	diamètre du four tournant	[m]
d_{dec}	diamètre de la particule de déchets/biomasse	[m]
D	coefficient de diffusion	[m ² .s ⁻¹]
E	énergie d'activation	[J.mol ⁻¹]

E_{gaz}	éclairage	[W.m ⁻²]
e_{refrac}	épaisseur du réfractaire	[m]
f	taux de remplissage	[%]
Fr	nombre de Froud	[-]
F	facteur de forme	[-]
g	accélération de pesanteur	[m.s ⁻²]
Gr	nombre de Grashot	[-]
G_r^0	énergie de Gibbs	[J.kg ⁻¹]
h_{lit}	enthalpie du lit	[J.kg ⁻¹]
H_{lit}	hauteur du lit	[m]
h	coefficient d'échange thermique	[W.m ⁻² .K ⁻¹]
ΔH_r	enthalpie de réaction	[J.kg ⁻¹]
J_{four}	radiosité de paroi	[W.m ⁻²]
k	constante de vitesse	[s ⁻¹]
k_m	coefficient de transfert de masse	[m.s ⁻¹]
l_{lit}	largeur du lit	[m]
L_{four}	longueur du four	[m]
M_i	masse molaire de l'espèce i	[kg mol ⁻¹]
\dot{m}	débit massique	[kg.s ⁻¹]
N_z	nombre de particule de déchets	[m ⁻¹]
Nu	nombre de Nusselt	[-]
n_{four}	vitesse de rotation du four	[tr.s ⁻¹]
Pe	nombre de Peclet	[-]
Pr	nombre de Prandtl	[-]
P_j^{lit}	pression partielle de l'espèce j dans le lit	[Pa]
p_{atm}	pression atmosphérique	[Pa]
$p_{H_2O}^{sat}$	pression de saturation	[Pa]
PCI	pouvoir calorifique inférieur	[J.kg ⁻¹]
q_v	débit volumique	[m ³ .s ⁻¹]
R	constante universelle des gaz parfaits	[J.mol ⁻¹ .K ⁻¹]
Re	nombre de Reynolds	[-]
Ra	nombre de Rayleigh	[-]
R_{four}^{ext}	rayon extérieur du four	[m]
r	taux de réaction chimique	[kg.m ⁻² .s ⁻¹]
$R_k^{Fa, Fa}$	débit spécifique net de production/disparition des espèces k de la farine	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
$R_q^{dec, dec}$	débit spécifique net de production/disparition des espèces q de déchets	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
$R_b^{gaz, gaz}$	débit spécifique net de l'espèce b associé aux réactions homogènes en phase gaz	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]

$R_b^{fa,gaz}$	débit spécifique net de production de l'espèce b par les réactions de décomposition de la farine	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
$R_b^{dec,gaz}$	débit spécifique net de production de l'espèce b gaz par les réactions de décomposition des déchets.	[kg.m ⁻³ .s ⁻¹]
S	surface	[m ²]
Sc	nombre de Schmidt	[-]
T	température	[K]
u	vitesse	[m.s ⁻¹]
y_k^{fa}	fraction massique des espèces k dans la farine	[-]
y_{fa}^{lit}	fraction massique de la farine dans le lit	[-]
y_q^{dec}	fraction massique des espèces q dans les déchets	[-]
y_{dec}^{lit}	fraction massique de déchets dans le lit	[-]
y_b^{gaz}	fraction massique des espèces b dans le gaz	[-]
y_{gaz}^{lit}	fraction massique de gaz dans le lit	[-]

Lettres grecques

α	absorptivité	[-]
δ_{four}	inclinaison du four	[rad]
δ_{lit}	angle d'interception du lit	[rad]
ε_{pd}	porosité	[-]
ε	émissivité	[-]
λ	conductibilité thermique	[W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
μ	viscosité dynamique	[Pa.s]
ν	viscosité cinématique	[m ² .s ⁻¹]
ρ	masse volumique	[kg.m ⁻³]
σ_B	constante de Stefan-Boltzmann	[W.m ⁻¹ .K ⁻⁴]
φ_{lit}	angle dynamique de repos du lit	[rad]
φ	flux échange de chaleur	[W]
ω	vitesse angulaire	[rad.s ⁻¹]
Ω	facteur de radiation du four	[-]

Indices et exposants

0	condition initiale/entrée du four
<i>air</i>	air
<i>B</i>	lit de solides
<i>cdr</i>	cendres
<i>dec</i>	déchets

<i>fa</i>	farine
<i>four</i>	parois du four
<i>gaz</i>	gaz
<i>gazFB</i>	gaz de freeboard
<i>hum</i>	humidité
<i>lit</i>	lit de solides
<i>MO</i>	matière organique
<i>v</i>	volumique
<i>W</i>	parois du four

Liste des tableaux.

Tableau 1 – Producteurs mondiaux du ciment en millions de tonnes (USGS, 2017).....	7
Tableau 2 – Consommation énergétique dans la cimenterie.	9
Tableau 3 – Chaleur de formation de composants du clinker.....	9
Tableau 4 – Résumé des émissions de CO ₂ - Combustion avec récupération d'énergie.	13
Tableau 5 - Résumé des émissions de CO ₂ - Combustion sans récupération d'énergie.	13
Tableau 6 – Quantité requise de combustible et coût d'achat correspondant pour la production d'une tonne de ciment.....	14
Tableau 7 – Prix d'une tonne de CO ₂ émise (Jancovici, 2017).	15
Tableau 8 – Mix énergétique et CO ₂ émis lors de la combustion pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).....	17
Tableau 9 – Matières premières utilisées et CO ₂ émis lors de la décarbonatation de CaCO ₃ pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).....	18
Tableau 10 - Mix énergétique constitué des fossiles et CO ₂ émis lors de la combustion pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).	18
Tableau 11 - Caractéristiques de matériaux réfractaires du four tournant de la CINAT.....	33
Tableau 12 - Analyse élémentaire et immédiate et valeur calorifique de différents déchets. .	37
Tableau 13- Nombre de Froude pour chaque mouvement du lit (Boateng, 2012).	43
Tableau 14 – Modèles de rayonnement (Lebas, 1995).....	60
Tableau 15 – Composition minéralogique standard du clinker (Pongo Pongo, 2012).....	63
Tableau 16 – Cinétiques et enthalpies de réaction de clinkérisation.	75
Tableau 17 – Coefficients K et densité à 15 °C correspondants (OFPPT, 2017).	79
Tableau 18 - Constantes cinétiques de réaction de séchage de déchets/biomasse.....	81
Tableau 19 – Rendements de produits de pyrolyse de biomasse et composition de gaz.....	89
Tableau 20 – Rendements de pyrolyse de RDF en fonction de taux de chauffage.	90
Tableau 21 – Rendements de pyrolyse de RDF en fonction de la température finale.....	91
Tableau 22 - Données cinétiques pour la pyrolyse de bois.....	92

Tableau 23 – Paramètres cinétiques de pyrolyse de pneus.	92
Tableau 24 – Corrélations du ratio CO/CO ₂ (Daouk, 2015).....	94
Tableau 25 – Quelques réactions de combustion des gaz légers.	97
Tableau 26 – Variables du modèle 1D du lit de solides.	110
Tableau 27 – Masses volumiques utilisées pour les constituants de la farine.	117
Tableau 28 – Masses volumiques utilisées pour les constituants des déchets.....	117
Tableau 29 – Variables et équations du modèle 1D du lit de solides.	119
Tableau 30 – Valeurs des constantes cinétiques utilisées dans notre modèle (Darabi, 2007).	120
Tableau 31 – Analyses proche et ultime des déchets considérés dans notre modèle.	122
Tableau 32 – Coefficients stœchiométriques massiques de la réaction de pyrolyse pour chacun des déchets considérés.	124
Tableau 33 – Réactions homogènes en phase gaz.	128
Tableau 34 – Analyse proche et élémentaire du fuel lourd utilisé sur le site de Lukala.	137
Tableau 35 – Coefficients stœchiométriques massiques de la réaction de pyrolyse du fuel lourd.	137
Tableau 36 – Caractéristiques de la farine en entrée de four et de son fonctionnement.....	148
Tableau 37 – Principales caractéristiques de fonctionnement du brûleur.....	149
Tableau 38 – Débits de fuel et de combustibles alternatifs utilisés pour la substitution partielle.	149
Tableau 39 – Caractéristiques du ciment produit avec le modèle monodimensionnel avec densité de flux de chaleur imposée.	155
Tableau 40 – Caractéristiques des ciments obtenus dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.....	159
Tableau 41 – Valeurs des flux échangés dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.	160
Tableau 42 – Caractéristiques des ciments obtenus dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd avec biomasse.	164

Tableau 43 – Caractéristiques des flux échangés dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.	165
Tableau 44 – Caractéristiques des ciments obtenus avec les différents combustibles de substitution.	171
Tableau 45 – Caractéristiques des flux échangés dans différents cas de substitution.	171
Tableau 46 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global.	173
Tableau 47 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd seul).	174
Tableau 48 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd seul).	174
Tableau 49 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel-biomasse).	180
Tableau 50 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et biomasse).	180
Tableau 51 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et biomasse)..	181
Tableau 52 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel-pneus).	186
Tableau 53 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et pneus)..	186
Tableau 54 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et biomasse)..	187
Tableau 55 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel et RDF).	191
Tableau 56 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et RDF). ..	191
Tableau 57 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et RDF).	192

Liste des figures.

Figure 1 - La flamme du brûleur principal du four tournant.....	8
Figure 2 - Consommation d'énergie dans les industries cimentières canadiennes (PEEIC, 2009).....	10
Figure 3 – Emissions dans la cimenterie.....	11
Figure 4 - Contribution du co-processing à la réduction des émissions globales (Source : geocycle.be).	12
Figure 5 – Echanges commerciaux des quotas d'émissions de CO ₂ (Jancovici, 2017).....	14
Figure 6 – Circulation des chlorures dans le four tournant (Navarro, 2004).....	16
Figure 7- Fabrication du ciment-schéma de principe (RTCE, 2011).....	20
Figure 8 - Clinkers chauds sortant du four tournant (McKeen, 2008; McMathis, 2015).	22
Figure 9 - Four tournant à préchauffeur à 4 étages de cyclones (ABB, 2009).	26
Figure 10 - Four tournant équipé d'un précalcinateur, sans air tertiaire (Bastier et al., 2000a).	27
Figure 11 - Four tournant équipé d'un précalcinateur avec air tertiaire.	27
Figure 12 – Refroidisseur à ballonnets ou planétaires (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).	28
Figure 13 - Refroidisseur à grilles inclinées, à suspension pendulaire, avec grille IKN et concasseur à rouleaux (Bastier et al., 2000b).	29
Figure 14 - Refroidisseur rotatif ou tubulaire KHD (Bastier et al., 2000b).....	30
Figure 15 – Dimensions des fours tournant fabriqués par FLSmidth (FLSmidth, 2011).	32
Figure 16 – Neutralisation de SO _x contenu dans le gaz par addition de NaHCO ₃ (Solvay, 2017).	39
Figure 17- Mouvements du lit de solides (Boateng and Barr, 1996a).....	43
Figure 18 – Variation de l'angle de talus : angle statique et angle dynamique de repos.....	44
Figure 19 – Considérations géométriques/four tournant.	49
Figure 20 – Echanges thermiques dans un four tournant.....	50

Figure 21 - Diagramme de phase de production de clinker (Nielsen, 2012).	71
Figure 22 – Pyroprocessing avec des indications de temps de réaction (Nørskov, 2012).	72
Figure 23 – Caractéristiques du fuel lourd TBTS 21S (Source TOTAL).....	77
Figure 24 – Mécanisme de séchage d’une particule de déchets.	82
Figure 25 – Mécanisme de pyrolyse de biomasse (Di Blasi, 1996).....	84
Figure 26 – Mécanisme de pyrolyse de biomasse donné par (Di Blasi, 2000).....	85
Figure 27 - Mécanisme de pyrolyse de biomasse à trois étapes.	85
Figure 28 – Schéma réactionnel de la pyrolyse de biomasse (Luc Gerun, 2007).....	86
Figure 29– Mécanismes de pyrolyse de pneus (Oyedun et al., 2012).	86
Figure 30– Mécanisme de pyrolyse de pneus de ferraille.....	87
Figure 31 – Schéma de dégradation de pneu proposé par (Niksiar et al., 2013).	87
Figure 32 – Schéma de dégradation de mélange de pneus en caoutchouc & déchets plastiques.	88
Figure 33 – Mécanismes de dégradation de mélange de pneus en caoutchouc & déchets plastiques, en fonction de température.....	88
Figure 34 – Couplage des sous-modèles/four tournant.....	104
Figure 35 - Lit de solides du four tournant à ciment.....	108
Figure 36 – Représentation de l’installation du brûleur à fuel lourd à la sortie du four tournant.	133
Figure 37 – Représentation de l’ensemble de la géométrie prise en compte dans le modèle CFD.	134
Figure 38 – Représentation de l’extrémité du volume de gaz pris en compte à la sortie du four.	134
Figure 39 – Détail de la géométrie du brûleur.	135
Figure 40 – Maillage de la géométrie du four dans son ensemble.....	135
Figure 41 – Maillage de la géométrie du four. Détail du brûleur.	136
Figure 42 – Architecture générale du couplage entre les différents modèles du système.	140
Figure 43 – Conversion du profil monodimensionnel de température de la surface libre du lit en profil de température à la surface libre de la charge.	141

Figure 44 – Conversion du profil monodimensionnel de vitesse des gaz quittant le lit en profil de vitesse à la surface libre de la charge.	141
Figure 45 – Conversion du profil monodimensionnel de température de la paroi du four en profil de température sur la surface délimitant l’enveloppe gazeuse.	142
Figure 46 – Algorithme général de résolution du système couplé.	143
Figure 47 – Copie d’une partie du fichier de résultats du programme illustrant la conservation des grandeurs.	151
Figure 48 – Evolution des températures du lit et de la paroi du four le long de son axe.	151
Figure 49 – Evolution de la composition de la farine le long de l’axe du four.	152
Figure 50 – Evolution de la composition des gaz du lit le long de l’axe du four.	152
Figure 51 – Evolution de la vitesse des gaz quittant le lit le long de l’axe du four.	153
Figure 52 – Evolution de la hauteur du lit le long de l’axe du four.	153
Figure 53 – Profils de composition de la farine comparant les prédictions actuelles à celles de la littérature.	156
Figure 54 – Comparaison des profils de température obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).	157
Figure 55 – Comparaison des profils de composition de farine obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).	157
Figure 56 – Comparaison des profils de composition de gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).	158
Figure 57 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).	158
Figure 58 – Comparaison des profils de chargement obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).	159
Figure 59 – Comparaison des profils de température obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).	162
Figure 60 – Comparaison des profils de composition de farine obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul. (Fuel lourd et biomasse).	162

Figure 61 – Comparaison des profils de composition des déchets obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).....	163
Figure 62 – Comparaison des profils de composition de gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).....	163
Figure 63 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).....	164
Figure 64 – Comparaison des profils de chargement obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).....	164
Figure 65 – Comparaison des profils de température obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).	166
Figure 66 – Comparaison des profils de composition des déchets obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).	167
Figure 67 – Comparaison des profils de composition des gaz obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).	169
Figure 68 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).	170
Figure 69 – Evolution de la température du lit (gauche) et de la paroi (droite) avec les itérations globales.	172
Figure 70 – Evolution densités de flux de chaleur reçues par le lit (gauche) et par la paroi découverte du four (droite) avec les itérations globales.	173
Figure 71 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « tout fossile ».....	175
Figure 72 – Profil de composition des gaz (gauche) et de leur vitesse (droite) à convergence, dans le cas « tout fossile ».....	176
Figure 73 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four.	177
Figure 74 – Profil de fraction massique en O ₂ dans le plan transversal du four.....	177
Figure 75 – Profil de fraction massique en CO ₂ dans le plan transversal du four.	177

Figure 76 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four.	177
Figure 77 – Evolution de la température du lit (gauche) et de la paroi (droite) avec les itérations globales. Cas de la substitution partielle par de la biomasse.	179
Figure 78 – Evolution de densités de flux de chaleur reçues par le lit (gauche) et par la paroi découverte du four (droite) avec les itérations globales. Cas de la substitution partielle par de la biomasse.	179
Figure 79 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « fuel-biomasse».	182
Figure 80 – Profil de composition du déchet (gauche) et du gaz du lit (droite) à convergence dans le cas « fuel-biomasse».	183
Figure 81 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).	183
Figure 82 – Profil de fraction massique en O ₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).	184
Figure 83 – Profil de fraction massique en CO ₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).	184
Figure 84 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).	184
Figure 85 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « fuel-pneus».	188
Figure 86 – Profil de composition du déchet (gauche) et du gaz du lit (droite) à convergence dans le cas « fuel-pneus».	188
Figure 87 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).	189
Figure 88 – Profil de fraction massique en O ₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).	189
Figure 89 – Profil de fraction massique en CO ₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).	189
Figure 90 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).	189

Introduction.

Face aux problèmes de pollution, de changement climatique, et d'amenuisement des sources d'énergies fossiles, l'industrie du ciment se pose beaucoup de questions : quel combustible substituer au charbon (ou fuel lourd, ou encore gaz GPL), qui aurait des valeurs énergétiques acceptables, et qui serait moins polluant ?, quelles sont les réserves des combustibles alternatifs capables d'assurer de façon pérenne la production du ciment ? Quelles sont les éventuelles conséquences de l'utilisation de déchets sur le procédé de fabrication du ciment, en particulier sur la qualité du clinker et/ou du ciment ? La réponse à ces questions peut se faire de deux façons : industrielle et scientifique. La valorisation de déchets/biomasse dans la cimenterie nécessite des études poussées, qui peuvent être complexes, et aux multiples facettes. Les combustibles alternatifs étant constitués de plusieurs variétés de déchets, leur utilisation au four doit s'accompagner d'études sur la constitution et sur la composition, afin d'avoir un combustible répondant aux spécifications des cimenteries. La valorisation énergétique de déchets est à la une, actuellement, bon nombre d'industries veulent diversifier leurs modes de production d'énergie (électrique ou thermique), tout en minimisant le coût de production et les impacts sur l'environnement. En cimenterie, la valorisation thermochimique de déchets est encore en pleine phase de développement, bien que certaines cimenteries l'aient déjà mises en œuvre.

La présente thèse a pour objectif de développer un modèle de connaissance du four tournant dédié à la production de ciment, dans les conditions de substitution partielle du combustible fossile par les déchets/biomasse. Les objectifs spécifiques sont les suivants :

- Modélisation de la transformation thermochimique de la farine (clinker/ciment) et des déchets et/ou biomasse dans les fours tournants de production de ciment ;
- Compréhension des phénomènes thermochimiques qui ont lieu dans le lit de solides lorsque les déchets sont utilisés.
- Préviation des profils de température et de composition à chaque position au sein du lit.
- Maitrise de l'influence des paramètres opératoires de l'installation.

- Caractérisation des échanges de chaleur entre le four et le milieu environnant.

Pour ce faire, nous avons choisi de mener notre étude sur le cylindre tournant. Les parties telles que préchauffeurs et refroidisseurs ne font pas partie de notre système d'étude. Elle concerne un four tournant de production de ciment par voie sèche, localisé à Lukala, en République Démocratique du Congo. Les travaux de recherche ont été réalisés au sein du Laboratoire de Thermique, Energétique et Procédés (LaTEP) de l'Université de Pau et des Pays de l'Adour, dans l'optique de comprendre les phénomènes thermochimiques qui ont lieu dans le cas de la substitution partielle des combustibles fossiles par des combustibles alternatifs. Ainsi, ce manuscrit de thèse est composé de quatre chapitres.

- **Le chapitre 1** présente la problématique de la production du ciment et de la valorisation de déchets/biomasse dans la cimenterie. Tout d'abord, un aperçu sur la production mondiale de ciment est présenté, tout en balayant les aspects liés à l'utilisation du ciment, aux coûts énergétique et environnemental associés à sa production, et à la substitution de la ressource fossile par les combustibles alternatifs. La description des différents procédés de fabrication du ciment est effectuée en insistant sur la production par voie sèche. Puis, la problématique et le contexte de l'étude sont présentés. Cette partie consiste à donner les grandes lignes permettant d'optimiser la substitution afin de préserver la qualité du ciment, à comprendre et à hiérarchiser les différents phénomènes se déroulant à l'intérieur du four, à présenter les combustibles alternatifs utilisés, et enfin à donner une présentation succincte du modèle de four tournant.

- **Le chapitre 2** présente l'état de l'art et le périmètre de l'étude. Tout d'abord, une description des principaux phénomènes (transport de la charge solide, transferts de chaleur dans les fours tournants, chimie du ciment, gaz dans les fours tournants, et transformation des déchets/biomasse) est effectuée. Puis, un état de l'art sur la modélisation des fours tournants est présenté. Le chapitre se termine par une description du périmètre de l'étude. Il s'agit de la description de différents sous-modèles, à savoir la partie CFD des gaz de Freeboard, le modèle 1D pour le lit, et le modèle 1D pour l'enveloppe du four, ainsi que leur couplage.

- **Le chapitre 3** est consacré aux travaux de modélisation. En premier lieu, le modèle monodimensionnel du lit est présenté. Nous préciserons les modèles retenus sur le transport de la charge solide, sur la physico-chimie du ciment, sur la transformation des déchets-biomasse, et sur les transferts thermiques dans le four. Puis, viendra la description du modèle 1D, qui se basera sur

la description d'un élément du lit. Les équations de conservation et des termes sources réactionnels relatifs au lit de solides sont également présentés.

Ensuite, le modèle 3D CFD pour le gaz sera présenté. La présentation abordera les aspects sur la géométrie, sur les espèces chimiques issues de la pyrolyse et de la combustion du Fuel Lourde, sur la turbulence, sur la combustion du Fuel Lourde, et enfin sur le rayonnement. Finalement, les travaux relatifs au couplage entre les sous modèles seront présentés. Le chapitre recense également les Entrées-sorties du modèle 1D, les Entrées-sorties du modèle 3D, les Variables d'échange et la convergence.

- **Le chapitre 4** est dédié aux résultats du modèle. Dans un premier temps, nous décrivons le système étudié, en donnant les caractéristiques et conditions opératoires du four. Puis, nous donnerons les résultats du modèle monodimensionnel, dans le cas d'utilisation de Fuel Lourde seul, et dans le cas de substitution partielle du Fuel Lourde par les différents types de déchets/biomasse, tout en précisant les paramètres opératoires utilisés, et les paramètres numériques (nombre de mailles ou de nœuds, nombre d'itérations, convergence, temps de calcul). Ensuite, les résultats du modèle complet seront présentés. Comme pour le modèle monodimensionnel, les résultats du modèle complet seront présentés dans le cas d'utilisation de Fuel Lourde seul, et dans le cas de substitution partielle du Fuel Lourde par les différents types de déchets/biomasse. Les paramètres opératoires et numériques (nombre de mailles ou de nœuds, nombre d'itérations, convergence, temps de calcul) utilisés sont précisés. Enfin, nous terminerons le chapitre par une conclusion.

Les conclusions générales de ce travail ainsi que les perspectives qu'il ouvre seront ensuite présentées.

Introduction

Chapitre 1 Problématique.

Dans le premier point de ce chapitre « Problématique », nous donnons quelques informations sur la production du ciment, et de son utilisation dans le monde, tout en listant les pays producteurs de ciment, ainsi que les groupes multinationaux œuvrant dans ce secteur. Les coûts énergétique et environnemental associés à la production de ciment sont également présentés. Le premier point se termine par une description sur la substitution du fossile par des combustibles alternatifs, en donnant quelques intérêts écoenvironnementaux, ainsi que les risques associés aux hétéroatomes, potentiellement présents dans la ressource non fossile. Des exemples de réalisation de la substitution du fossile par des combustibles alternatifs dans les installations cimentières dans le monde sont également proposés.

Le deuxième point du présent chapitre est dédié à la description du procédé de fabrication du ciment. Tout d'abord, un bref historique sur l'avènement de la technologie de fabrication du ciment est donné. Ensuite, les différentes étapes du procédé de fabrication du ciment sont brièvement décrites. Une description des procédés existants est donnée. Etant donné que la présente étude concerne la fabrication du ciment par voie sèche, nous présentons de façon détaillée le procédé sec, en donnant les caractéristiques clés de différents types de fours rencontrés dans ce procédé. Pour clore ce point, nous donnons quelques informations sur les entrées et sorties, sur les caractéristiques géométriques des fours tournants (longueur, diamètre, inclinaison, ...), sur les niveaux de température, et enfin les exemples d'installations cimentières à voie sèche existantes.

L'avant dernier point de ce chapitre est consacré à la problématique et au contexte de l'étude. Il présente quelques pistes permettant de rendre la substitution optimale, tout en préservant la qualité du ciment, et dit un mot sur la nécessité de comprendre et de hiérarchiser les différents phénomènes dans le four tournant. Ensuite, il présente les combustibles alternatifs retenus pour l'étude. Pour ce qui nous concerne, nous avons retenu les déchets/biomasse suivants : Biomasse d'agriculture (bagasse, coques d'arachides, ...), pneus usés, et RDF (déchets solides municipaux, plastiques,

biodégradables). Avant de conclure ce chapitre, une description succincte sur le développement du modèle de connaissance du four tournant est présentée.

1.1 Production de ciment dans le monde.

La production du ciment est au cœur de l'industrie de la construction. Elle est un indicateur économique, lié d'une part au nombre d'habitants, et d'autre part à la croissance de chaque pays sur une période donnée (Charron, 2008). Les demandes du ciment ont beaucoup augmenté en raison du développement rapide dans le secteur de la construction dans le monde entier, et plus particulièrement suite au boom de la construction dans les pays émergents.

1.1.1 Production mondiale-utilisation.

La production mondiale du ciment a augmenté ces dernières décennies. Elle est passée de 2,6 milliards de tonnes en 2006 (Cembureau, 2015), à 4,2 milliards de tonnes en 2016 (USGS, 2017). La grande part de production est située en Asie, avec la Chine qui reste de loin le premier pays producteur de ciment, avec une production évaluée à environ 57,5 % de la production mondiale (Tableau 1). En Europe, c'est la Turquie qui vient en première position, avec une production de 70 millions de tonnes en 2013, soit 1,75 % de la production mondiale, et en Afrique c'est l'Égypte qui est en tête, avec une production de 46 millions de tonnes, soit 1,15 % de la production mondiale (source USGS¹). Le Tableau 1 ci-dessous liste les principaux producteurs mondiaux. La plus grande part de production mondiale du ciment se partage entre quelques grandes entreprises ou firmes multinationales, qui sont les véritables acteurs et décideurs dans le monde du ciment : Lafarge-Holcim (Suisse), Anhui Conch (Chine), CNBM (Chine), Heidelberger Cement (Allemagne), China Resources (Chine), Cemex (Mexique), Taïwan Cement (Taïwan), Bila (Inde), Votorantim (Brésil), Eurocement (Russie).

L'exode rural massif de la population mondiale vers les centres urbains est également l'une des causes de l'augmentation de la production du ciment dans le monde au cours des deux dernières décennies.

¹ United States Geological Survey (USGS) est un organisme gouvernemental américain consacré aux sciences de la terre.

Tableau 1 – Producteurs mondiaux du ciment en millions de tonnes (USGS, 2017).

Pays	2006	2008	2012	2013	2016
Chine	1237,0	1400,0	2210,0	2300,0	2410
Inde	160,0	185,0	270,0	280,0	290
Etats-Unis	99,7	87,6	74,9	77,8	85,9
Iran	33,0	44,4	70,0	75,0	-
Brésil	39,5	52,0	68,8	70,0	60,0
Turquie	47,5	54,0	63,9	70,0	77,0
Russie	54,7	53,5	61,5	65,0	56,0
Vietnam	32,7	40,0	60,0	65,0	70,0
Japon	69,9	62,8	51,3	53,0	56,0
Arabie Saoudite	27,1	31,8	50,0	50,0	61,0
Corée du sud	54,0	51,7	48,0	49,0	55,0
Egypte	36,2	39,8	46,1	46	55,0
Mexique	40,4	37,1	35,4	36,0	-
Indonésie	35,0	36,0	32,0	35,0	63,0
Thaïlande	39,4	31,7	37,0	35,0	-
Allemagne	33,6	33,6	32,4	34,0	-
Pakistan	20,7	30,8	32,0	32,0	-
Italie	47,8	43,0	33,0	29,0	-
Autres pays	491,8	535,2	524,0	598,2	-
Total mondial	2600,0	2850,0	3800,0	4000,0	4200,0

Dans la plupart des cas, le ciment produit est consommé sur place, c'est-à-dire dans le lieu de production. Le ciment est utilisé dans le secteur de la construction comme un liant hydraulique, matériau de confection du béton (béton armé, scellement, dalles, cales, poutres, etc...).

L'industrie du ciment est considérée comme une industrie capitaliste. Le coût d'investissement représente un facteur prééminent dans l'industrie mondiale du ciment : il faut près de 150 millions EUR pour construire une installation industrielle d'une capacité annuelle de 1 million de tonnes (Affaires.ma, 2017). Les cimentiers peuvent être amenés à améliorer les rendements de l'installation nouvellement construite, juste après sa mise en fonctionnement, dans le but de rester compétitif sur le marché du ciment. D'où des investissements dans les nouvelles technologies (changement de système de précalcination, ou du type de refroidisseurs, etc...), et aussi sur la protection de l'environnement. Ce qui nécessitera un investissement supplémentaire.

1.1.2 Coût énergétique associé à la production de ciment.

Le mix énergétique qui alimente le four des cimenteries est traditionnellement composé de ressources fossiles : charbon, pétrole (fuel lourd), coke de pétrole, gaz. Ce mix énergétique permet de produire le clinker après préparation et broyage de matières premières. Dans une cimenterie, la cuisson de la farine pour produire du clinker reste l'étape la plus énergivore.

La production du clinker nécessite des températures très élevées, de l'ordre de 1450 °C pour amorcer les réactions de clinkérisation et de changement de phase nécessaires pour former les composés minéraux du clinker, qui donnent au ciment ses propriétés uniques (Mokrzycki and Uliasz-Bocheńczyk, 2003; Radwan, 2012). La Figure 1 ci-dessous montre la flamme produite par le brûleur principal du four tournant.



Figure 1 - La flamme du brûleur principal du four tournant.

Les besoins énergétiques dans le procédé à voie sèche sont en moyenne de l'ordre de 3200 kJ/kg de clinker (Charron, 2008). Cette dernière valeur correspond à une usine de capacité journalière de 3270 tonnes de clinker (IEPF, 2008), ayant un débit moyen en combustible de 540 t/jr de charbon. Le Tableau 2 donne les différentes variables entrant dans le calcul de la consommation spécifique d'énergie dans une cimenterie particulière, celle de l'usine de Lixhe CBR (Belgique).

Tableau 2 – Consommation énergétique dans la cimenterie.

Rubrique	Energie [GJ/t]	Part [%]
Chaleur de formation de composants (farine-clinker)	1,765	54,3
Evaporation de l'eau de la farine	0,013	0,4
Chaleur sensible des gaz d'exhaure	0,636	19,7
Chaleur sensible des poussières	0,018	0,6
Chaleur sensible du clinker	0,063	2
Chaleur sensible des gaz d'exhaure du refroidisseur	0,423	13,1
Pertes aux parois	0,297	9,2
Solde	0,008	0,7
Total	3,223	100

La transformation de la farine en clinker consomme 1765 kJ/kg. Cette dernière valeur est issue du bilan entre les réactions endothermiques et exothermiques de clinkérisation. Le Tableau 3 donne les différentes valeurs prises en compte dans le calcul de la valeur ci-dessus (cas de l'usine de Lixhe CBR).

Tableau 3 – Chaleur de formation de composants du clinker.

Réactions endothermiques		Réactions exothermiques	
Rubrique	[GJ/t]	Rubrique	[GJ/t]
Déshydratation des argiles	0,170	Cristallisation de l'argile	0,040
Décarbonatation du CaCO ₃	1,990	Chaleur de formation du clinker	0,420
Chaleur de fusion	0,105	Cristallisation de la phase liquide	0,105
Echauffement jusqu'à 1450 °C	2,050	Refroidissement du clinker	1,400
-		Refroidissement du CO ₂ de décarbonatation	0,500
-		Refroidissement de l'eau (argile)	0,085
Total ENDO	4,315	Total EXO	2,550
Bilan = Total ENDO - Total EXO			1,765

Les besoins mondiaux en énergie pour la fabrication du ciment sont estimés à environ 6×10^9 GJ/an pour les combustibles et 200 TWh/an pour l'électricité (IEPF, 2008). En 2006, les industries cimentières canadiennes ont consommé plus de 61 000 Téra Joules d'énergie, dont 95 % était de l'énergie thermique et 5 % de l'énergie électrique (PEEIC, 2009), ce qui est illustré en Figure 2. En 2008, la France a consommé 74 % de combustibles fossiles contre 26 % de combustibles de

substitution pour produire le ciment (Source SFIC²). La fabrication du clinker consomme à elle seule près de 86 % (Figure 2) de la demande totale d'énergie dans les cimenteries canadiennes. Au regard de la demande colossale d'énergie dans les fours de cimenterie, et face au problème de pénurie de combustibles fossiles, l'industrie cimentière a déjà commencé à préparer l'après fossile. Actuellement, plusieurs usines de production de ciment substituent déjà les déchets et/ou biomasse aux combustibles fossiles pour fabriquer du clinker. En 2006, le groupe Lafarge a inauguré son usine à Saint-Pierre-la-Cour, en Mayenne, usine à laquelle les combustibles alternatifs sont valorisés jusqu'à la hauteur de 50 % des besoins énergétiques de la cimenterie. La même année, il y a eu plus de 10 millions de pneus usagés qui ont été utilisés comme combustible, ainsi que d'autres déchets industriels (farines animales, sciures de bois, gaines de câbles). L'objectif de Lafarge en 2006, pour l'usine de Saint-Pierre-la-Cour était d'atteindre un taux de substitution de 75 % en 2015 (Decideurs en region, 2017).

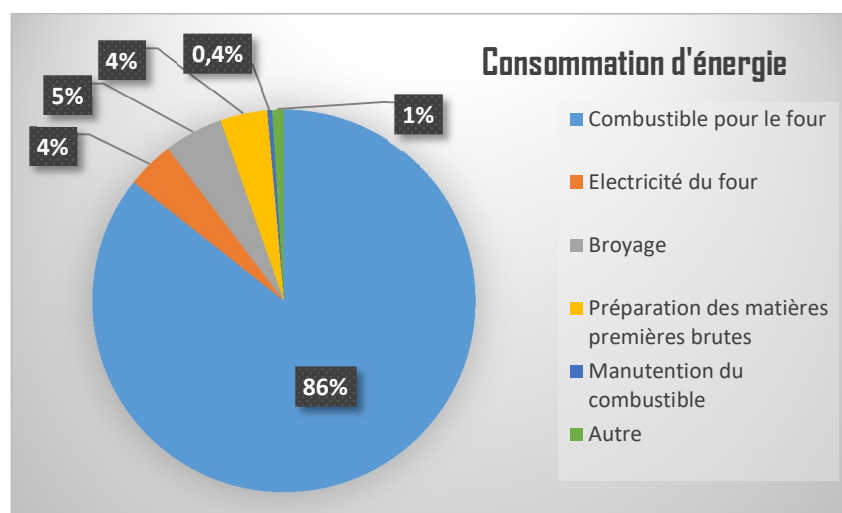


Figure 2 - Consommation d'énergie dans les industries cimentières canadiennes (PEEIC, 2009).

1.1.3 Coût environnemental associé à la production de ciment.

La cimenterie est l'une des industries les plus polluantes (Figure 3). Les émissions polluantes en cimenterie proviennent essentiellement de la combustion des combustibles fossiles, et de la décarbonatation du calcaire. Les émissions dues à la consommation d'électricité sont souvent très

² Syndicat Français de l'Industrie Cimentière (SFIC)

faibles. Le CO_2 est le principal gaz produit dans la cimenterie. La réaction de décarbonatation de CaCO_3 produit à elle seule plus de 60 % de l'émission globale de CO_2 du procédé. Ainsi, la production de 1 kg de clinker émet 0,471 kg eq CO_2 par décarbonatation du calcaire (soit 128 g eq C) et 0,314 kg eq CO_2 par combustion de ressource fossile (soit 86 g eq C). Soit au total 0,785 kg eq CO_2 (ou 214 g eq C) (Construction Carbone, 2009).



Figure 3 – Emissions dans la cimenterie.

L'industrie du ciment utilisait depuis longtemps les matériaux de substitution (cendres volantes, et laitiers de hauts fourneaux, pouzzolanes ou cendres volcaniques,...) pour produire du ciment. Ces matériaux ont des propriétés très proches de celles du clinker. L'utilisation de ces matériaux permet à la cimenterie de réduire sa consommation d'énergie pour fabriquer du clinker, ce qui a pour conséquence la réduction des émissions des gaz à effet de serre dans l'installation.

Après plusieurs décennies d'utilisation massive du charbon et/ou fuel lourd, la cimenterie migre lentement vers les combustibles de substitution. La substitution des combustibles alternatifs dans l'industrie du ciment présente plusieurs avantages : énergétique, environnemental, réduction des émissions des gaz à effet de serre (CO_2), économique, ... La Figure 4 montre comment il est possible de réduire les émissions des gaz à effet de serre, en adoptant la co-combustion de déchets dans les fours de cimenteries.

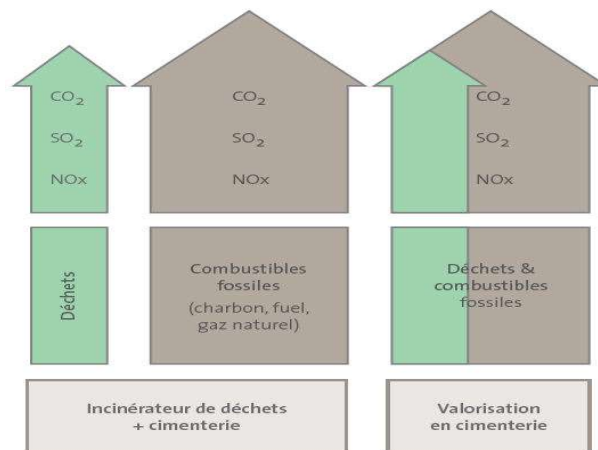


Figure 4 - Contribution du co-processing à la réduction des émissions globales (Source : geocycle.be).

1.1.4 Substitution du fossile par des combustibles alternatifs.

La substitution du fossile par des combustibles alternatifs a un avantage considérable, non seulement pour l'industrie cimentière, mais également pour les communautés urbaines. Les principaux avantages qu'on en tire sont économiques et environnementaux. Le présent paragraphe décrit les intérêts et les risques de l'utilisation de déchets dans les fours tournants de production de ciment. Il présente également quelques exemples de réalisation industrielle.

1.1.4.1 Intérêt environnemental.

L'intérêt majeur d'utilisation des combustibles alternatifs dans la cimenterie est la réduction des gaz à effet de serre, rendue possible grâce à la diminution de consommation des combustibles fossiles (réputés très polluants), et par l'utilisation des alternatifs (réputés moins polluants, avec un CO₂ neutre). Réduire les émissions des gaz revient à respecter les législations auxquelles sont soumises les industries en matière de protection de l'environnement et de l'écosystème, qui s'accompagnent souvent des taxes ou pénalités en cas de dépassement des limites tolérées (prix de la tonne de CO₂ sur le marché des quotas). La co-combustion des déchets dans la cimenterie permet de réduire une bonne quantité des émissions qui auraient été produites dans les incinérateurs.

A titre d'illustration, nous donnons deux scénarii (Tableau 4 et Tableau 5) étudiés par (Cembureau, 1999) pour montrer l'intérêt de la co-combustion dans la cimenterie. Cette étude se base sur les quantités de CO₂ émises par la combustion d'une tonne de déchets dans un incinérateur et/ou dans

une cimenterie, avec ou sans récupération d'énergie. Dans les deux cas, la cimenterie reste l'équipement qui émet le moins de CO₂.

Tableau 4 – Résumé des émissions de CO₂ - Combustion avec récupération d'énergie.

Activité	Biocarburants (16 GJ/t)	Déchets de solvant (26 GJ/t)
L'incinération dans un incinérateur dédié.	3379 kg CO ₂	4429 kg CO ₂
Combustion dans les fours à ciment, substitution du charbon.	2778 kg CO ₂	3462 kg CO ₂
Bénéfice net suite à la combustion dans les fours à ciment.	601 kg CO ₂ /t déchets	967 kg CO ₂ /t déchets

Tableau 5 - Résumé des émissions de CO₂ - Combustion sans récupération d'énergie.

Activité	Biocarburants (16 GJ/t)	Déchets de solvant (26 GJ/t)
L'incinération dans un incinérateur dédié.	3379 kg CO ₂	4429 kg CO ₂
Combustion dans les fours à ciment, substitution du charbon.	1760 kg CO ₂	1820 kg CO ₂
Bénéfice net suite à la combustion dans les fours à ciment.	1619 kg CO ₂ /t déchets	2609 kg CO ₂ /t déchets

1.1.4.2 Intérêt économique.

La substitution du fossile par des combustibles alternatifs dans la cimenterie est rentable économiquement. L'intérêt économique se situe sur les coûts d'achat des combustibles, fossile et alternatif. L'utilisation des déchets en lieu et place des combustibles fossiles ou du moins partiellement dans la cimenterie permet de réduire le coût de production de la tonne de ciment, car les combustibles alternatifs sont moins chers, presque gratuits comparé au fossile. Le Tableau 6 donne les ordres de grandeur en termes de coût d'achat de différents combustibles pour la production d'une tonne de ciment.

Tableau 6 – Quantité requise de combustible et coût d’achat correspondant pour la production d’une tonne de ciment³.

Combustible	Quantité requise	Coût du combustible
Charbon	0,167 tonne	54,99 EUR
Fuel lourd	0,105 tonne	29,99 EUR
Biomasse de bois	0,311 tonne	11,21 EUR
Pneus usagés	0,167 tonne	11,69 EUR
RDF	0,311 tonne	7,78 EUR

La réduction des quantités de CO₂ rejetée dans l’atmosphère, suite à la substitution du fossile par des combustibles alternatifs permet également de réduire les taxes et/ou pénalités (système de quotas) qui pourraient peser dans le cas du mix énergétique constitué de 100 % de fossile. La Figure 5 montre les émissions réelles (en pointillés noirs) et les allocations ou émissions autorisées (barres de couleur pleine) de trois installations industrielles, ainsi que les échanges commerciaux qui peuvent en découler.

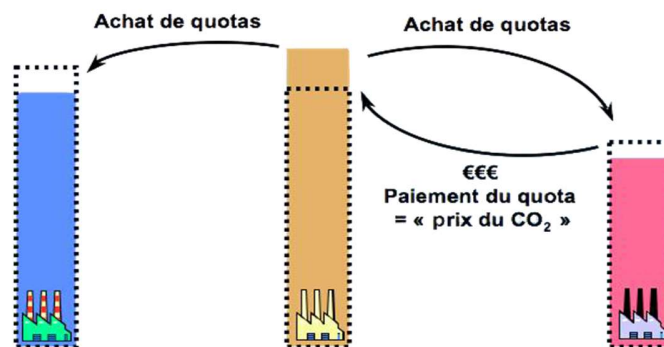


Figure 5 – Echanges commerciaux des quotas d’émissions de CO₂ (Jancovici, 2017).

³ Valeurs calculées sur base des informations suivantes : 1 tonne de ciment demande 4,186 GJ (Decideurs en region, 2017) ; 1 tonne de charbon = 25,12 GJ (World Energy, 2017) = 330 EUR (Piron, 2017) ; 1 tonne de fuel lourd = 39,86 GJ (World Energy, 2017)= 285,6 EUR (Insee, 2017) ; 1 tonne de biomasse de bois = 13,461 GJ (World Energy, 2017)= 36,05 EUR (Ademe, 2015) ; 1 tonne de pneus usagés = 25,12 GJ *= 70 EUR (Jovicic, 2017) ; 1 tonne de RDF = 13,461 GJ *= 25 EUR (Saad Alami, 2017).

Il ressort de cette figure que l'installation industrielle du milieu n'a pas atteint le maximum de son quota d'émissions. Elle peut donc vendre la quantité non utilisée aux deux autres installations ayant dépassé les limites. Ce qui peut également être considéré comme un intérêt économique (et environnemental). Le Tableau 7 donne les ordres de grandeurs sur les taxes carbone des combustibles fossiles.

Tableau 7 – Prix d'une tonne de CO₂ émise (Jancovici, 2017).

Type de Combustible	Quantité nécessaire pour émettre 1 tonne de CO ₂	Prix de 1 tonne de CO ₂ émise
Gaz	4310 kWh	80 €
Produits pétroliers	340 litres	100 €
Charbon	333 kg	20 €

1.1.4.3 Risques associés à la présence d'hétéroatomes (Cl, S,...) dans les déchets.

Les combustibles alternatifs, bien que considérés comme avantageux du point de vue écoenvironnemental, peuvent cependant causer des risques et anomalies dans le système du four tournant à ciment, et également affecter la qualité du clinker. Ces risques peuvent provenir des éléments suivants : hétéroatomes (Cl, S, Zn, Fe, P), et métaux alcalins (K et Na,...).

Le chlore et le soufre sont des hétéroatomes les plus actifs dans le four. Ils peuvent provenir de matières premières du ciment (farine) et/ou de combustibles (fossiles et alternatifs). Ces éléments, lorsqu'ils sont présents à l'entrée du four, peuvent former des composés qui, lorsqu'ils arrivent dans les zones très chaudes (zone de clinkérisation par exemple), se volatilisent et remontent sous forme gazeuse vers l'amont du four (zone froide), où ils se ré condensent, et repartent vers les zones chaudes du four, formant ainsi un cycle des composés volatiles dans le four (Figure 6).

La présence de chlorures dans le ciment à des teneurs non maîtrisées augmente le risque de corrosion des armatures ou aciers dans le béton armé, et perturbe la prise, le durcissement et, au final, les performances mécaniques du béton (Source Lixhe CBR). Ainsi, la teneur en chlore doit être limitée à 0,1 % en masse dans le ciment (Nielsen, 2012). La Norme NF EN 206-1 précise les teneurs maximales admissibles en Cl rapportées à la masse de ciment à 0,4 %. Cette dernière norme est complétée par une seconde NF EN 14629 de juillet 2007, qui définit les méthodes de mesure du taux total de chlore.

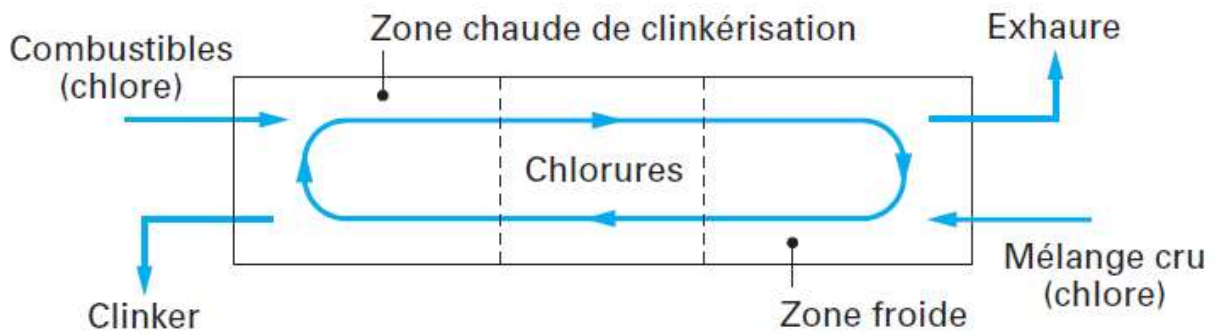


Figure 6 – Circulation des chlorures dans le four tournant (Navarro, 2004).

Le soufre et ses dérivés sont considérés comme des éléments pouvant conduire à l'instabilité du fonctionnement du système du four tournant. Le soufre est présent dans le four sous forme de SO_4 (ou SO_3), qui réagit avec des métaux alcalins (K, Na, Ca,...) pour former les alkalis suivants : K_2SO_4 , Na_2SO_4 , Ca_2SO_4 , $3K_2SO_4.Na_2SO_4$, $Ca_2SO_4.K_2SO_4$. Ces derniers sont à la base de colmatage ou bouchage dans le four, plus précisément au niveau de cyclones. Le colmatage peut réduire le rendement de production (car la section de passage de farine est réduite) de l'installation. Il peut également conduire à l'arrêt du four tournant, dans le cas d'accumulation importante de farine dans un des cyclones. La présence de SO_3 dans la tour de refroidissement (équipement industriel) conduit à la formation de l'acide sulfurique (réputé corrosif) selon la réaction suivante (Eq-2.1) :



Le H_2SO_4 cause la corrosion dans les circuits de la tour de refroidissement, ce qui est susceptible d'entraîner des dépenses supplémentaires en termes de coût d'entretien, voire même de coût d'achat d'un nouvel équipement. L'absence de sulfate dans le four est donc souhaitable. Selon (Nielsen, 2012), l'absence de sulfate dans le clinker, permet aux métaux alcalins de se fixer dans les espèces du clinker : le Na_2O se fixe dans le C_3A^4 et augmente sa réactivité à l'eau, K_2O se fixe dans le C_2S et améliore sa réactivité à l'eau, bien qu'il peut inhiber la conversion de C_2S^5 en C_3S^6 . Les métaux alcalins ($2Na^+$, $2K^+$, Na_2O , K_2O , ...) sont présents dans les matières premières sous

⁴ Notation spécifique utilisé en cimenterie pour désigner l'espèce chimique $(CaO)_3.Al_2O_3$ (voir paragraphe 2.1.3.1).

⁵ Notation spécifique utilisé en cimenterie pour désigner l'espèce chimique $(CaO)_2.SiO_2$ (voir paragraphe 2.1.3.1).

⁶ Notation spécifique utilisé en cimenterie pour désigner l'espèce chimique $(CaO)_3.SiO_2$ (voir paragraphe 2.1.3.1).

forme d'impuretés. Il est donc nécessaire que les déchets utilisés dans la cimenterie puissent subir au préalable un certain nombre d'analyses et de traitements.

1.1.4.4 Exemples de réalisation dans le monde.

Nous donnons deux exemples d'installations cimentières qui sont avancées dans la substitution du fossile par les combustibles alternatifs : usine de Lixhe CBR (Belgique) et usine de Saint-Pierre-la-Cour (France).

1.1.4.4.1 Usine de Lixhe CBR /Heidelberg Cement.

L'usine de Lixhe CBR est située à Liège, en Belgique. C'est une des cimenteries du groupe Heidelberg Cement. La capacité de production annuelle de Lixhe est de 1,4 millions de tonnes de clinker et de 1,5 millions de tonnes de ciment de tous types, livrés sous divers conditionnements (Lixhe CBR, 2017). Sa consommation moyenne d'énergie par tonne de clinker est de l'ordre de 3,4 GJ.

L'usine de Lixhe utilise les déchets dans son four depuis 1983. Son mix énergétique est constitué de 33,11 % de combustibles fossiles (Charbon, gaz) et de 66,89 % des combustibles alternatifs (farines animales, pneus usagés, sciures imprégnées, matières plastiques) (Belboom, 2008). Le Tableau 8 donne les proportions de chaque combustible dans le mélange global, ainsi que les émissions de CO₂ correspondantes.

Tableau 8 – Mix énergétique et CO₂ émis lors de la combustion pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).

Combustibles	PCI [MJ/kg]	Masse [kg]	Masse C [kg]	Masse CO ₂ émis [kg]
Charbon	-	61,14	42,80	156,81
Gaz	-	0,85	0,80	2,93
Pneus	33,31	9,33	7,05	25,85
Farines animales	19,22	28,54	12,93	47,37
Sciures imprégnées	11,06	87,38	21,34	78,17
Total		187,24	84,92	311,13

La farine utilisée par la cimenterie de Lixhe est un mélange constitué de limon, de craie, et de tuffeau, dont les proportions et les émissions de CO₂ pour chaque type de matière première sont données dans le Tableau 9.

Tableau 9 – Matières premières utilisées et CO₂ émis lors de la décarbonatation de CaCO₃ pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).

Matières premières	Masse [kg]	Masse CaCO₃ [kg]	Masse CO₂ émis [kg]
Limon	41,20	30,90	13,59
Craie	1004,92	1004,92	441,87
Tuffeau	334,97	251,23	110,47
Total	1381,09	1287,05	565,93

Au regard des Tableau 8 et Tableau 9, il se dégage une émission globale de CO₂ de l'installation de 877,06 kg/t de clinker. Le Tableau 10 donne les informations dans le cas où le mix énergétique du four est constitué de 100 % combustible fossile.

Tableau 10 - Mix énergétique constitué des fossiles et CO₂ émis lors de la combustion pour la production d'une tonne de clinker/ Usine de Lixhe (Belboom, 2008).

Combustibles	Masse [kg]	Masse C [kg]	Masse CO₂ émis [kg]
Charbon	132,60	92,82	340,10
Gaz	0,85	0,80	2,93
Total	133,45	93,62	343,03

Dans le cas où le four n'utilise que des combustibles fossiles, les émissions globales de CO₂ de l'installation sont évaluées à 908,96 kg/t de clinker. En optant pour la substitution partielle des combustibles fossiles par des combustibles alternatifs, l'usine de Lixhe réduit ses émissions CO₂ de 31,9 kg/t de clinker.

1.1.4.4.2 Usine de Saint-Pierre-la-Cour/Lafarge.

L'usine de Saint-Pierre-la-Cour est située dans le département de la Mayenne en région Pays de la Loire, en France. Elle fait partie des cimenteries du groupe Lafarge. Sa capacité de production est de 1,6 million de tonnes de ciment par année.

L'usine de Saint-Pierre-la-Cour utilise depuis 1997 des combustibles alternatifs tels que les déchets industriels (pneus usagés, biomasse, farines animales, solvant, ...) pour constituer son mix énergétique. Actuellement, l'usine fonctionne avec un taux de substitution de 60 % (Lafarge, 2016). Son objectif à court terme (fin 2017) est d'atteindre 80 % de substitution. Selon (Lafarge, 2016), l'usine de Saint-Pierre-la-Cour sera la première en France à atteindre un tel taux de substitution des

fossiles par des combustibles alternatifs. Ce qui lui permettra de réduire de 100 000 tonnes ses émissions de CO₂ par an (Lafarge, 2016).

1.2 Description du procédé de fabrication du ciment.

1.2.1 Bref historique.

Les matériaux du ciment, argile et calcaire ont longtemps été utilisés par l'homme, depuis la nuit des temps. Les romains fabriquaient des mortiers en argile, en y ajoutant de la chaux grasse des tuileaux ou de la pouzzolane naturelle. Au 18^{ème} siècle, on trouvait encore des ouvriers qui utilisaient cette technique ancienne. Plusieurs théories circulaient à cette époque, notamment celle de considérer l'argile comme étant le matériau conférant à la chaux les propriétés de se solidifier en présence d'eau. De 1755-1759, il y a eu l'expérience du britannique John SMEATON, qui mélangea la chaux hydraulique avec des pouzzolanes. La principale date reste celle de 1796, sur l'île de Sheppey, au Royaume-Uni où James PARKER découvre un calcaire fortement argileux, pouvant donner après une cuisson de 900 °C du ciment naturel, avec prise rapide. On parla donc du « **Ciment Romain** » (Roman Cement), qui fût fortement commercialisé (Treussart, 1829). C'est au 19^{ème} siècle que le ciment que nous utilisons aujourd'hui a été découvert. En 1818, Louis Vicat conduit les recherches sur la possibilité de produire de la chaux hydraulique à partir des matériaux tels que l'argile, le calcaire et de la pouzzolane artificielle. En 1824, l'anglais Joseph ASPDIN réussit à fabriquer une chaux éminemment hydraulique en cuisant à haute température un mélange de calcaire et d'argiles, qu'il appela « **Ciment Portland** ». Il déposa ainsi un brevet sur le ciment Portland, qui lui valut une renommée internationale. Le nom de Portland est dû à la similarité qu'il présente avec la pierre de Portland, des carrières de la côte Dorset, en Grande Bretagne (Hewlett, 2003).

1.2.2 Grandes étapes du procédé.

On peut distinguer cinq étapes principales constituant le procédé de fabrication du ciment :

- L'extraction des matières premières dans la carrière et leur homogénéisation ;
- La préparation des matières premières afin de constituer la farine crue (ou pate pour voie humide) ;
- La cuisson de la farine aboutissant à la création du clinker ;

- Le broyage du clinker et des ajouts pour fabriquer du ciment, et ;
- Le stockage et expédition du ciment.

Le schéma de principe de fabrication du ciment est donné en Figure 7.

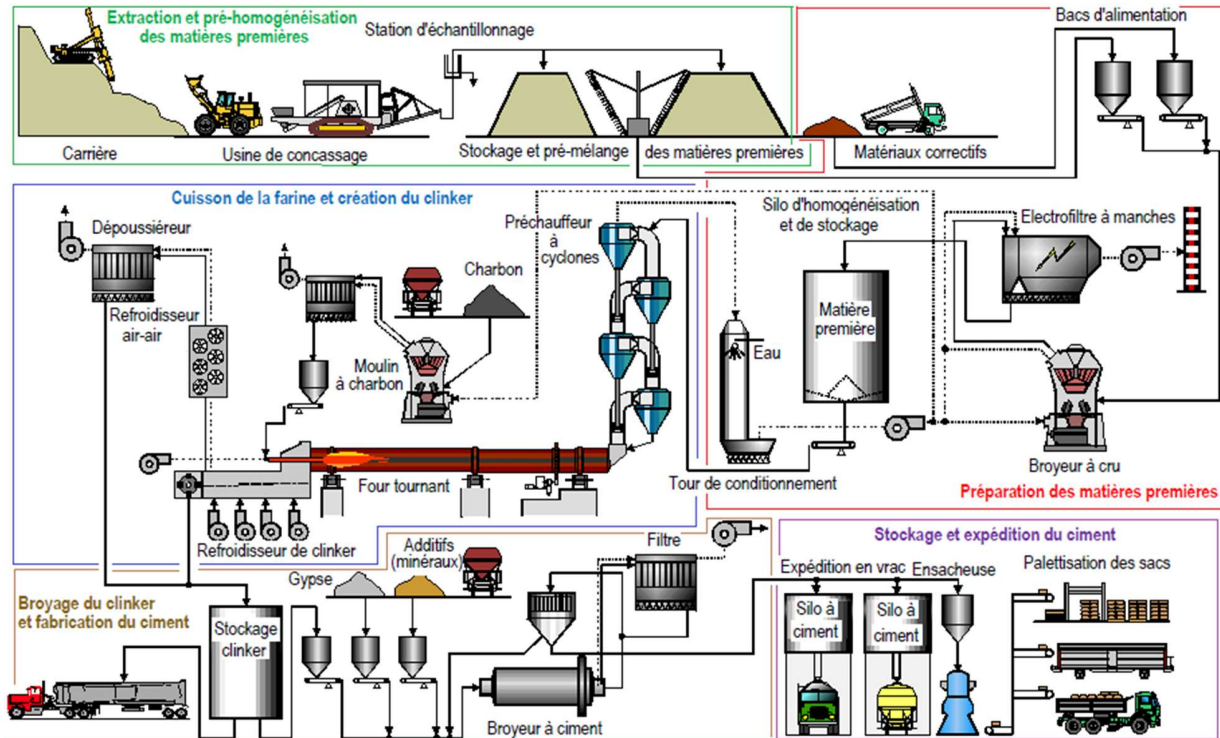


Figure 7- Fabrication du ciment-schéma de principe (RTCE, 2011).

1.2.2.1 Extraction et pré-homogénéisation des matières premières.

Les cimenteries disposent en général d'une ou de plusieurs carrières, d'où sont extraites les matières premières. Le calcaire et l'argile sont les principaux matériaux servant à la fabrication du ciment. Le minerai de calcaire peut être du Carbonate de Calcium (CaCO_3), de la Dolomite ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$ ou $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$), ou du Dioxyde de Calcium et de Magnésium ($\text{CaO} \cdot \text{MgO}$). Quant à l'argile, elle peut se trouver sous les formes suivantes :

- Kaolinite : $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot (\text{OH})_4$;
- Halloysite : $\text{Al}_2(\text{Si}_2\text{O}_5) \cdot (\text{OH})_4$;
- Montmorillonite : $(\text{Na}, \text{Ca})_{0,3} (\text{Al}, \text{Mg})_2\text{Si}_4\text{O}_{10}(\text{OH})_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$;
- Illite ou Phyllosilicates : $\text{K}_{0,65} \text{Al}_2(\text{Al}_{0,65}\text{Si}_{3,35}\text{O}_{10})\text{OH}$;
- Chlorite : $\text{Mg}_5 (\text{Al}, \text{Fe})(\text{OH})_8 (\text{Al}, \text{Si})_4\text{O}_{10}$;
- Sépiolite : $\text{Mg}_4\text{Si}_6\text{O}_{15}(\text{OH})_{22} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$;

▪ ...

L'extraction de ces deux matériaux peut se faire dans une même carrière ou dans de carrières différentes. Les calcaires sont extraits des parois rocheuses par abattage à l'explosif et/ou par des pelles mécaniques. Le transport vers les halls de concassage est assuré par des bandes transporteuses, ou par des bennes de différents tonnages. Après concassage, les calcaires sont stockés dans le hall de stockage des matières premières (calcaire), dont la capacité peut aller jusqu'à plusieurs milliers de tonnes. Pour l'argile, l'extraction se fait le plus souvent par excavation directe (en surface). La pré-homogénéisation de l'argile se fait sur le site même d'excavation. Cette opération conditionne la nature du clinker qu'on souhaite obtenir.

1.2.2.2 Préparation des matières premières.

L'extraction des matières du stock est effectuée à l'aide d'un gratteur latéral de reprise, qui se déplace sur rails sur l'un des côtés longitudinaux du stock. La capacité du gratteur de reprise est d'environ de 150 tonnes par heure (CINAT). Les produits extraits sont acheminés par bandes transporteuses vers les doseurs de calcaire et d'argile, afin d'ajuster les proportions de calcaire et d'argile. La composition moyenne utilisée est de 80 % de calcaire et de 20 % d'argile. Le mélange obtenu est ensuite envoyé au broyeur, dans le but d'obtenir un mélange homogène appelé cru ou « farine » sous forme de poudre très fine (de diamètre inférieur à 200 μm) possédant une composition fixe. La composition du cru reste habituellement dans les proportions suivantes (IFIPS, 2017) :

- Carbonate de calcium (CaCO_3) : de 77 à 83 %
- Silice (SiO_2) : de 13 à 14%
- Alumine (Al_2O_3) : de 2 à 4%
- Oxyde de fer (Fe_2O_3) : de 1,5 à 3 %. (Ce sont ces oxydes qui donnent au ciment Portland sa couleur grise)

Dans les installations modernes, le broyeur permet à la fois le séchage et le broyage des matières premières. Cela est rendu possible grâce au circuit des gaz chauds venant du four tournant. Plusieurs types de broyeurs sont utilisés (broyeurs à galets, broyeurs à boulets, ...), dans lesquels sont disposés des charges à broyer (galets, boulets,...). Ces broyeurs sont souvent équipés à leur sortie d'un système (crible) permettant de séparer les fractions suffisamment broyées, de celles insuffisamment broyées. La farine obtenue à ce stade porte le nom de « Farine crue », et est

acheminée par transport pneumatique vers les silos de stockage et d'homogénéisation. La farine homogénéisée est souvent appelée en langage cimentier « Farine four ».

1.2.2.3 Cuisson de la farine et création du clinker.

De silos d'homogénéisation, la farine est extraite au moyen des surpresseurs d'air, et est acheminée par des transporteurs à vis, puis par des élévateurs à godets vers les doseurs (qui régulent le débit de farine à envoyer au four). Des doseurs, la farine est envoyée par transport pneumatique vers la tour à préchauffeurs, où les premières transformations de la farine commencent. La température d'entrée farine dans la tour de préchauffage peut varier de 60 à 80 °C. Elle y est portée à 900 °C dans les échangeurs à cyclone avant d'être amenée à l'entrée du four tournant. A l'intérieur du four, plusieurs transformations physico-chimiques sont observées, notamment l'effondrement de la structure cristalline de l'argile, la décarbonatation, et la clinkérisation. Comme ordre de grandeur de consommation d'énergie, (Charron, 2008) donne une valeur moyenne de 3200 kJ/kg de clinker. A la sortie du four, le clinker se trouve encore à de très hautes températures (1200 °C), d'où la nécessité de le refroidir. Le clinker est transporté vers le refroidisseur, d'où il sort une température maximale de 200 °C. La Figure 8 montre les clinkers chauds sortant du four.

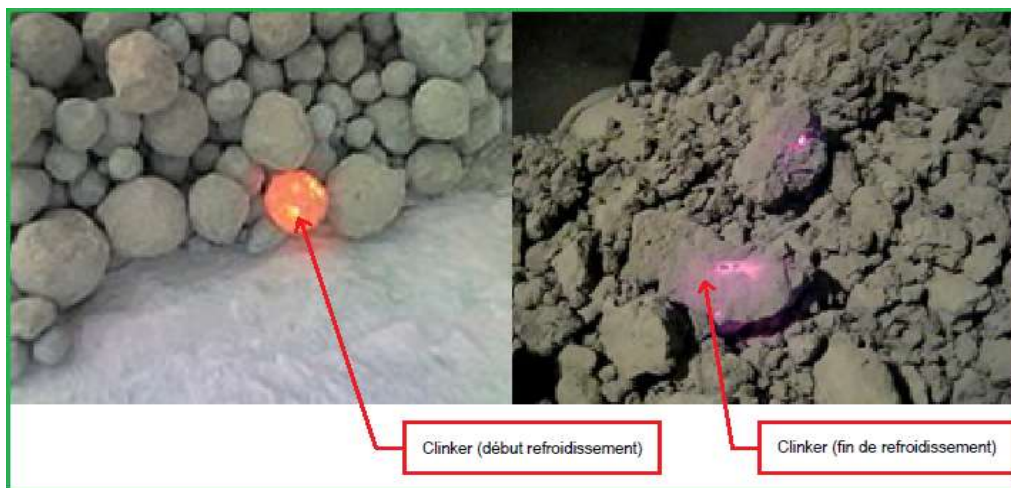


Figure 8 - Clinkers chauds sortant du four tournant (McKeen, 2008; McMathis, 2015).

1.2.2.4 Broyage du clinker et fabrication du ciment.

A la sortie du refroidisseur, le clinker est transporté vers le hall de stockage de clinker, dont la capacité peut aller jusqu'à plusieurs milliers de tonnes. Du hall de stockage, le clinker est extrait à l'aide d'une rigole, et est transporté vers le broyeur à ciment à l'aide des transporteurs à bandes,

puis par des élévateurs à godets. Les normes cimentières exigent que la mouture soit faite de 97 % de clinker et 3 % de gypse ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). L'alimentation du broyeur en clinker et en gypse se fait à l'aide de deux alimentateurs, qui assurent le dosage entre le clinker et le gypse (provenant du hall de stockage de gypse).

1.2.2.5 Stockage et expédition du ciment.

Du broyeur à ciment, le ciment ainsi produit est transporté par des conduites pneumatiques vers les silos de stockage de ciment. La capacité de stockage dans une installation cimentière peut aller de quelques tonnes à plusieurs milliers de tonnes. Le ciment est extrait des silos par des extracteurs pneumatiques, qui l'acheminent vers l'atelier d'ensachage, à l'aide des transporteurs à vis, puis par des élévateurs à godets. L'ensachage du ciment se fait au moyen d'une ensacheuse à flux dont la capacité peut aller de quelques tonnes à plusieurs centaines de tonnes par heure. Le ciment est ainsi placé dans des sacs à valve, généralement en papier de 50 kilo grammes. L'expédition du ciment est rendue possible par des toboggans, et par des bandes transporteuses jusqu'au lieu de chargement des camions et des wagons de chemin de fer.

1.2.3 Les procédés existants.

Il existe quatre procédés de fabrication du ciment : voie humide, voie semi-humide, voie semi-sèche, et voie sèche. Chaque procédé correspond à un ou plusieurs types de fours.

1.2.3.1 Procédé à voie humide.

Le procédé par voie humide est utilisé depuis longtemps. Actuellement, il est considéré comme obsolète, et consommateur d'énergie. Les fours à voie humide sont réputés être très long, atteignant parfois 220 mètres (Charron, 2008). Ces fours disposent de trois zones : séchage, décarbonatation, et clinkérisation. La matière première est alimentée sous forme de pâte, faite du calcaire et d'argile finement broyés avec de l'eau (28 à 42 % d'eau). Pour des raisons thermiques, les parois à l'entrée du four (environ 20 % de la longueur totale du four) sont revêtues de chaînes marines. Les fours à voie humide sont caractérisés par des capacités de production journalière de 250 à 3600 tonnes (Bastier et al., 2000a).

1.2.3.2 Procédé à voie semi-humide.

Le procédé à voie semi-humide est un dérivé de la voie humide, mais avec comme particularité la présence d'un filtre presse, d'une tour à préchauffeurs ou d'une grille Lepol et d'un cylindre rotatif court. Et aussi la faible teneur en eau dans la pâte, évaluée entre 17 à 21 %. Le filtre presse sert à filtrer la pâte avant son introduction dans la tour de préchauffage (Charron, 2008). La matière entre dans la tour de préchauffage sous forme de pâte, et en sort sous forme de farine. Cette dernière est ensuite admise au cylindre rotatif pour donner du clinker. Dans le cas des fours à grille Lepol, la pâte provenant du filtre presse est introduite dans un préchauffeur à grille Lepol. La pâte tombe sur des grilles perforées, aux travers lesquelles passent les gaz de combustion provenant du four (Charron, 2008). A la sortie de la grille Lepol, la farine est admise au four tournant (cylindre rotatif).

1.2.3.3 Procédé à voie semi-sèche.

Le procédé à voie semi-sèche est très proche de celui à voie semi-humide. La différence entre les deux catégories réside sur le fait que dans le cas de la voie « semi-sèche », on ne manipule pas la matière sous-forme de pâte, mais plutôt sous-forme de granulés ou farine. Ce procédé s'est développé à partir des années 1930 en alternative au procédé à voie humide. Il y a eu alors une forte réduction de la consommation spécifique thermique, de l'ordre de 20 à 30 % (Bastier et al., 2000a). Après broyage et homogénéisation, les matières premières sont introduites dans une sole de granulation (granulateur), où elles sont mélangées avec de l'eau (10 à 12 %) pour donner des granulés (Charron, 2008). Ces derniers sont ensuite envoyés dans la grille Lepol, avant leur admission au tour tournant.

1.2.3.4 Procédé à voie sèche.

Le procédé à voie sèche est le plus utilisé actuellement. Il a été mis au point dans le but d'éliminer l'étape de séchage de la pâte et/ou de granulés. La matière (farine crue) envoyée dans le four ne contient plus d'eau. Cela est dû à la présence d'un broyeur, capable de broyer et de sécher en même temps les matières premières. Il y a eu une grande évolution de ces types de fours, dans la mesure où plusieurs technologies ont vu le jour, avec comme but l'amélioration des rendements énergétique et de production. Nous pouvons citer par exemple les fours à préchauffeurs sans

précalcination, les fours à préchauffeurs, à précalcination, sans air tertiaire, et les fours à préchauffeurs, à précalcination, avec air tertiaire.

1.2.4 Le cœur du procédé sec : le four tournant.

Le procédé de fabrication du ciment par voie sèche s'est beaucoup développé au cours de trois dernières décennies, notamment en ce qui concerne le four de cuisson. Plusieurs types de fours tournants ont vu le jour : fours à préchauffeurs (le premier dès l'avènement du procédé), fours à préchauffeurs à précalcinateur, sans air tertiaire, et fours à préchauffeurs à précalcinateur, avec air tertiaire. Ces fours tournants sont équipés de différents types de refroidisseurs : à grilles, à ballonnets (ou planétaires), et rotatif. Dans ce paragraphe, nous présentons le schéma de principe de différents types des fours tournants du procédé sec. Nous donnons également quelques informations sur les entrées, les sorties, les caractéristiques géométriques et les niveaux de température de ces fours.

1.2.4.1 Schéma de principe d'un four tournant par voie sèche.

Nous présentons les schémas de principe de trois grandes familles de fours tournants rencontrées dans le procédé à voie sèche, ainsi que les types de refroidisseurs utilisés.

1.2.4.1.1 Fours tournants à préchauffeurs sans précalcinateur.

Les fours tournants à préchauffeurs sans précalcination sont les premiers fours qui ont vu le jour dès l'avènement du procédé par voie sèche. Ils sont donc anciens, bien qu'ils fonctionnent encore actuellement. Ces fours, équipés des tours de préchauffage dont les étages peuvent aller de 4 à 6, ont été mis au point dans le but de palier au problème énergétique. Plus le nombre d'étages est élevé plus le cylindre rotatif (four tournant) est de faible longueur. Le nombre d'étages dépend fortement de l'humidité des matières premières. Les fours à préchauffeurs permettent donc l'équilibre entre la chaleur disponible dans les fumées sortant de l'échangeur, à des températures de 350 à 380 °C, et le besoin en chaleur pour évaporer de l'humidité de matières premières, souvent de 8 à 9 % (Bastier et al., 2000a). La Figure 9 illustre les fours à préchauffeurs, à 4 étages.

Pour la réalisation industrielle des tours de préchauffage, on peut trouver les préchauffeurs à 4 étages de cyclones, échangeur KHD-FLS, échangeur Polysius, et échangeur Prerov. Les fours

rotatifs à préchauffeurs, sans précalcinateur peuvent être équipés des refroidisseurs à ballonnets (planétaires), soit des refroidisseurs à grilles, et soit encore des refroidisseurs rotatifs.

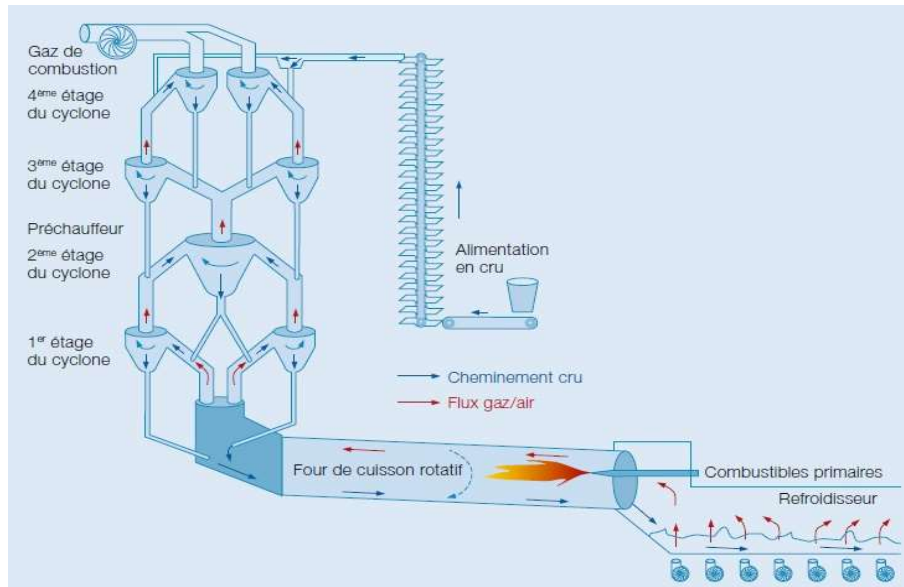


Figure 9 - Four tournant à préchauffeur à 4 étages de cyclones (ABB, 2009).

1.2.4.1.2 Fours tournants à préchauffeurs à précalcinateur, sans air tertiaire.

Le concept a été développé aux 1970 par l'industrie cimentière japonaise, dans le but d'améliorer les performances thermiques et de production des installations existantes. Les fours équipés de précalcinateur ont des faibles consommations spécifiques, du fait de la qualité d'échange thermique, et ont des grandes capacités de production. (Bastier et al., 2001) parlent d'augmentation de production d'un facteur de 2 à 2,3 comparé aux autres types de fours. L'air servant à la combustion du charbon (ou fuel lourd) injecté dans le foyer de précalcination provient de l'excès d'air du brûleur principal du four tournant. Dans cette configuration, il est nécessaire d'avoir un grand excès d'air au niveau du brûleur principal du four, si l'on veut avoir des rendements meilleurs de combustion dans le précalcinateur. Le taux de précalcination est limité à 20 % (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983; Bastier et al., 2001), valeur à ne pas dépasser de peur de refroidir la flamme produite par le brûleur principal du four. La Figure 10 illustre les fours tournants à précalcinateur, sans air tertiaire.

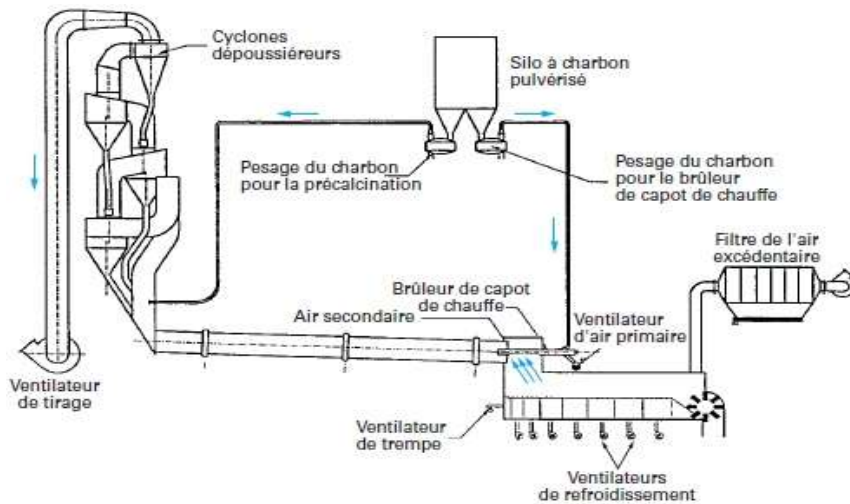


Figure 10 - Four tournant équipé d'un précalcinateur, sans air tertiaire (Bastier et al., 2000a).

1.2.4.1.3 Fours tournants à préchauffeurs à précalcinateur, avec air tertiaire.

Tout ce qui est dit sur les fours à précalcinateur sans conduite d'air tertiaire reste valable, la différence réside sur le taux de précalcination, qui peut atteindre 95 %. L'air servant à la combustion du charbon (ou fuel lourd) injecté dans le foyer de précalcination est extrait de l'air de refroidissement du clinker, directement de refroidisseur à grilles, comme illustré sur la Figure 11 ci-dessous. Il n'est plus nécessaire d'avoir des excès d'air élevé dans le brûleur principal du four. Les fours tournants à précalcination avec air tertiaire sont équipés dans la plupart des cas des refroidisseurs à grilles.

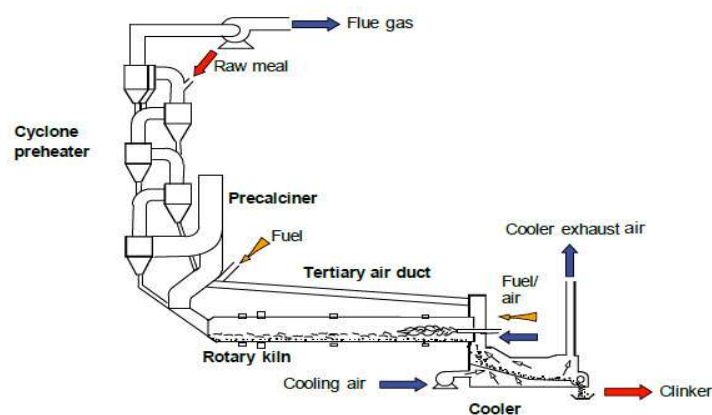


Figure 11 - Four tournant équipé d'un précalcinateur avec air tertiaire.

1.2.4.1.4 Types de refroidisseurs.

Il existe trois types de refroidisseurs dans la cimenterie : à ballonnets (planétaires), à grilles, et rotatifs.

1.2.4.1.4.1 Refroidisseurs à ballonnets (planétaires).

Dans ces types de refroidisseurs, les clinkers sortant du four sont repartis presque équitablement dans différents tubes planétaires, généralement au nombre de 10 (Figure 12). Ces tubes sont équipés de releveurs, permettant d'améliorer l'échange thermique clinker chaud-air. Cet air (air secondaire) est ensuite envoyé au four tournant comme air de combustion. La demande d'air dans les fours équipés de refroidisseurs planétaires est estimée à $0,899 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ de clinker (soit $1,16 \text{ kg/kg}$ de clinker), pour des fours de consommation spécifique de 3450 kJ/kg (Bastier et al., 2000b). Les clinkers sortent généralement à des températures supérieures à $150 \text{ }^\circ\text{C}$ (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).

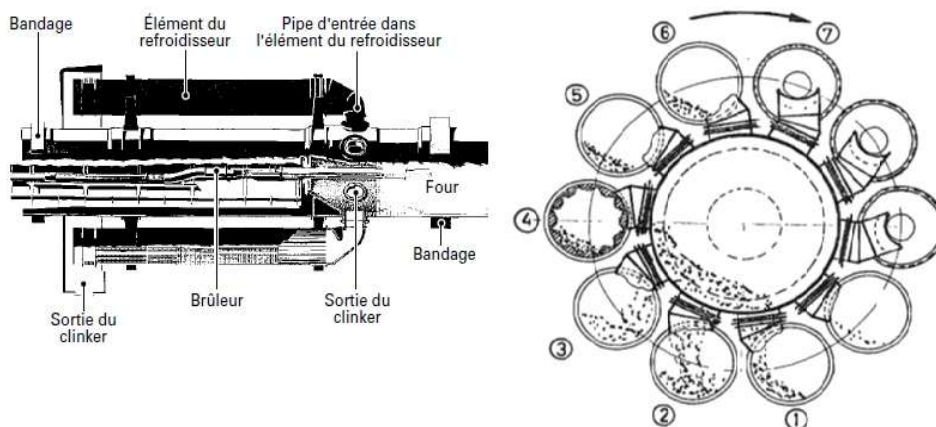


Figure 12 – Refroidisseur à ballonnets ou planétaires (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).

1.2.4.1.4.2 Refroidisseurs à grilles.

Ici, la température finale de $80 \text{ }^\circ\text{C}$ pour les clinkers refroidis peut facilement être atteinte. Cela est rendu possible grâce à des batteries de ventilateurs placées en dessous des grilles, envoyant l'air en courants croisés lors de passage des clinkers chauds sur la grille, comme le montre la Figure 13. Dans ces types de refroidisseurs, la consommation d'air de refroidissement est de $1,4$ à $1,8 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ de clinker (Bastier et al., 2000b). Ces valeurs expliquent le meilleur rendement thermique des fours

équipés d'un refroidisseur à grilles. La température d'air secondaire à l'entrée du four peut facilement atteindre 1000 °C.

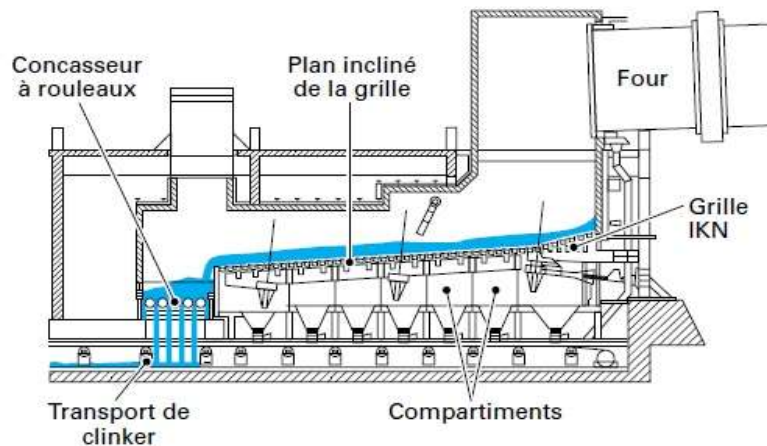


Figure 13 - Refroidisseur à grilles inclinées, à suspension pendulaire, avec grille IKN et concasseur à rouleaux (Bastier et al., 2000b).

1.2.4.1.4.3 Refroidisseurs rotatifs.

Les refroidisseurs rotatifs sont des systèmes très anciens. Ils étaient souvent utilisés sur des fours de grande capacité. Leurs dimensions (longueur et diamètre) sont quasi égales à celles du four tournant, illustré en Figure 14. Par exemple pour un four de capacité journalière de 3200 tonnes, la longueur et le diamètre du refroidisseur rotatif valent respectivement 54 et 5,6 mètres. Comme pour les refroidisseurs planétaires, le refroidissement n'est pas rapide dans les refroidisseurs rotatifs. La température des clinkers sortant du refroidisseur est de l'ordre de 180 à 300 °C (Bastier et al., 2000b).

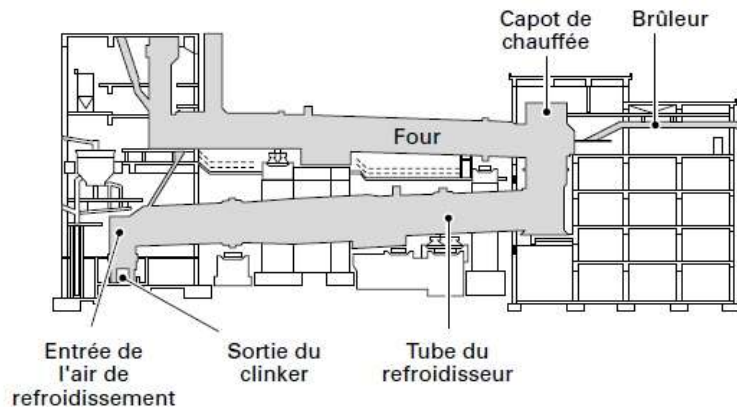


Figure 14 - Refroidisseur rotatif ou tubulaire KHD (Bastier et al., 2000b).

1.2.4.2 Entrées.

Les principales entrées dans ce type de four sont la farine, les combustibles fossiles et/ou alternatifs, et l'air (primaire et secondaire). L'entrée principale de farine dans le circuit du four tournant se situe au niveau du dernier étage de la tour à préchauffeurs. Dans le tronçon rotatif, elle rentre par un canal dérivé (indépendant de la sortie gaz de fumée au four) situé juste en dessous du dernier cyclone (premier étage). Le combustible fossile (charbon, fuel lourd, ou gaz naturel) est introduit au moyen de circuit d'alimentation vers le brûleur principal. Quant aux combustibles alternatifs, ils sont introduits soit dans la même entrée que la farine (en dessous du dernier cyclone), soit encore dans le brûleur principal (brûleur spécifique), en même temps que le combustible fossile. Et enfin, l'air primaire est introduit par l'intermédiaire de ventilateurs d'air primaire, qui envoient l'air dans le brûleur. L'air primaire sert aussi à transporter le combustible au four. Alors que l'air secondaire est introduit au moyen des ventilateurs d'air secondaire, qui envoient l'air vers le refroidisseur à clinker, avant son entrée dans le tronçon rotatif.

1.2.4.3 Sorties.

Les principales sorties sont le clinker et les gaz d'échappement. Le clinker sort du cylindre rotatif quelques mètres après la tête du brûleur principal (fin de zone de clinkérisation), à l'entrée refroidisseur. C'est à la sortie de refroidisseur que le clinker quitte définitivement le circuit du four tournant. Les gaz sortent du tronçon rotatif du four par le tuyau montant, reliant le cylindre rotatif

(four tournant) au dernier cyclone de la tour à préchauffeurs. Ils sortent du circuit du four tournant au niveau du dernier étage de la tour à préchauffeurs.

1.2.4.4 Equipement (taille, inclinaison, réfractaires, poids,...).

Les caractéristiques des fours tournants dépendent bien évidemment de leurs types. Nous ne donnons ici que les informations concernant les fours à voie sèche. Les principales dimensions sont les suivantes :

- Longueur : 50 – 100 m
- Diamètre intérieur : 3,15 – 6,60 m
- Inclinaison : 3,5 – 6 %
- Vitesse de rotation : 1,5 – 3,48 tr/min.
- Poids du cylindre rotatif : 310 tonnes (pour four de 60 m) (Source CINAT)
- Epaisseur de la tôle : 28 – 75 mm

Les dimensions de fours tournants dépendent d'un fabricant à un autre. Les fabricants les plus connus sont : Polysius, FLSmidth, Shanghai Joyal Machinery, Fives FCB, et ThyssenKrupp Fördertechnik. La firme FLSmidth par exemple donne les dimensions suivantes pour ses fours (Figure 15).



Figure 15 – Dimensions des fours tournant fabriqués par FLSmidth (FLSmidth, 2011).

Dans un four tournant, chaque zone correspond à un matériau réfractaire spécifique. Cela se justifie par le fait que les réactions physicochimiques et les températures de service dépendent d'une zone à une autre. Ainsi, nous donnons un exemple des caractéristiques de revêtement du four tournant de la Cimenterie Nationale de Kimpese (CINAT) dans le Tableau 11.

Tableau 11 - Caractéristiques de matériaux réfractaires du four tournant de la CINAT.

Matériaux réfractaires	ORYLEX 125 ou 150	KRONEX 50	PERILEX 80
Zone d'utilisation	Chauffage 15-25 Al ₂ O ₃	Décarbonatation	Cuisson
Composition [%]	60-65 SiO ₂ 1,5Fe ₂ O ₃	50-54 Al ₂ O ₃	80-84 MgO
Température [°C]	1400	1650	1700
Conductibilité thermique [W/m/K]	0,5	1,4	2,6

1.2.4.5 Niveaux de température.

Les fours tournants sont des équipements à hautes températures. La flamme produite par le brûleur principal du four peut atteindre 2000 °C. Les gaz quittent le tronçon rotatif à des températures avoisinant 900 °C. A la sortie de la tour à préchauffeurs (dernier étage), les gaz n'ont plus que 350 °C en moyenne. La farine quant à elle, rentre à la tour à préchauffeurs entre 60 – 80 °C, et en sort aux environs de 900 °C avant son admission au four tournant. A l'entrée de refroidisseur, le clinker se trouve à 1200 °C. Il en sort aux environs de 150 °C (cas de refroidisseur à ballonnets), à environ 100 °C (cas de refroidisseur à grilles), et enfin entre 180 - 300 °C (cas de refroidisseur rotatif).

1.2.4.6 Exemples.

Comme exemple, nous donnons celui du four rotatif Unax de la cimenterie nationale de Kimpese (CINAT), en République Démocratique du Congo. A la CINAT, la fabrication du ciment se fait par voie sèche. L'installation cimentière est équipée d'un four tournant à préchauffeurs (à 4 étages) et à refroidisseur à ballonnets. Les caractéristiques géométriques du four sont les suivantes : 58 m de longueur, 4,150 m de diamètre, 3,5 % de pente, 3,3 tr/min de vitesse de rotation. En ce qui concerne le niveau de température, la farine entre à la tour à préchauffeurs à 60 °C, elle atteint 800 °C juste à l'entrée du four tournant. Le clinker produit quitte le four vers 1200 °C pour le refroidisseur à ballonnets où il sort aux environs de 150 °C. Le mix énergétique du four rotatif Unax de la CINAT est composé uniquement de fuel lourd basse teneur en soufre (BTS). La CINAT produit entre 1200 - 2000 tonnes de clinker par jour.

1.3 Problématique et contexte de l'étude.

L'amenuisement et le coût élevé des combustibles fossiles poussent les industries cimentières à penser à d'autres sources d'énergie, qui pourraient suppléer au besoin énergétique de production de ciment dans leurs installations. Parmi les sources d'énergie potentielles, nous avons les déchets/biomasse, qui présentent un intérêt économique et environnemental pour les fours tournants de production de ciment, et qui pourraient être des combustibles pertinents pour de tels fours. Contrairement aux énergies fossiles, la production de déchets dans le monde augmente de plus en plus. En 2006, selon l'article «Panorama mondial des déchets» de l'Institut des matières premières Cyclope (Cyclope, 2017), la planète a produit entre 3,4 et 4 milliards de tonnes de déchets, dont 1,7 à 1,9 milliard de tonnes de déchets municipaux, 1,2 à 1,67 milliard de tonnes de déchets industriels non dangereux et 490 millions de tonnes de déchets industriels dangereux. Concernant la collecte, 2,74 milliards de tonnes de déchets ont été ramassées dans le monde, dont 1,24 milliard de déchets municipaux (Cyclope, 2017). Cette production est appelée à augmenter. Des statistiques prévoient, en 2025, une augmentation de 2,2 milliards de tonnes de déchets municipaux (soit 70 % de hausse). Au regard de ces chiffres, nous remarquons qu'il y a un grand potentiel de déchet, mais qui est peu exploité.

La présente étude concerne la substitution partielle du combustible fossile par des combustibles alternatifs (Biomasse, Pneus usés, et RDF) dans le four tournant pour produire du ciment. Bien que ces combustibles dits « alternatifs » présentent des valeurs énergétiques intéressantes, ils ne peuvent pas être utilisés directement dans l'industrie du ciment sans une étude préalable sur la composition et la constitution, car la fabrication du ciment est régie par plusieurs prescriptions à respecter. Ainsi, le présent paragraphe se consacre à donner quelques pistes nécessaires pour l'optimisation de la substitution, tout en préservant la qualité du ciment. Les informations sur les types de combustibles alternatifs retenues pour l'étude sont également présentées.

1.3.1 Nécessité d'optimiser la substitution pour la rendre compatible avec la qualité du ciment.

Les propriétés du ciment sont influencées de manière générale par la composition des matières premières (argile et calcaire) ainsi que par le traitement thermique et mécanique du clinker. La

composition du clinker dépend en premier lieu de la nature chimique et minéralogique du mélange de matières premières (Kleppinger, 1993). Les combustibles (fossiles et alternatifs) peuvent également influencer la qualité du clinker.

Les combustibles alternatifs contiennent très souvent des grandes teneurs en cendres et d'humidité, des composés organiques, des métaux lourds, des éléments circulants (Na, K, Cl, S,...), des substances volatiles (Tsiliyannis, 2012), etc... En raison de leur composition, souvent très variée, l'utilisation de combustibles alternatifs dans la cimenterie peut altérer la qualité du clinker (ou du ciment), si aucune mesure n'est prise concernant l'analyse de déchets à substituer en four tournant. Par exemple, le chlore est un élément à éviter, car sa présence (forte teneur) dans le ciment cause de problèmes de corrosion des armatures ou aciers dans le béton, et perturbe la prise et le durcissement du ciment.

Au regard de ce qui précède, la substitution doit être optimisée, afin de produire un ciment de meilleure qualité, à un coût énergétique faible, tout en protégeant l'environnement. Optimiser la substitution revient à procéder aux analyses et vérification en amont des déchets susceptibles d'être utilisés en cimenterie. Plusieurs auteurs proposent des analyses préalables de déchets avant leurs utilisations. (Tsiliyannis, 2012) par exemple, propose que les éléments suivants puissent être vérifiés : le pouvoir calorifique, les polluants et éléments circulants présents dans les déchets, la qualité de déchet, la conformité à l'environnement, le bénéfice économique lié au coût de déchets. Il affirme que le respect de spécifications ci-dessus est une étape importante pour la maîtrise la substitution et l'obtention d'une bonne qualité de ciment. (Mokrzycki and Uliasz-Bocheńczyk, 2003) proposent l'analyse des propriétés suivantes avant que la substitution de déchets dans le four tournant soit faite : l'état physique du combustible (solide, liquide, gazeux), les teneurs des éléments circulants (Na, K, Cl, S), la toxicité (composés organiques, métaux lourds), la composition et la teneur en cendre, la teneur des volatils, la valeur énergétique, les propriétés physiques (taille, densité, homogénéité), les propriétés de broyage, la teneur en humidité, et les proportion de dosage fossile-alternatif. Pour (Zabaniotou and Theofilou, 2008), l'utilisation de combustibles alternatifs dans une cimenterie doit se faire avec précaution. Le choix des combustibles doit reposer sur plusieurs critères, notamment le prix et la disponibilité, le contenu énergétique, les teneurs en cendres et en humidité, les teneurs de substances volatiles. L'analyse

préalable des combustibles qui seront utilisés dans le processus de fabrication du ciment est une étape très importante, pour éviter que le produit final (ciment) soit altéré.

1.3.2 Nécessité de comprendre et hiérarchiser les phénomènes en présence dans le four tournant.

Le four tournant de production de ciment étant le siège de plusieurs phénomènes thermochimiques, il est nécessaire de les comprendre et de les hiérarchiser, tant au niveau de fabrication du clinker (réactions de clinkérisation), qu'au niveau de traitement thermique de combustibles alternatifs pour modéliser ce type d'installation. Ainsi, les réactions de la farine dans le four tournant se présentent comme suit (dans l'ordre chronologique) : chauffage et décarbonatation de CaCO_3 , formation des premières espèces du clinker $(\text{CaO})_2\text{SiO}_2$, $(\text{CaO})_3\text{Al}_2\text{O}_3$, et $(\text{CaO})_4\text{Al}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$ et de la phase liquide, et enfin formation de la dernière espèce du clinker $(\text{CaO})_3\text{SiO}_2$. Pour les déchets/biomasse, la succession des phénomènes suivants peuvent avoir lieu : séchage de déchets/biomasse humide, pyrolyse de déchets/biomasse, combustion et gazéification du résidu solide (char), et combustion homogène des gaz formés. A ces phénomènes physicochimiques, il faut ajouter les échanges thermiques entre les gaz, le lit de solides, et les parois du four.

1.3.3 Combustibles de substitution étudiés.

Trois types de déchets sont retenus pour cette étude : la biomasse, les pneus usés, et le RDF (Refuse Derived Fuel). Chaque type de déchets présente ses particularités. Le choix de ces déchets est essentiellement dû à leur valeur énergétique (le PCI).

1.3.3.1 Biomasse.

La biomasse est un matériau biologique provenant de la vie ou des organismes vivants récemment produits, directement ou indirectement par la photosynthèse, le plus souvent des plantes ou des matières dérivées de plantes (Wang et al., 2017). Les ressources en biomasse sont largement disponibles dans la nature. On estime que la production mondiale de biomasse est d'environ 100 milliards de tonnes par an (Wang et al., 2017).

La biomasse est l'un des déchets les plus utilisés en tant que combustible alternatif dans les procédés industriels et dans l'industrie du ciment en raison de leur disponibilité et de leur prix très bas. Elle se compose de différents résidus d'agriculture, tels que la bagasse, les coquilles d'arachide, les

coquilles d'amandes, la paille, les coques de riz et les coques de café, ainsi que les résidus d'activités liées à la forêt, comme les copeaux de bois, la sciure de bois et l'écorce. L'utilisation de la biomasse pour fournir une substitution partielle des combustibles fossiles a une importance capitale en ce qui concerne le réchauffement climatique, puisque la combustion de la biomasse a le potentiel d'être neutre en CO₂ (Zhang et al., 2017). C'est particulièrement le cas de résidus agricoles, qui sont régulièrement plantés et récoltés (Werther et al., 2000). Les résidus agricoles se caractérisent par des teneurs en matières volatiles plus élevées que d'autres déchets et les charbons. Les processus de conversion thermochimique sont une option importante pour la récupération de l'énergie et des produits chimiques contenus dans la biomasse (Basile et al., 2016). Le Tableau 12 donne la composition élémentaire, ainsi que la valeur énergétique de la biomasse.

Tableau 12 - Analyse élémentaire et immédiate et valeur calorifique de différents déchets.

Eléments	Pneus #	RDF \square	Biomasse ##
Analyse immédiate	% en poids	% en poids	% en poids
Matière Organique	94,6	62,4	95,77
Char	0	0	0
Cendres	4,78	23,2	4,2
Humidité	0,62	14,4	7,6
Analyse ultime (DAF)	% en poids	% en poids	% en poids
C	83,87	47	48,73
H	7,09	6,3	5,9
O	7,421	44,6	44,49
N	0,24	1,7	0,6
S	1,23	0,1	0,08
Cl	0,149	0,3	0,2
PCI brut, en MJ/kg	37,8	24,18	17,97

(Rahman et al., 2015) ; \square (Materazzi et al., 2016) ; ## (Aranda Usón et al., 2013)

1.3.3.2 Pneus.

Les déchets résultant des pneus ont un pouvoir calorifique élevé (même ordre de grandeur que celui du charbon, voire même supérieur) et la même teneur en carbone (char) (Martínez et al., 2013). Compte tenu du nombre croissant de camions et de voitures en circulation, les pneus usés sont de plus en plus abondants. Ces pneus peuvent être recyclés ou autrement éliminés afin de résoudre le problème de la pollution de l'environnement et de réduire les émissions de gaz à effet de serre

lorsqu'ils sont brûlés séparément (déchets brûlés dans les incinérateurs sans but de valorisation énergétique et matière).

Les principales raisons pour lesquelles les pneus usés sont considérés comme un combustible très prometteur dans l'industrie du ciment sont :

- Des pouvoirs calorifiques élevés pouvant aller de 28-37 MJ/kg (Atal and Levendis, 1995; Levendis et al., 1996),
- Une composition riche en carbone : les pneus usés sont caractérisés par des faibles teneurs en humidité et en cendres, et par des teneurs élevées de matière organique. Selon (Atal and Levendis, 1995), les pneus contiennent des structures aromatiques polymères, qui sont similaires à celles du charbon à certains égards.

L'utilisation de pneus usés comme combustible de substitution est actuellement très prisée. Certaines cimenteries préfèrent même les pneus en lieu et place de charbon, à cause de ses valeurs énergétiques. Cependant, la conversion de pneus est réputé être difficile. Selon (Singh et al., 2009), l'élimination des pneus est extrêmement difficile en raison de leurs propriétés chimiques, biologiques et physiques hautement résistantes. Ainsi, les fours de cimenterie sont les mieux appropriés pour la conversion thermochimique des pneus, vu leurs températures de service. Les informations relatives aux pneus sont données dans le Tableau 12.

Les fortes teneurs en soufre des combustibles dérivés de pneus constituent le seul inconvénient majeur de leur utilisation dans les fours de cimenterie. Le soufre est responsable de la formation de SO_x, espèce chimique indésirable dans le système du four (paragraphe 1.3.1). Pour atténuer la teneur en SO_x (dans le gaz) issu de la combustion de pneus, les cimentiers font recours à l'addition d'absorbant dans le circuit du four (Lafarge, 2014). La société SOLVAY propose une technologie (« procédé SOLVAir au bicarbonate») consistant à intégrer dans le circuit des gaz sortant du four tournant un système d'injection continue du réactif bicarbonate de sodium (NaHCO₃) à sec afin de réduire la teneur des sulfates (SO_x) dans le gaz (Solvay, 2017), illustré par la Figure 16.

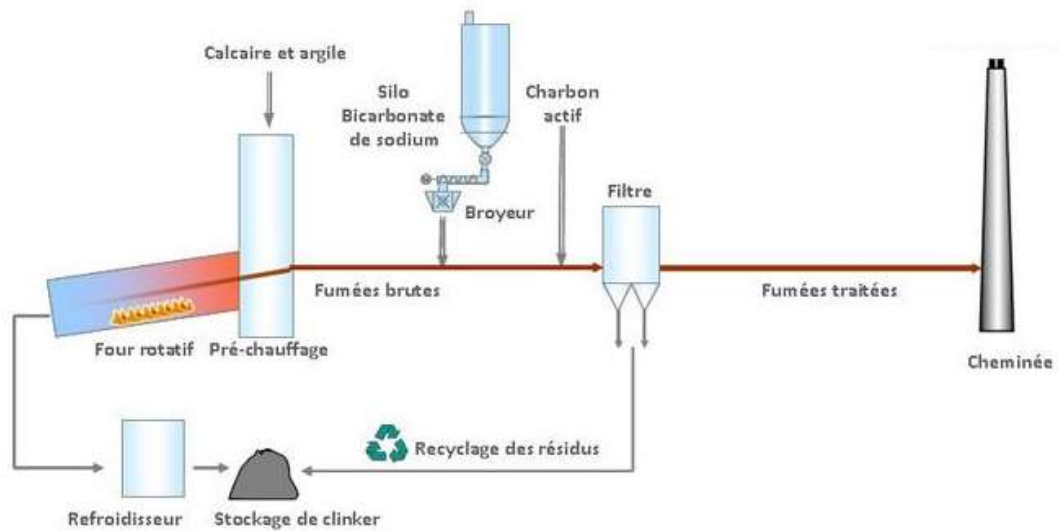


Figure 16 – Neutralisation de SOx contenu dans le gaz par addition de NaHCO₃ (Solvay, 2017).

1.3.3.3 RDF.

Le RDF (Refuse Derived Fuel) est un mélange de plusieurs déchets, entre autres les déchets domestiques, les déchets solides municipaux (MSW), les plastiques et les matériaux biodégradables. Ces derniers se retrouvent en grandes quantités dans le RDF. Selon (Çepelioğullar et al., 2016), le RDF est obtenu à la suite de différentes opérations telles que le déchiquetage, le criblage, la séparation magnétique et par courant de Foucault pour qu'il soit plus maniable, en de formes permettant son stockage.

Le RDF est en effet utilisé dans de nombreux procédés industriels : pyrolyse, gazéification, combustion et autres. Il fournit des solutions pour l'élimination des fractions de déchets non recyclables. Il peut être utilisé comme substitut direct des combustibles fossiles dans la gazéification (Materazzi et al., 2016). Le RDF est très flexible à l'utilisation et offre un grand nombre d'avantages écologiques (Çepelioğullar et al., 2016). Selon (Efika et al., 2015), la conversion de MSW (Municipal Solid Waste) au combustible dérivé du type RDF est souvent fait dans le but de résoudre le problème d'hétérogénéité rencontré lors de la pyrolyse de MSW.

La teneur élevée en cendres et matières volatiles dans le RDF peut entraîner une faible production de chaleur, créant ainsi un frittage à haute teneur en cendres, et une augmentation de la production

de goudron et des émissions de CO₂. La composition élémentaire, ainsi que la valeur énergétique de RDF sont données dans le Tableau 12.

1.3.4 Développement d'un modèle de connaissance du four tournant.

Au regard de ce qui précède, l'objet de ce travail de thèse est de développer un modèle de connaissance du four tournant de production de ciment, avec apport d'énergie par combustibles alternatifs. Ce modèle concerne la fabrication du ciment dans un environnement de mélange farine-déchets (lit de solides), la combustion de fuel lourd dans la phase gaz, et les échanges lit de solides-gaz-parois. Il se caractérise par un couplage de plusieurs phénomènes thermochimiques qui ont lieu dans le four tournant dans le cas de substitution partielle du fossile par des combustibles alternatifs. L'objectif principal du modèle est la compréhension des différents phénomènes dans le four tournant et la prédiction des profils de température et de composition des espèces en présence à chaque position le long du four. Les détails de ce modèle sont donnés dans le chapitre 3.

1.4 Conclusion.

Ce chapitre a décrit les aspects de la production mondiale du ciment et de son utilisation. Il a aussi permis de recenser et comparer ses différents procédés de fabrication, ainsi de contexte de l'étude, liés à la substitution du fossile par des combustibles alternatifs dans le four tournant de production de ciment. Il a également décrit les types de déchets qui seront utilisés dans cette étude.

Chapitre 2 Etat de l'art et périmètre de l'étude.

Le chapitre 2 « Etat de l'art et périmètre de l'étude » a pour objectif de décrire les différents phénomènes tant physiques, chimiques, que thermiques dans le four tournant. La fabrication du ciment met en jeu plusieurs phénomènes qui nécessitent d'être analysés et étudiés.

Tout d'abord, une description des différents modes de transport de la charge dans le four est présentée. Celle-ci propose les plages de vitesses de fonctionnement de chaque mode envisagé. Une présentation de différents travaux et modèles de transferts de chaleur existants dans le cas du four tournant est également effectuée.

Par la suite, nous abordons les questions liées à la chimie du ciment. Durant la formation du clinker dans le four tournant, les réactions telles que la décarbonatation de CaCO_3 et de MgCO_3 , les réactions de clinkérisation et la formation d'une phase liquide ont lieu dans le four. Ces réactions peuvent être endothermiques ou exothermiques. La combustion du combustible fossile et/ou des combustibles alternatifs (dans le cas de substitution des déchets) qui fournit l'énergie nécessaire aux différentes réactions se déroulant dans le four est également présentée.

Avant d'aborder la partie transformation des déchets, nous présentons les propriétés et caractéristiques des combustibles fossiles (fuel lourd en particulier).

Ensuite, la transformation des déchets/biomasse est présentée. Etant donné que la présente étude concerne la valorisation énergétique des déchets/biomasse, il est judicieux de comprendre et d'analyser les différents phénomènes thermochimiques qui prennent place dans le cas de traitement de déchets. Comme pour la farine, nous avons toute une liste des réactions chimiques que subissent les déchets : séchage, pyrolyse, combustion et gazéification. Ces dernières se déroulent à périodes bien précises au sein du réacteur. Les gaz formés par les réactions de farine du ciment et par les déchets biomasse réagissent en phase homogène.

Avant de clôturer ce chapitre, nous donnons quelques informations sur les travaux de modélisation des fours tournants rencontrés dans la littérature. Nous les avons scindés en trois cas : fabrication du ciment, traitement des déchets, et autres cas.

Enfin, nous présentons le périmètre de l'étude, en décrivant en quelques lignes ce que fait chaque sous-modèle, et nous montrons l'importance du couplage de ces différents sous-modèles.

2.1 Description des principaux phénomènes en présence.

Dans cette partie, notre attention se porte sur les différents processus se déroulant au sein des fours tournants. Ainsi, nous nous intéressons dans un premier temps au transport de la charge solide avant de décrire les transferts de chaleur au sein de ces installations. La chimie du ciment dans les fours tournants est également abordée. Enfin, nous dirons un mot sur la transformation des déchets/biomasse.

2.1.1 Transport de la charge solide.

Le transport de la charge dans un four rotatif joue un rôle déterminant dans sa transformation. La charge peut être constituée de matières premières (farine crue pour la cimenterie) et/ou des déchets (combustibles alternatifs). De façon générale, la charge est introduite à contre-courant des gaz chauds quittant le four et générés par un brûleur à combustible fossile. Elle sort à l'autre extrémité, après avoir subi des transformations physicochimiques, l'amenant au stade de clinker.

2.1.1.1 Différents types de mouvements de la charge.

Il existe six mouvements du lit de matière dans le plan transversal du four tournant : slipping, slumping, rolling, cascading, cataracting et centrifuging. La Figure 17 illustre ces six mouvements. (Boateng and Barr, 1996a) affirment que le mouvement du lit le plus souhaitable est généralement celui qui suit le rolling mode, car il favorise un bon mélange de particules avec un renouvellement rapide de la surface du lit qui est exposée aux gaz chauds circulant à contre-courant dans le four. Les mouvements tels que cascading, cataracting et centrifuging se produisent à des vitesses de rotation élevées. Le Tableau 13 reprend les critères pour différents mouvements.

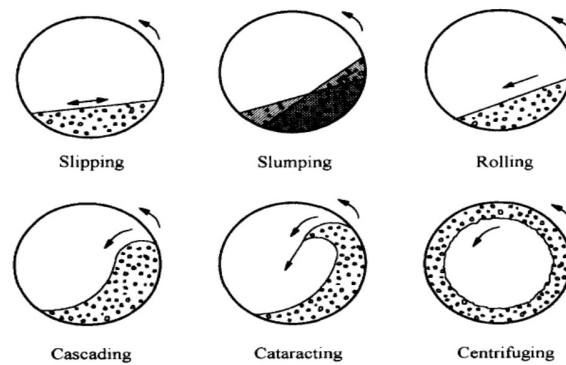


Figure 17- Mouvements du lit de solides (Boateng and Barr, 1996a).

Tableau 13- Nombre de Froude pour chaque mouvement du lit (Boateng, 2012).

Mouvement	Fr ($=\omega^2 R/g$) avec $\delta_{four} = 3,5^\circ$
Slipping	$Fr < 1,0 \times 10^{-3}$
Slumping	$1,0 \times 10^{-5} < Fr < 0,3 \times 10^{-3}$
Rolling	$0,5 \times 10^{-3} < Fr < 0,2 \times 10^{-1}$
Cascading	$0,4 \times 10^{-1} < Fr < 0,8 \times 10^{-1}$
Cataracting	$0,9 \times 10^1 < Fr < 1$
Centrifuging	$Fr > 1,0$

2.1.1.1 Slipping mode.

Il est caractérisé par des vitesses de rotation très faibles (cfr Tableau 13), où la charge se déplace par glissement sur les parois. Le frottement paroi-charge est très faible, étant donné les faibles vitesses de service. Dans le slipping mode, la charge se comporte comme un solide indéformable. Le mélange n'est donc pas possible du fait du glissement sur les parois du four. (Hanrot, 1992) distingue deux types de mouvement (statique et dynamique). Le mouvement statique est observé lorsque le frottement est très faible. La charge est donc quasi-immobile, comme le montre la Figure 17. En mouvement dynamique, le frottement devient un peu plus élevé, d'où le mouvement oscillatoire de va-et-vient. Durant cette phase, affirme (Hanrot, 1992), les parois du four entraînent la charge dans son mouvement de rotation, la charge redescend en glissant le long des parois au moment où la gravité l'emporte sur les forces de frottement. On ne peut guère parler d'un quelconque brassage de la charge dans le slipping mode.

2.1.1.1.2 Slumping mode.

Le régime d'avalanche est observé lorsque le glissement n'est pas possible (Tableau 13). Les frottements paroi-charge deviennent de plus en plus rares. On assiste ici à un cisaillement dans le matériau entre deux régions, formant un angle dit « angle de cisaillement », de part et d'autre de la charge, pouvant être évalué à quelques degrés (Figure 17). Pour (Hanrot, 1992), l'angle de talus oscille entre deux limites (supérieure et inférieure), la limite supérieure (juste avant l'avalanche), considérée comme étant égale à l'angle statique de repos $\varphi_{lit_statique}$, et la limite inférieure (juste après éboulement), qui est considérée comme voisine de l'angle dynamique de repos $\varphi_{lit_dynamique}$, selon la Figure 18.

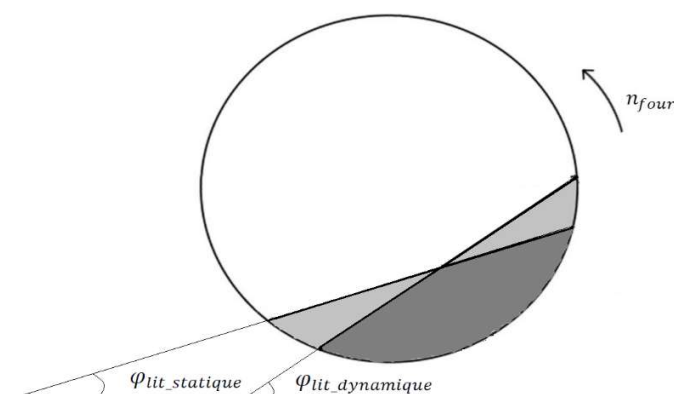


Figure 18 – Variation de l'angle de talus : angle statique et angle dynamique de repos.

2.1.1.1.3 Rolling mode.

Le rolling mode (Tableau 13) est caractérisé par deux régions distinctes à savoir la couche active et la couche passive (Boateng and Barr, 1996a, 1996b; Yin et al., 2014). Les deux régions sont séparées par une zone d'interface. La couche active est mince, alors que la couche passive est épaisse. Pour ce qui est du mouvement, en couche active, la charge se déplace de haut vers le bas de la surface inclinée (surface supérieure du lit), alors qu'en couche passive le transport de la charge s'effectue de bas vers le haut de la paroi du four tournant.

Selon (Yin et al., 2014) à l'extrémité entrée, la couche active est mince et la vitesse des particules est faible, et l'augmentation de la distance axiale favorise aussi l'augmentation de l'épaisseur de la couche active et la vitesse des particules. Ces dernières diminuent à l'extrémité de sortie (de décharge). Le mélange rigoureux des particules et le taux de renouvellement de la surface

supérieure du lit, font que le rolling mode est le plus approprié pour la production du ciment. Le renouvellement sans cesse de la surface du lit favorise une bonne calcination de la farine.

2.1.1.1.4 Cascading mode.

Le cascading mode se met en place à des vitesses de rotation relativement élevées (Tableau 13), où les particules sont éjectées de la couche passive et « cascaded » légèrement avant de réintégrer la couche active (Colin, 2014). Pour (Hanrot, 1992), les particules situées au sommet du talus ont une vitesse qui leur permet de décoller légèrement de la surface libre du lit. (Boateng and Barr, 1996a) considèrent le cascading mode comme étant une condition dans laquelle la hauteur du bord d'attaque s'élève au-dessus de la surface du lit, et les particules se mettent en cascade sur la surface libre (Figure 17 ci-dessus). La cascade n'est donc pas souhaitable dans le fonctionnement d'un four tournant commercial, car ce dernier exige des faibles vitesses de rotation.

2.1.1.1.5 Cataracting mode.

Le cataracting se produit à des vitesses de révolution élevées (Tableau 13). On assiste à un décollage, à une certaine hauteur, entre la charge et les parois (Figure 17). Ce mouvement provoque la ségrégation radiale (Hanrot, 1992).

2.1.1.1.6 Centrifuging mode.

La centrifugation se produit à des vitesses de rotation très élevées (Tableau 13). La centrifugation est considérée comme extrême, dans la mesure où tout le matériau du lit (la charge) tourne avec le mur du four tournant, comme le montre la Figure 17.

2.1.1.2 Problème de ségrégation.

Le transport de charge dans les fours rotatifs est souvent accompagné de problèmes de ségrégation. La ségrégation a lieu lorsque les particules constituant le lit de solides présentent des différences de taille.

2.1.1.2.1 Problème de la différence de taille de particules.

Selon (Boateng and Barr, 1996a, 1996b), le mélange vigoureux des particules et le taux de renouvellement élevé des particules dans la surface transverse du lit constituent les caractéristiques clés de la couche active. Cependant, comme les particules n'ont pas toujours la même taille (même

dimension), les particules les plus petites ont souvent tendance à passer vers le bas du crible formé par les particules de grosse taille. Ce qui constitue le phénomène appelé *ségrégation*. Ce phénomène est déterminant du point de vue de la chimie et de la physique de transformation thermochimique des particules. Durant la ségrégation, les particules plus fines se concentrent au cœur du lit et forment ainsi un *noyau refroidisseur*. De ce fait, elles ont une température inférieure à celle du matériau environnant, vu qu'elles n'ont pas la possibilité d'atteindre la surface du lit, qui est exposée directement au flux de chaleur provenant de la combustion du gaz au niveau du bruleur. (Yin et al., 2014) affirment que l'écoulement dans la couche active dépend principalement du nombre de Froude ($Fr = \omega^2 R/g$, où ω est la vitesse angulaire de rotation et g l'accélération de la pesanteur) et du rapport des tailles ($s = dp/R$, où dp est le diamètre de particule et R le rayon du cylindre du four).

2.1.1.3 Hauteur de la charge le long du four tournant.

L'évolution de la hauteur du lit dans un four tournant dépend de plusieurs paramètres, notamment de la perte de masse dans le lit de solides et des paramètres géométriques du lit et du four (Boateng, 2012; Kramers and Croockewit, 1952). Plusieurs modèles sur l'évolution de la hauteur du lit ont été établis. (Kramers and Croockewit, 1952) établissent un modèle sous forme d'équation différentielle, donnée par l'équation Eq-2.2. Ce modèle donne la hauteur du lit en fonction de la position axiale dans le four tournant. (Mujumdar and Ranade, 2006) utilisent le modèle proposé par (Kramers and Croockewit, 1952), en le présentant comme suit :

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = tg \varphi_{lit} \cdot \left[\frac{tg \delta_{four}}{\sin \varphi_{lit}} - \frac{3q_v}{4\pi n_{four} r_1^3} \left(\frac{2H_{lit}(z)}{r_1} - \frac{H_{lit}^2(z)}{r_1^2} \right)^{-3/2} \right] \quad (\text{Eq-2.2})$$

Où φ_{lit} est l'angle de repos dynamique du lit (radian), δ_{four} est l'inclinaison du four tournant (degré), q_v est le débit volumique de solides (m^3/s), n_{four} est la vitesse de rotation du four (tr/min), et r_1 est le rayon intérieur du four (m).

(Shi et al., 2011; Specht et al., 2010) dans leurs études sur la recherche expérimentale de profondeur de lit solide à l'extrémité de décharge des fours rotatifs, proposent la relation Eq-2.3 suivante :

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = \frac{0,75tg\varphi_{lit}}{\pi \cdot n_{four}} \cdot \frac{q_m}{\rho_s} [r_1^2 - (H_{lit} - r_1)^2]^{-3/2} - \frac{tg \delta_{four}}{tg \varphi_{lit}} \quad (\text{Eq-2.3})$$

Où q_m est le débit masse (en kg/s), et ρ_s est la densité apparente du solide (kg/m^3).

La résolution de l'équation différentielle ci-dessous nécessite une condition initiale ou une condition aux limites. La corrélation ci-dessus peut encore se présenter sous forme adimensionnelle, donnée par la relation Eq-2.4 ci-dessous :

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = Bd \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{H_{lit}}{r_1} \right)^2 \right]^{-3/2} - \frac{tg \delta_{four}}{tg \varphi_{lit}} \quad (\text{Eq-2.4})$$

Avec

$$Bd = \frac{0,75q_m tg \varphi_{lit}}{\pi \cdot n_{four} \rho_s r_1^3} \quad (\text{Eq-2.5})$$

Où dH_{lit}/dz , Bd et H_{lit}/r_1 sont sans dimension. Le terme Bd comprend le débit masse, la vitesse de rotation, le diamètre du four, ainsi que les propriétés du solide. Le sens physique de Bd n'est rien d'autre que le rapport de deux vitesses, selon la relation Eq-2.6 ci-dessous :

$$Bd = 1,5\pi tg \varphi_{lit} \frac{V_a}{V_k} \quad (\text{Eq-2.6})$$

Où V_a est la vitesse axiale du solide dans un four entièrement rempli ($V_a = q_m / \rho_s \pi r_1^2$), et V_k la vitesse tangentielle du cylindre, qui est aussi la vitesse tangentielle maximale du solide à proximité de la paroi interne ($V_k = 2\pi r_1 n_{four}$).

(Perron and Bui, 1990) quant à eux, proposent la corrélation suivante (cfr Eq-2.7 ci-dessous) permettant d'estimer la hauteur de la charge dans le transport axial du lit dans un cylindre rotatif.

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = tg \left[\frac{4q_v \sin \varphi_{lit}}{0,16661 n_{four} r_1^3} (\delta_{lit} - \sin \delta_{lit})^{0,75} - \delta_{four} \right] \quad (\text{Eq-2.7})$$

Où δ_{lit} est l'angle d'interception du lit (en radian).

(Henein et al., 1985) donnent la relation Eq-2.8 ci-dessous, utilisée pour calculer la profondeur du lit.

$$A_{lit} = r_1^2 \cos^{-1} \left(\frac{r_1 - H_{lit}}{H_{lit}} \right) - (r_1 - H_{lit})(2r_1 H_{lit} - H_{lit}^2)^{1/2} \quad (\text{Eq-2.8})$$

Où A_{lit} est la surface transversale du lit de solide (m^2).

(Davies et al., 2010; Granados et al., 2014; Liu and Specht, 2006) présentent la relation Eq-2.9, permettant d'estimer la hauteur du lit le long du four :

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = \frac{tg \varphi_{lit}}{4\pi n_{four}} \left[\frac{q_v}{(r_1^2 - (H_{lit} - r_1)^2)^{3/2}} \right] - \frac{tg \delta_{four}}{\cos \varphi_{lit}} \quad (\text{Eq-2.9})$$

Les corrélations proposées par (Debacq et al., 2013; Descoins et al., 2005; Liu et al., 2009; Ngako et al., 2015) sont dérivées de celle de (Kramers and Croockewit, 1952; Saeman, 1951; Vahl and Kingma, 1952).

La connaissance de la hauteur du lit permet ainsi de calculer le taux de remplissage du four, par l'équation Eq-2.10 (Boateng, 2012) :

$$f = \frac{1}{2\pi} \left(2 \cos^{-1} \left(\frac{r_1}{r_1 - H_{lit}} \right) - \sin \left[2 \cos^{-1} \left(\frac{r_1}{r_1 - H_{lit}} \right) \right] \right) \quad (\text{Eq-2.10})$$

(Colin, 2014) propose l'équation suivante pour le calcul l'angle d'interception du lit $\delta_{lit}(z)$, connaissant la hauteur du lit :

$$H_{lit}(z) = r_1 \left(1 - \cos \left(\frac{\delta_{lit}(z)}{2} \right) \right) \quad (\text{Eq-2.11})$$

2.1.1.3.1 Les surfaces d'échange.

Des considérations géométriques simples (Figure 19) permettent par ailleurs d'estimer les principales surfaces caractéristiques du lit, à chaque position axiale.

- La surface libre du lit (contact entre la phase gazeuse et la phase solide) :

$$A_{lit}^l = 2(2r_1 H_{lit} - H_{lit}^2)^{1/2} \Delta z \quad (\text{Eq-2.12})$$

- La surface de la paroi couverte par le lit :

$$A_{parois}^c = r_1 \delta_{lit} \Delta z \quad (\text{Eq-2.13})$$

- La surface de la paroi découverte (surface de contact entre la paroi et la phase gazeuse) :

$$A_{parois}^d = r_1 (2\pi - \delta_{lit}) \Delta z \quad (\text{Eq-2.14})$$

- La surface transversale de la phase solide :

$$A_{lit} = \frac{r_1}{2} \left(\delta_{lit}(z) - \sin(\delta_{lit}(z)) \right) \quad (\text{Eq-2.15})$$

- La surface transversale de la phase gazeuse :

$$A_{gaz} = r_1^2 \left(\pi - \frac{1}{2} \left(\delta_{lit}(z) - \sin(\delta_{lit}(z)) \right) \right) \quad (\text{Eq-2.16})$$

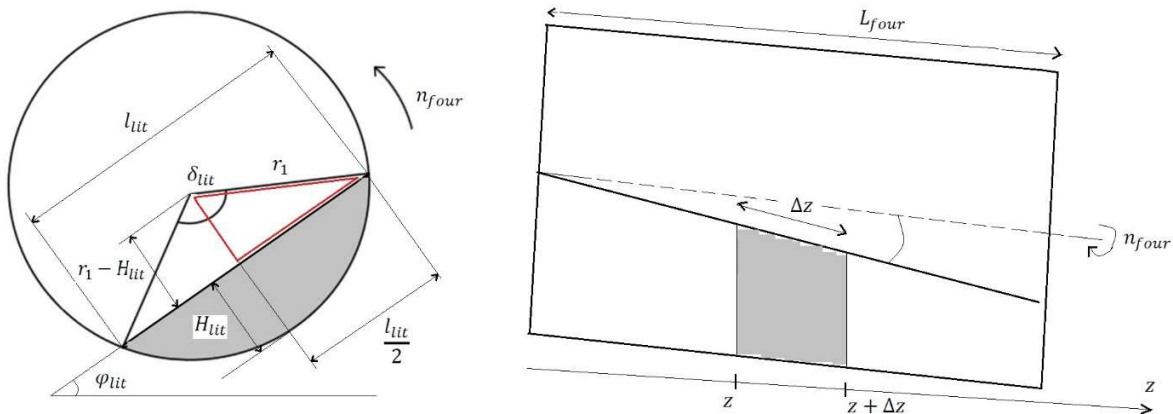


Figure 19 – Considérations géométriques/four tournant.

2.1.2 Transferts de chaleurs dans les fours tournants.

Les transferts de chaleur ont un rôle discriminant dans la préparation du clinker en four tournant. Souvent alimentés en énergie par le biais d'un brûleur placé à leur extrémité, les fours tournants sont le siège de nombreux transferts de chaleur, entre leurs parois, la charge en circulation et le gaz circulant au-dessous de la surface libre du lit.

2.1.2.1 Mécanismes de transfert de chaleur.

Les échanges thermiques dans le four tournant se font de façon générale, suivant les trois modes classiques de transmission de chaleur : conduction, convection, et rayonnement. Et entre trois éléments constitutifs, à savoir : le lit de solides, les parois, et le gaz. Les différents flux possibles sont les suivants (Figure 20) :

- Echange gaz/solides par convection φ_{gazFB}^{Conv} et rayonnement $\varphi_{gazFB-B}^{Ray}$
- Echange gaz/paroi par convection φ_{gazFB}^{Conv} et rayonnement φ_{gazFB}^{Ray}
- Echange solides/paroi couverte par conduction φ_{four-}^{Cond}
- Echange solides/paroi découverte par rayonnement φ_{four-B}^{Ray}
- Echange paroi extérieure/ air ambiant par convection $\varphi_{four-air}^{Conv}$ et rayonnement $\varphi_{four-air}^{Ray}$

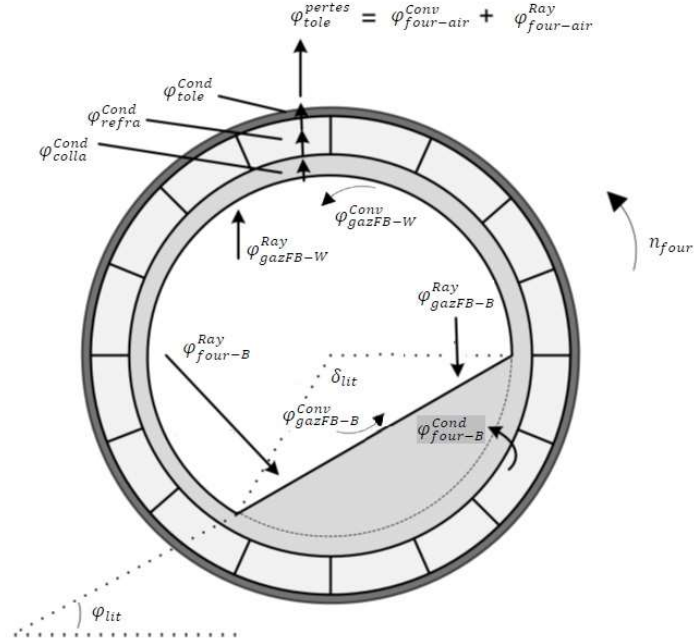


Figure 20 – Echanges thermiques dans un four tournant.

2.1.2.2 Transfert de chaleur par conduction (Paroi couverte-Solide).

Ce mode de transfert s'effectue entre le lit de solides et la paroi couverte du four tournant. Les parois, du fait de leur contact avec les gaz (échange gaz-paroi découverte), s'échauffent et échangent de la chaleur avec le lit de solides, pendant la rotation du four (la paroi découverte devient paroi couverte, et réciproquement). Lors de cet échange, la paroi couverte se refroidit, elle cède une certaine quantité de chaleur préalablement reçue de la phase gaz. Il s'agit donc d'un phénomène de régénération (transfert de chaleur du gaz vers la charge, via la paroi) (Hanrot, 1992). Plusieurs chercheurs ont mené des études sur le transfert de chaleur paroi-solide par conduction, en particulier sur le coefficient d'échange paroi-solide, notamment (Csernyei and Straatman, 2016; Mujumdar and Ranade, 2006), qui présentent la corrélation suivante :

$$h_{four-B} = 11,6 \frac{\lambda_{lit}}{A_{four}^c} \left(\frac{\omega r_1^2 \delta_{lit}(z)}{D_{lit}} \right) \quad (\text{Eq-2.17})$$

Où λ_{lit} est la conductibilité thermique du lit (W/m/K), D_{lit} est la diffusivité thermique du lit (m^2/s), ω est la vitesse de rotation (rad/s), et A_{four}^c est la surface de la paroi couverte par le lit (m^2). La conductivité du lit peut être évaluée par la corrélation proposée par (Di Blasi, 2000) :

$$\lambda_{lit} = 4\sigma_B 0,05T_{gazFB}^3 + \frac{\lambda_{ss}}{\left(\lambda_{ss}/4\sigma_B 0,85T_{gazFB}^3 d_p\right) - 0,286} \quad (\text{Eq-2.18})$$

Avec :

$$\lambda_{ss} = 0,0013 + 0,05 \left(T_{lit}/1000\right) + 0,63 \left(T_{lit}/1000\right)^2.$$

Où T_{gazFB} est la température de gaz de freeboard (K), σ_B est la constante de Stephan-Boltzmann ($\text{W/m}^2/\text{K}^4$), d_p est le diamètre de particule (m), et λ_{ss} (J/ms/K).

(Ginsberg and Modigell, 2011) quant à eux, modélisent le coefficient d'échange paroi-solide selon la relation Eq-2.19 ci-dessous :

$$\frac{1}{h_{four-B}} = \frac{1}{(h_{four-B})_{four}} + \frac{1}{(h_{four-B})_B} \quad (\text{Eq-2.19})$$

Où $(h_{four-B})_{four}$ est le coefficient de transfert de chaleur de contact entre la paroi et solide ($\text{W/m}^2/\text{K}$), et $(h_{four-B})_B$ est le coefficient de transfert de chaleur de pénétration en masse du solide ($\text{W/m}^2/\text{K}$). Cette dernière relation représente la mise en série de deux résistances, de contact ($1/(h_{four-B})_{four}$) et de pénétration ($1/(h_{four-B})_B$). La résistance de contact dépend de la conductivité thermique du gaz entre les particules, et le transfert de chaleur radiatif entre la paroi et les solides. Selon (Ginsberg and Modigell, 2011), $(h_{four-B})_{four}$ est constante le long du four, et peut prendre la valeur moyenne de $377 \text{ W/m}^2/\text{K}$. (Marias et al., 2005) retiennent la valeur de $25 \text{ W/m}^2/\text{K}$ pour le coefficient d'échange paroi-solide. Cette dernière valeur a été ajustée pour atteindre la température ambiante pour le lit de solides à la sortie du four. Alors que, (E. Mastorakos et al., 1999) évaluent le coefficient d'échange h_{four} à $500 \text{ W/m}^2/\text{K}$, valeur issue des résultats de (Barr et al., 1989). (Lybaert, 1985) quant à lui, propose des valeurs de h_{four-B} comprises entre 50 et $350 \text{ W/m}^2/\text{K}$. (Agrawal and Ghoshdastidar, 2017) modélisent le transfert paroi couverte-solide en supposant que la conduction de chaleur est quasi statique (puisque la paroi du four sont alternativement chauffés et refroidis pendant chaque révolution par le gaz et le solide, respectivement). Quant au coefficient d'échange paroi-solide, ils retiennent la valeur de $377 \text{ W/m}^2/\text{K}$, donnée par (Ginsberg and Modigell, 2011). (Shi et al., 2008) modélisent le coefficient d'échange par conduction paroi-solide en fonction de la théorie de pénétration, selon la corrélation Eq-2.20 ci-dessous :

$$h_{four-B} = 2 \sqrt{\frac{\lambda_{lit}(\rho C_p)_{lit}}{\pi t_c}} \quad (\text{Eq-2.20})$$

Où λ_{lit} est la conductivité thermique effectif du lit de particules (W/m/K), $(\rho C_p)_{lit}$ est la capacité thermique du lit (J/m³/K), et t_c est le temps de contact entre la paroi et les particules (s), qui peut être lié à la vitesse de rotation du four (n_{four}) par la relation Eq-2.21 ci-dessous :

$$t_c = \frac{l_{arc}}{2\pi n_{four}} \quad (\text{Eq-2.21})$$

Avec $l_{arc} = \pi d_1$, définit la longueur d'arc du matériau en contact avec la paroi du four (m). Où d_1 est le diamètre intérieur du four tournant (m).

(Babler et al., 2017) utilisent la corrélation suivante (cfr Eq-2.22 ci-dessous), basée sur deux résistances : la résistance au transfert de chaleur provoquée par le film de gaz entourant les particules et la résistance au transfert de chaleur provoquée par le matériau de particule lui-même.

$$\frac{1}{h_{four-B}} = \frac{\chi_{ks} d_p}{\lambda_{gaz}} + \frac{1}{2} \left(\frac{2\lambda_{lit}(\overline{\rho C_p}) n_{four}}{(\delta_{lit}/2)} \right)^{-1/2} \quad (\text{Eq-2.22})$$

Où χ_{ks} est l'épaisseur sans dimension du film d'air entourant les particules ($\chi_{ks} = 0,012$), d_p est le diamètre de particule (m), λ_{gaz} est la conductibilité thermique de gaz (W/m/K), n_{four} est la vitesse de rotation (tr/s), et $(\overline{\rho C_p})$ est la chaleur spécifique (J/m³/K).

(Wes et al., 1976) qui proposent la corrélation sous forme logarithmique pour l'estimation du coefficient d'échange thermique paroi-solide (cfr Eq-2.23 ci-dessous) :

$$\ln \frac{T_{four} - T_{fourc}(t)}{T_{four} - T_{lit}} = - \frac{h_{four-B} A_{four}^c}{C_{p_{lit}} m_{lit}} t \quad (\text{Eq-2.23})$$

Où $T_{fourc}(t)$ est la température moyenne loin de la paroi (K), $C_{p_{lit}}$ est la capacité thermique de solides (J/kg/K), m_{lit} est la masse du solide (kg), et t est le temps (s).

La corrélation proposée par (Piton et al., 2015) est proche de celle de (Csernyei and Straatman, 2016; Mujumdar and Ranade, 2006). Elle se présente comme suit (cfr Eq-2.24 ci-dessous) :

$$h_{four-B} = 11,6 \frac{\lambda_{lit}}{2\delta_{lit} r_1} \left(\frac{2\omega r_1^2 \delta_{lit}(z)}{D_{lit}} \right)^{0,3} \quad (\text{Eq-2.24})$$

Cette dernière relation n'est valable que pour les vitesses de rotation du four comprises entre 3,5 et 10 (rad/s).

(Fan et al., 2013) dans leurs travaux de modélisation et de simulation de champ de température dans le four tournant pour minerai de fer, proposent la corrélation Eq-2.25 ci-dessous :

$$h_{four-B} = \sqrt{\frac{\lambda_{lit}\rho_{lit}Cp_{lit}}{\pi t_c} + \frac{2\lambda_{gaz}}{d_p} \left\{ \left[\frac{\delta_{gf} + \gamma_f}{d_p} \right] \cdot \ln \left[\frac{d_p}{\delta_{gf} + \gamma_f} + 1 \right] - 1 \right\}} \quad (\text{Eq-2.25})$$

Où δ_{gf} est l'épaisseur du film de gaz (m), γ_f est le coefficient de réglage pour le calcul de la conduction thermique, et t_c est le temps de contact particule-parois (s).

D'autres auteurs associent le rayonnement au transfert paroi-solide, d'autres encore parlent de phénomène de convection, observé dans les pores du lit (porosité considérable). (Lebas, 1995) prend en compte les phénomènes de rayonnement intervenant dans les interstices entre les parois et les particules de solide, dans le calcul du coefficient de transfert global paroi couverte-solide.

Ainsi, (Liu et al., 2016) dans leurs études sur le mouvement des particules et le transfert de chaleur dans un four tournant, proposent la corrélation empirique (convection et conduction combinées) suivante pour le calcul du coefficient d'échange entre la paroi couverte et le lit de solides (cfr Eq-2.26 ci-dessous):

$$h_{four-} = \left\{ \chi_{exp} \frac{d_p}{\lambda_{gaz}} + \left[2 \sqrt{\frac{\lambda_{lit}\rho_{lit}Cp_{lit}}{\pi t_c}} \right]^{-1} \right\}^{-1} \quad (\text{Eq-2.26})$$

Où χ_{exp} est une constante expérimentale (prend des valeurs comprises entre 0,1- 0,2), d_p est le diamètre de la particule (m), et λ_{gaz} est la conductivité thermique des gaz (W/m/K).

2.1.2.3 Transfert de chaleur par convection.

En four tournant, le transfert de chaleur par convection concerne :

- le contact gaz-solide ;
- le contact gaz-paroi, et ;
- le contact paroi extérieure-air ambiant.

2.1.2.3.1 Transfert gaz-solide.

Le transfert gaz-solide concerne essentiellement le flux de chaleur reçu par le lit, à travers sa surface supérieure, en contact direct avec la phase gazeuse. En ce qui concerne sa partie convective, le flux de chaleur peut s'exprimer par la relation Eq-2.27 ci-dessous :

$$\varphi_{gazFB-B}^{Conv} = h_{gazFB-B} A_{lit}^l (T_{gazFB} - T_{lit}) \quad (\text{Eq-2.27})$$

Où A_{lit}^l est la surface supérieure du lit (cfr Eq-2.12 ci-dessus), et est fonction des paramètres géométriques du four, T_{gazFB} la température de gaz de freeboard (K), T_{lit} la température du lit (K), et h_{gazFB} est le coefficient d'échange convectif gaz-solide (W/m²/K), dont la valeur peut être déterminée par des corrélations. Il existe dans la littérature plusieurs corrélations permettant d'estimer $h_{gazFB-B}$. (Babler et al., 2017; Fan et al., 2013; Liu et al., 2016; Mujumdar and Ranade, 2006) proposent la corrélation Eq-2.28 ci-dessous :

$$h_{gazFB-B} = 0,46 \frac{\lambda_g}{D_h} Re_D^{0,535} Re_\omega^{0,104} \eta^{-0,341} \quad (\text{Eq-2.28})$$

Le diamètre hydraulique du four D_h , nombres de Reynolds (axial et angulaire) Re_D et Re_ω , et le taux de remplissage volumique du four η , sont donnés respectivement par les relations Eq-2.29, Eq-2.30, Eq-2.31, et Eq-2.32 ci-dessous (Babler et al., 2017; Mujumdar and Ranade, 2006) :

$$D_h = \frac{0.5D(2\pi - \delta_{lit}(z) + \sin \delta_{lit}(z))}{(\pi - (\delta_{lit}(z)/2) + \sin(\delta_{lit}(z)/2))} \quad (\text{Eq-2.29})$$

$$Re_D = \frac{\rho_{gaz} u_{gaz} D_h}{\mu_{gaz}} \quad (\text{Eq-2.30})$$

$$Re_\omega = \frac{\rho_{gaz} \omega D_h^2}{\mu_{gaz}} \quad (\text{Eq-2.31})$$

$$\eta = \frac{\delta_{lit}(z) - \sin \delta_{lit}(z)}{2\pi} \quad (\text{Eq-2.32})$$

(Agrawal and Ghoshdastidar, 2017) donnent la corrélation Eq-2.33 ci-dessous permettant d'estimer le coefficient d'échange thermique gaz-solide :

$$Nu_{Dh} = \frac{(\xi_a/8)(Re_{Dh} - 1000)Pr}{1 + 12,7(\xi_a/8)^{1/2} (Pr^{2/3} - 1)} \quad (\text{Eq-2.33})$$

Cette corrélation a été validée pour des nombre de Pr compris entre 0,5 et 2000, et pour des nombres de Re_{Dh} compris entre 3000 et $5,10^6$, et est utilisable pour un écoulement turbulent dans un tuyau lisse. Où ξ_a est le facteur de frottement de Darcy ($\xi_a = [0,79 \ln(Re_{Dh}) - 1,64]^{-2}$), Nu_{Dh} et Re_{Dh} sont respectivement le nombre de Nusselt et le nombre de Reynolds, en fonction du diamètre hydraulique D_h pour la région du gaz.

(Küssel et al., 2009) dans leurs études sur la modélisation de la calcination de CaCO_3 dans le four tournant, proposent une corrélation similaire à celle de (Agrawal and Ghoshdastidar, 2017), donnée par la relation Eq-2.34 ci-dessous :

$$Nu_{Dh} = \frac{(\xi_a/8)(Re_{Dh} - 1000)Pr}{1 + 12,7(\xi_a/8)^{1/2}(Pr^{2/3})} \left[1 + \left(\frac{D_h}{L_{four}} \right)^{2/3} \right] \quad (\text{Eq-2.34})$$

Avec $\xi_a = [1,82 \log(Re_{Dh}) - 1,64]^{-2}$, $2300 < Re_{Dh} < 10^6$, et $D_h/L_{four} < 1$.

(Piton et al., 2015) utilisent la corrélation Eq-2.35 ci-dessous, établie par (Gorog et al., 1982).

$$h_{gazFB-B} = 0,4 \left(\frac{3600 q_m^{gaz}}{A_{gaz}} \right)^{0,62} \quad (\text{Eq-2.35})$$

Où q_m^{gaz} est le débit massique des gaz chauds dans le four (kg/s), et A_{gaz} est la section transversale de la phase gaz dans le four tournant (m^2). Les études conduites par (Gorog et al., 1982) donnent le coefficient d'échange gaz-solide $h_{gazFB-B}$ compris entre 50 et 100 $\text{W}/\text{m}^2/\text{K}$, alors que (Wes et al., 1976) dans leurs travaux, mesurent des valeurs de $h_{gazFB-B}$ comprises entre 60 et 100 $\text{W}/\text{m}^2/\text{K}$. Selon (Wes et al., 1976), ces dernières valeurs peuvent être retrouvées par la relation Eq-2.36 ci-dessous :

$$h_{gazFB-B} = 15 h_{gazFB-W} \quad (\text{Eq-2.36})$$

Où $h_{gazFB-W}$ est le coefficient d'échange par convection entre le gaz de freeboard et la paroi ($\text{W}/\text{m}^2/\text{K}$).

2.1.2.3.2 Transfert gaz-paroi.

Il existe dans la littérature plusieurs corrélations permettant d'évaluer le coefficient d'échange gaz-paroi, parmi lesquelles les corrélations de (Tscheng and Watkinson), reprises par (Babler et al., 2017; Colin, 2014; Fan et al., 2013; Lebas, 1995; Liu et al., 2016; Mujumdar and Ranade, 2006) :

$$h_{gazFB-W} = 1,54 \frac{k_G}{D_e} Re_D^{0,575} Re_\omega^{-0,292} \quad (\text{Eq-2.37})$$

$$h_{gazFB-W} = 0,036 Re_D^{0,8} Pr^{0,33} \left(\frac{D_{four}}{L_{four}} \right)^{0,055} \quad (\text{Eq-2.38})$$

Où Pr est le nombre de Prandtl du gaz. Un ordre de grandeur pour Pr se situe aux alentours de 0,713 (pour l'air sec à 1250 K) (Engineering toolbox, 2017).

(Hausen, 1943, 2013) proposent deux corrélations, l'une pour le régime laminaire ($Re_D < 2300$) et l'autre pour le régime transitoire ($2300 < Re_D < 8000$), respectivement données par les relations Eq-2.39 et Eq-2.40 ci-dessous :

$$Nu = 3,66 + \frac{0,0668 Re_D Pr (D_{four}/L_{four})}{1 + 0,04 [Re_D Pr (D_{four}/L_{four})]^{0,667}} \quad (\text{Eq-2.39})$$

$$Nu = 0,0235 (Re_D^{0,66} - 125) \left[1 + \left(\frac{D_{four}}{L_{four}} \right)^{0,66} \right] \quad (\text{Eq-2.40})$$

La corrélation en régime laminaire est obtenue pour des rapports d'aspects (L_{four}/D_{four}) égaux à 0,5, 0,1 et 0,01. La corrélation Eq-2.41 ci-dessous proposée par (Küssel et al., 2009) est proche de celle donnée par (Hausen, 1943, 2013), et est donnée comme suit :

$$Nu = 0,0214 (Re_D^{0,8} - 100) Pr^{0,4} \left[1 + \left(\frac{D_{four}}{L_{four}} \right)^{0,66} \right] \quad (\text{Eq-2.41})$$

(Piton, 2015; Piton et al., 2015; Seghir-Ouali et al., 2006) quant eux, proposent la corrélation Eq-2.42 ci-dessous :

$$Nu = \frac{h_{gazFB-W} D_h}{\lambda_{gaz}} = 0,02 Re_D^{0,93} + 8,5 \cdot 10^{-6} Re_\omega^{1,45} \quad (\text{Eq-2.42})$$

La corrélation ci-dessous a été validée pour des nombre de Re_ω compris entre $1,6 \cdot 10^3$ et $4,7 \cdot 10^5$, et pour des nombres de Re_D compris entre 0 et $3 \cdot 10^4$. (Agrawal and Ghoshdastidar, 2017) supposent que le coefficient de transfert de chaleur par convection gaz-paroi $h_{gazFB-W}$ est inférieur à celui du gaz-solide, et proposent la corrélation Eq-2.43 ci-dessous :

$$h_{gazFB-W} = \frac{\lambda_{gaz}}{D_h} \left(\frac{(\xi_a/8)(Re_{Dh} - 1000)Pr}{1 + 12,7(\xi_a/8)^{1/2} (Pr^{2/3} - 1)} \right) \quad (\text{Eq-2.43})$$

(Riffaud and Koehret, 1972) proposent la corrélation Eq-2.44 suivante permettant d'estimer le coefficient d'échange par convection gaz-paroi :

$$h_{gazFB-W} = 0,0981 (q_m^{gaz})^{0,67} \quad (\text{Eq-2.44})$$

Où q_m^{gaz} est le débit masse des gaz (kg/s).

2.1.2.3.3 Transfert paroi extérieure-air ambiant.

Le transfert paroi extérieure-air ambiant est considéré comme étant une perte d'énergie (Figure 20). Son intensité dépend des conditions de température régnant à l'extérieur. On peut caractériser sa valeur par la relation Eq-2.45 :

$$\varphi_{four-air}^{Conv} = h_{ext} A_{four}^{ext} (T_{four} - T_{\infty}) \quad (\text{Eq-2.45})$$

Avec

$$A_{four}^{ext} = 2\pi (R_{four}^{ext})^2 \quad (\text{Eq-2.46})$$

Où T_{four} est la température de la paroi extérieure du four (K), T_{∞} est la température du milieu ambiant (K), h_{ext} est le coefficient d'échange paroi extérieure-air ambiant, R_{four}^{ext} est le rayon extérieur du four (m), et A_{four}^{ext} est la surface extérieure du four (m²).

Plusieurs auteurs ont mené des travaux sur le transfert de chaleur par convection entre la paroi externe du four tournant et le milieu ambiant. (Lebas, 1995) propose deux corrélations :

- Convection naturelle

$$Nu = 0,6 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \quad (\text{Eq-2.47})$$

Avec $Ra = Gr Pr$, pour $10^4 < Ra < 10^{12}$

- Convection forcée

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000}\right)^a\right]^b \quad (\text{Eq-2.48})$$

Avec $a=5/8$, $b=4/5$ pour $100 < Re < 20000$ et $400000 < Re < 10^7$

$a=1/2$, $b=1$ pour $20000 < Re < 400000$ et $Pe=Re.Pr > 0,2$

Les corrélations Eq-2.47 et Eq-2.48 ci-dessus ont permis par suite d'obtenir les valeurs h_{ext} de $0,26 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$, et de 3 à $40 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$, respectivement pour la convection naturelle (avec une paroi extérieure à $175 \text{ }^\circ\text{C}$, dans un air ambiant de $20 \text{ }^\circ\text{C}$) et pour la convection forcée (avec une vitesse de vent de 4 à 100 km/h) (Lebas, 1995).

(Piton et al., 2015) proposent également une corrélation permettant d'estimer h_{ext} , à partir du nombre de Nusselt (cfr Eq-2.49 ci-dessous).

$$Nu = \frac{h_{ext} d_{four_ext}}{\lambda_{air}} = 0,135 \left(\frac{Re_{\omega}^2}{2} + Re_{\infty}^2 + Gr \right)^{1/3} \quad (\text{Eq-2.49})$$

Où d_{four_ext} est le diamètre extérieur du four tournant (m), et λ_{air} est la conductivité thermique de l'air (W/m/K). La corrélation ci-dessus a été validée pour des nombres de Re_{ω} compris entre $1,1 \cdot 10^3$ et $5,8 \cdot 10^4$, et pour des nombres de Re_{∞} compris entre 0 et $3 \cdot 10^4$.

Quant à (Hanrot, 1992), il utilise la corrélation Eq-2.50 ci-dessous pour estimer le coefficient d'échange thermique par convection entre la paroi extérieure du four et le milieu extérieur :

$$Nu = 0,11 \left(\frac{Re_{\omega}^2}{2} + Gr \right) Pr^{0,35} \quad (\text{Eq-2.50})$$

(Agrawal and Ghoshdastidar, 2017) à leur tour, proposent la corrélation Eq-2.51 ci-dessous :

$$h_{ext} = \frac{0,11 \lambda_{air}}{d_{four_ext}} \left[\left(\frac{Re_{\omega}^2}{2} + Gr \right) Pr_{air} \right]^{0,35} \quad (\text{Eq-2.51})$$

Où Pr_{air} est le nombre de Prandtl de l'air environnant. Le nombre Gr de la relation ci-dessus est calculé selon la relation Eq-2.52 ci-dessous :

$$Gr = \frac{a_g \beta_{exp} (T_{four_m} - T_{\infty}) d_{four_ext}^3}{\nu_{air}} \quad (\text{Eq-2.52})$$

Où a_g est accélération gravitationnelle (m/s^2), β_{exp} est le coefficient de dilatation thermique volumétrique ($1/K$), T_{four_m} est la température moyenne de la paroi extérieure (K), et ν_{air} est la viscosité cinématique du milieu ambiant (m^2/s).

(Fan et al., 2013) proposent une corrélation proche de celle proposée par (Agrawal and Ghoshdastidar, 2017), donnée par la relation Eq-2.53 ci-dessous :

$$h_{ext} = \frac{0,11 \lambda_{air}}{d_{four_ext}} \left[\left(\frac{0,5 Re_{\omega}^2}{2} + Gr \right) Pr_{air} \right]^{0,35} \quad (\text{Eq-2.53})$$

Dans la littérature, on trouve également les valeurs numériques du coefficient h_{ext} . (Marias et al., 2005) proposent la valeur de $20 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ pour le coefficient d'échange h_{ext} , alors que (E. Mastorakos et al., 1999) donnent plutôt la valeur de $30 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$. Cette dernière valeur a été retenue sur base de considérations de ventilateurs servant à refroidir le tube du four (cas de cimenterie).

2.1.2.4 Transfert de chaleur par rayonnement.

Quatre échanges possibles peuvent être rencontrés dans le cas de transfert de chaleur par rayonnement dans les fours tournants :

- échange gaz-solide ;
- échange gaz-paroi,
- échange paroi-solide, et ;
- échange paroi extérieure-air ambiant.

2.1.2.4.1 Transfert gaz-solide.

Le transfert thermique entre la phase gaz et la phase solide dans les fours tournants a fait l'objet de plusieurs travaux de recherche. Certains auteurs le formulent sous forme de flux de chaleur, d'autres sous forme de coefficient d'échange. (Mujumdar and Ranade, 2006) proposent la relation Eq-2.54 permettant d'évaluer le flux de chaleur radiatif entre le gaz et le solide.

$$\varphi_{gazFB-B}^{Ray} = \sigma_B A_{lit}^l (\varepsilon_{lit} + 1) \left(\frac{\varepsilon_g T_{gazFB}^4 - \alpha_g T_{lit}^4}{2} \right) \quad (\text{Eq-2.54})$$

Où ε_{lit} est l'émissivité du lit, ε_g l'émissivité de gaz de freeboard, α_g l'absorptivité de gaz de freeboard, et σ_B constante de Steffan-Boltzmann ($5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2/\text{K}^4$). La relation est valable pour des émissivités du lit et de gaz supérieures à 0,8 (Mujumdar and Ranade, 2006).

(Liu et al., 2016) proposent la relation Eq-2.55 ci-dessous donnant le coefficient d'échange radiatif entre le gaz de freeboard et la surface supérieure du lit de solide :

$$h_{gazFB-B}^{Ray} = \varepsilon_{gaz} F_{B-gaz} \frac{E_{gaz} - J_{lit}}{T_{gazFB} - T_{lit}} \quad (\text{Eq-2.55})$$

Où F_{B-gaz} est le facteur de forme lit-gaz de freeboard (-), E_{gaz} est l'éclairement (W/m^2), et J_{lit} est la radiosité du lit (W/m^2).

(Hanrot, 1992) proposent deux relations Eq-2.56 et Eq-2.57 ci-dessous où les surfaces d'échange ont été supposées isothermes.

$$\varphi_{gazFB-B}^{Ray} = \sigma_B (T_{gazFB}^4 - T_{lit}^4) \frac{1}{1/\varepsilon_{gaz} + 1/\varepsilon_{lit} - 1} \quad (\text{Eq-2.56})$$

$$\varphi_{gazFB-B}^{Ray} = \left(\frac{\varepsilon_{lit} + 1}{2} \right) \sigma_B (\varepsilon_{gaz} T_{gazFB}^4 - \alpha_{gaz} T_{lit}^4) \quad (\text{Eq-2.57})$$

Où $\varphi_{gazFB-B}^{Ray}$ est le flux d'échange radiatif gaz freeboard-lit (W/m^2).

(Fan et al., 2013) quant à eux donnent la relation Eq-2.58 ci-dessous permettant d'estimer

$$h_{gazFB-B}^{Ray}$$

$$h_{gazFB-B}^{Ray} = \varepsilon_{gaz,lit} \sigma_B (T_{gazFB}^4 - T_{lit}^4) / (T_{gazFB} - T_{lit}) \quad (\text{Eq-2.58})$$

Où $\varepsilon_{gaz,lit}$ est l'émissivité efficace du gaz au lit de granulés.

(Lebas, 1995) propose la relation Eq-2.59 ci-dessous permettant d'estimer le flux de chaleur radiatif gaz-solide.

$$\varphi_{gazFB-B}^{Ray} = \sigma_B A_{lit}^l \psi_{gazFB-B}^{Ray} (T_{gazFB}^4 - T_{lit}^4) \quad (\text{Eq-2.59})$$

Où les coefficients $\psi_{gazFB-B}^{Ray}$ sont donnés dans le Tableau 14 ci-dessous (avec hypothèse du corps gris).

Tableau 14 – Modèles de rayonnement (Lebas, 1995).

$\psi_{gazFB-B}^{Ray}[-]$	$\psi_{gazFB-W}^{Ray}[-]$	$\psi_{four-B}^{Ray}[-]$
ε_{gaz}	ε_{gaz}	$\frac{1}{2} \varepsilon_{lit}$
$\varepsilon_{gaz} \frac{\varepsilon_{lit} + 1}{2}$	$\varepsilon_{gaz} \frac{\varepsilon_{four} + 1}{2}$	-
$\varepsilon_{gaz} \varepsilon_{lit}$	$\varepsilon_{gaz} \varepsilon_{four}$	$\varepsilon_{four} \varepsilon_{lit} (1 - \varepsilon_{gaz})$
$\left(\frac{1}{\varepsilon_{gaz}} + \frac{1}{\varepsilon_{lit}} - 1 \right)^{-1}$	$\left(\frac{1}{\varepsilon_{gaz}} + \frac{1}{\varepsilon_{four}} - 1 \right)^{-1}$	-
$\varepsilon_{gaz} \varepsilon_{lit} [1 + \Theta(1 - \varepsilon_{gaz})(1 - \varepsilon_{four})] \Omega_{ray}$	$\varepsilon_{gaz} \varepsilon_{four} [1 + \Theta(1 - \varepsilon_{gaz})(1 - \varepsilon_{lit})] \Omega_{ray}$	$\varepsilon_{four} \varepsilon_{lit} (1 - \varepsilon_{gaz}) \Omega_{ray}$
$\Theta = \frac{\sin(\pi - \delta_{lit}/2)}{\pi - \delta_{lit}/2}$		

Avec

$$\Omega_{ray} = \frac{1}{1 - (1 - \varepsilon_{gaz})(1 - \varepsilon_{four}) \{1 - \Theta[1 - (1 - \varepsilon_{gaz})(1 - \varepsilon_{four})]\}}$$

2.1.2.4.2 Transfert gaz-paroi.

Le transfert de chaleur radiatif gaz-paroi dans les fours tournants a intéressé de nombreux chercheurs, qui le modélisent soit sous forme de flux de chaleur, soit encore sous forme de coefficient d'échange. (Liu et al., 2016) proposent la relation Eq-2.60 donnant le coefficient d'échange radiatif entre le gaz de freeboard et la paroi découverte :

$$h_{gazFB-W}^{Ray} = \varepsilon_{gaz} F_{W-gaz} \frac{E_{gaz} - J_{four}}{T_{gazFB} - T_{four}} \quad (\text{Eq-2.60})$$

Où F_{W-g} est le facteur de forme paroi-gaz de freeboard (-), E_{gaz} est l'éclairement (W/m^2), et J_{four} est la radiosité de paroi (W/m^2).

(Mujumdar and Ranade, 2006) établissent la relation Eq-2.61 pour l'estimation de transfert thermique radiatif entre le gaz et la paroi découverte :

$$\varphi_{gazFB-W}^{Ray} = \sigma_B A_{four}^d (\varepsilon_{four} + 1) \left(\frac{\varepsilon_g T_{gazFB}^4 - \alpha_g T_{four}^4}{2} \right) \quad (\text{Eq-2.61})$$

Où A_{four}^d est la surface de la paroi découverte du four (m^2), et ε_{four} est l'émissivité de la paroi intérieure du four.

(Lebas, 1995) quant à lui, propose la relation Eq-2.62 ci-dessous :

$$\varphi_{gazFB-W}^{Ray} = \sigma_B A_{four}^d \psi_{gazFB-W}^{Ray} (T_{gazFB}^4 - T_{four}^4) \quad (\text{Eq-2.62})$$

Où les coefficients $\psi_{gazFB-W}^{Ray}$ sont donnés dans Tableau 14 ci-dessus (avec hypothèse du corps gris).

(Fan et al., 2013) donnent la relation Eq-2.63 ci-dessous permettant d'estimer $h_{gazFB-W}^{Ray}$.

$$h_{gazFB-W}^{Ray} = \varepsilon_{gaz,four} \sigma_B (T_{gazFB}^4 - T_{four}^4) / (T_{gazFB} - T_{four}) \quad (\text{Eq-2.63})$$

Où $\varepsilon_{gaz,four}$ est l'émissivité efficace du gaz à la paroi du four.

2.1.2.4.3 Transfert paroi-solide.

Plusieurs auteurs ont mené des travaux de recherche sur le transfert de chaleur par rayonnement paroi-solide. Comme dans les cas précédents, le transfert radiatif paroi solide est également modélisé sous forme de flux de chaleur, et sous forme de coefficient d'échange.

(Mujumdar and Ranade, 2006) modélisent le transfert paroi découverte-solide par la relation Eq-2.64 :

$$\varphi_{four-B}^{Ray} = \sigma_B \cdot A_{lit}^l \cdot \varepsilon_{lit} \cdot \varepsilon_{four} \cdot \Omega (T_{four}^4 - T_{lit}^4) \quad (\text{Eq-2.64})$$

Où Ω est le facteur de radiation du four, donné par la relation Eq-2.65 ci-dessous :

$$\Omega = \frac{l_{lit}}{(2\pi - \varphi_{lit})r_1} \quad (\text{Eq-2.65})$$

Où r_1 est le rayon intérieur du four (m), et l_{lit} la largeur du lit de solides (m).

(Liu et al., 2016) proposent la relation Eq-2.66 ci-dessous donnant le coefficient d'échange radiatif

h_{four}^{Ray} entre la paroi et la surface supérieure du lit de solides :

$$h_{four-B}^{Ray} = (1 - \varepsilon_{gaz})F_{B-W} \frac{J_{four} - J_{lit}}{T_{four} - T_{lit}} \quad (\text{Eq-2.66})$$

Où F_{B-W} est le facteur de forme lit-paroi, et J_{four} est la radiosité du four (W/m^2).

(Lebas, 1995) donne la relation Eq-2.67 ci-dessous :

$$\varphi_{four-B}^{Ray} = \sigma_B A_{lit}^l \psi_{four-B}^{Ray} (T_{four}^4 - T_{lit}^4) \quad (\text{Eq-2.67})$$

Où les coefficients ψ_{four-B}^{Ray} sont donnés dans Tableau 14 ci-dessus (avec hypothèse du corps gris).

(Fan et al., 2013) proposent la relation Eq-2.68, permettant d'estimer h_{four-B}^{Ray} .

$$h_{four-B}^{Ray} = \varepsilon_{fourB,g} \sigma_B (T_{four}^4 - T_{lit}^4) / (T_{four} - T_{lit}) \quad (\text{Eq-2.68})$$

Où $\varepsilon_{fourB,g}$ est l'émissivité efficace de la paroi au lit à granulés.

2.1.2.4.4 Transfert paroi extérieure-air ambiant.

Le transfert radiatif paroi extérieure-air ambiant a une importance capitale pour l'estimation des pertes thermiques du four tournant vers l'extérieur. (Nørskov, 2012) propose la relation Eq-2.69 pour le calcul du flux de chaleur échangé par rayonnement entre la paroi du four tournant et l'air ambiant :

$$\varphi_{four-air}^{Ray} = \sigma_B \varepsilon_{four_ext} A_{four}^{ext} (T_{four}^4 - T_{\infty}^4) \quad (\text{Eq-2.69})$$

Où ε_{four_ext} est l'émissivité de la tôle du four tournant, A_{four}^{ext} est la surface de la paroi extérieure du four (la tôle), et T_{∞} est la température du milieu extérieur (K). Etant donné que la tôle du four est souvent faite en acier fortement oxydé, la valeur de ε_{four_ext} est très proche de l'unité. (Lebas, 1995) estime cette valeur entre 0,9 et 1.

(Fan et al., 2013; Liu et al., 2016) proposent la relation suivante donnant le coefficient d'échange radiatif $h_{four-air}^{Ray}$ entre la paroi extérieure du four tournant et le milieu ambiant (cfr Eq-2.70 ci-dessous) :

$$h_{four-air}^{Ray} = \sigma_B \varepsilon_{four} \frac{T_{four_ext}^4 - T_{\infty}^4}{T_{four_ext} - T_{\infty}} \quad (\text{Eq-2.70})$$

Où T_{four_ext} est la température de la paroi extérieure (K).

2.1.3 Chimie du ciment.

2.1.3.1 Composition du clinker.

Le clinker est le principal composant du ciment, qui résulte de la cuisson à 1450 °C environ d'un mélange d'argile et de calcaire finement broyés. Il est composé des minéraux suivants : $(\text{CaO})_3.\text{SiO}_2$, $(\text{CaO})_2.\text{SiO}_2$, $(\text{CaO})_3.\text{Al}_2\text{O}_3$, $(\text{CaO})_4.\text{Al}_2\text{O}_3.\text{Fe}_2\text{O}_3$, et des éléments mineurs tels que $\text{CaO}_{\text{libre}}$, $\text{MgO}_{\text{libre}}$, Na_2SO_4 , K_2SO_4 , CaSO_4 . Les minéraux de clinker ci-dessus sont généralement représentés par des notations spécifiques respectives suivantes C_3S , C_2S , C_3A et C_4AF , qui sont d'usage en cimenterie, où $\text{C}=\text{CaO}$, $\text{S}=\text{SiO}_2$, $\text{A}=\text{Al}_2\text{O}_3$, et $\text{F}=\text{Fe}_2\text{O}_3$. La composition finale du clinker dépend d'une cimenterie à l'autre (fonction de matières premières), du type du ciment que l'on désire obtenir. Certains clinkers présentent des teneurs minimales en composés mineurs. (Witsel, et al., 2000) dans leurs études donnent la composition suivante du clinker : C_3S , C_2S , C_3A , C_4AF . (Bhad et al., 2009; E. Mastorakos et al., 1999; Hiromi Ariyaratne et al., 2014; Mujumdar and Ranade, 2006) considèrent également la même composition que (Witsel, et al., 2000). (Darabi, 2007) donnent la composition et les teneurs des minéraux du clinker suivantes : 45 - 65 % de C_3S , 10 -25 % de C_2S , 7 – 12 % de C_3A , et 5 – 11 % de C_4AF . Quant à (Nørskov, 2012), il donne la composition et les teneurs suivantes : 65 % de C_3S , 15 % de C_2S , 10 % de C_3A , 10 % de C_4AF , 1 % de $\text{CaO}_{\text{libre}}$, 2 % de $\text{MgO}_{\text{libre}}$, 1 % de K_2SO_4 , 0,5 % de Na_2SO_4 . (Hassaan, 2001) présente la composition du clinker sous deux formes, oxyde et minérale. La composition standard déduite des formules de Borgue (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983) se présente comme suit :

Tableau 15 – Composition minéralogique standard du clinker (Pongo Pongo, 2012).

Composants	[% en masse]
C_3S	≥ 55
C_2S	≤ 22
C_3A	≥ 8
C_4AF	≥ 8
CaSO_4	$\leq 2,5$

2.1.3.2 Composition des matières premières.

La préparation des matières premières est une étape importante dans le processus de fabrication du ciment. L'obtention d'une bonne qualité du clinker en dépend fortement. De façon générale, la farine introduite dans le four tournant se compose de 80 % de Calcaire (CaCO_3 , MgCO_3 ,...) et de 20 % d'Argile (SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , H_2O ,...). Il est à noter que ces compositions diffèrent d'une carrière à l'autre. (Nielsen, 2012) présente la farine crue comme étant constituée de calcaire, source de calcium (CaCO_3 , $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$), d'argile et/ou de sable, sources de silicium, d'aluminium et de fer (Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3). Quant aux proportions, il donne 75-80 % en masse de calcaire, 20 - 25 % en masse d'argile. L'industrie du ciment peut être amenée à corriger les teneurs ci-dessus. La composition globale est parfois ajustée afin de répondre aux exigences du type de ciment à produire. La transformation de la farine en clinker s'opère par le biais de nombreuses réactions chimiques que les différents auteurs regroupent fréquemment en 5 réactions majeures (cfr paragraphe 2.1.3.3.5 ci-dessous), impliquant les composés suivants : CaCO_3 , CaO , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , $(\text{CaO})_2.\text{SiO}_2$, $(\text{CaO})_3.\text{SiO}_2$, $(\text{CaO})_3.\text{Al}_2\text{O}_3$, $(\text{CaO})_4.\text{Al}_2\text{O}_3.\text{Fe}_2\text{O}_3$. Certains composés sont souvent négligés, car considérés comme éléments mineurs, présentant de faibles teneurs (Mujumdar and Ranade, 2006; Nielsen et al., 2012).

(Witsel, et al., 2000) étudient le comportement dynamique global du système du four rotatif, l'impact de différentes variables de commande, et l'analyse des perturbations sur le profil de température. Ils modélisent le four en considérant que la phase solide est constituée des espèces chimiques suivantes à l'entrée (farine) CaCO_3 , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , CaO . (E. Mastorakos et al., 1999) considèrent que la charge est constituée de CaCO_3 , CaO , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , C_2S , C_3S , C_3A et C_4AF , espèces liées par les cinq réactions chimiques majeures décrites ci-dessous. Dans le souci de développer un modèle de four tournant capable de simuler la formation et la production du clinker le long du four, (Darabi, 2007) considère les espèces suivantes comme faisant partie de la farine à l'entrée du four : CaCO_3 , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 . (Nørskov, 2012) dans son modèle de combustion de combustibles solides dans les fours de cimenterie considère que les matières premières sont constituées de CaO , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , SiO_2 , MgO , Na_2O et K_2O . Il considère également que la majeure partie de CaCO_3 se trouve transformée dans le pré-calcaireur, avec un taux de pré-calcination compris entre de 90 - 95 % avant son admission dans le four tournant. (Bhad et al., 2009) dans leurs travaux sur le développement d'un modèle mathématique d'un four tournant à ciment avec un brûleur à canaux multiple, présentent le processus de fabrication du ciment comme

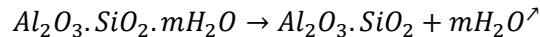
étant composé à l'entrée des espèces suivantes : CaO, Al₂O₃, Fe₂O₃, SiO₂, et autres métaux oxydés. (Hiromi Ariyaratne et al., 2014) donnent la composition suivante (en poids) de la farine crue : 66 % de CaO, 21 % de SiO₂, 5 % de Al₂O₃, 3 % de Fe₂O₃ et 5 % d'autres composés. (Hassaan, 2001) étudie la possibilité d'utiliser le basalte comme matière première pour compenser le manque de fer dans le mélange d'argile du clinker et du silicate dans le mélange de clinker.

2.1.3.3 Réactions de clinkérisation.

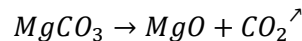
Les réactions physico-chimiques conduisant à la formation du clinker peuvent être représentées comme suit (Source CINAT) :

- 100 °C : Evaporation de l'eau libre

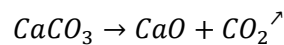
- 100 – 400 °C : Déshydratation de l'eau cristalline



- 400°C : Dissociation de MgCO₃



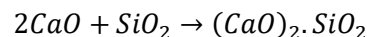
- 800°C : Dissociation de CaCO₃



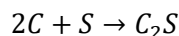
- 800 – 900°C : Formation de CaO.SiO₂ ou CS

- 900 – 950°C : Formation de (CaO)₅(Al₂O₃)₃ ou C₅A₃

- 950 – 1200°C : Formation de (CaO)₂ SiO₂ :



Ou encore



- 1200-1300°C : Formation de (CaO)₃ Al₂O₃ ou C₃A et de (CaO)₄ Al₂O₃ Fe₂O₃ ou C₄AF

- 1260-1450°C : Formation de C₃S avec disparition progressive et totale (éventuellement) de la chaux libre.

2.1.3.3.1 Réaction de décarbonatation (CaCO₃ & MgCO₃).

2.1.3.3.1.1 Décomposition de CaCO₃.

La décarbonatation (Eq-2.71) est une réaction très importante (car très endothermique) dans le processus de fabrication du ciment. Elle permet la formation de l'espèce clé, la chaux (CaO). Le carbonate de calcium (CaCO₃) représente dans la plupart des cas près de 79 % en poids de la farine

crue. Il se décompose aux alentours de 800 °C. En pratique, sa décomposition commence entre 550 °C et 600 °C (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).



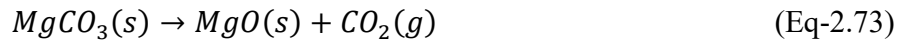
A la pression atmosphérique, l'énergie libre de Gibbs (en J/mol) à l'équilibre de la réaction de décarbonatation peut s'exprimer en fonction de la température, suivant la relation Eq-2.72 ci-dessous (Boateng, 2012) :

$$\Delta G_r^0 = 182837 + 13,402 \ln T - 251,059T \quad (\text{Eq-2.72})$$

La décarbonatation (décomposition de CaCO₃) est donc une réaction endothermique. Plusieurs valeurs de l'enthalpie de réaction de CaCO₃ sont disponibles dans la littérature. (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983) donne 1660 kJ/kg, alors que (Boateng, 2012) donne 1768 kJ/kg.

2.1.3.3.1.2 Décomposition de MgCO₃.

Le carbonate de magnésium (MgCO₃) se dissocie selon la réaction chimique suivante :



La réaction Eq-2.73 s'amorce dès 250 °C, et peut prendre fin vers 410 °C, à la pression atmosphérique (Boateng, 2012). Comme pour le CaCO₃, la décomposition de MgCO₃ est aussi une réaction endothermique, son enthalpie de réaction est évaluée à 1298 kJ/kg (Boateng, 2012).

2.1.3.3.2 Phases majeures du clinker.

2.1.3.3.2.1 Alite (C₃S : Ca₃SiO₅).

L'alite ou le silicate tricalcique, de formule 3CaO.SiO₂ ou C₃S en notation cimentière, est le principal constituant anhydre du clinker. Cette espèce lui confère ses propriétés hydrauliques. Ses proportions dans le clinker sont évaluées à plus de 60 % de la masse totale, contenant 71 – 75 % en poids de CaO, 24 - 28 % en poids de SiO₂, et 3 - 4 % en poids d'ions substitués ou impuretés (MgO, Al₂O₃, Fe₂O₃, TiO₅, et autres) (Telschow, 2012). Les quantités des oxydes dépendent très particulièrement de la composition du clinker, de la température avec laquelle ils ont été cuits, et enfin de la manière dont ils ont été refroidis (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983). L'Alite contrôle principalement les résistances initiale et finale du ciment. Le meilleur ciment serait celui qui n'est constitué que de C₃S. Le C₃S est formé à des températures allant de 1350 à 1450 °C, selon la réaction Eq-2.74 :



Si le refroidissement est trop lent, le C_3S formé peut se décomposer en C_2S et en CaO , selon la réaction Eq-2.75 :



La réaction de rétrogradation Eq-2.75 ne se produit qu'à des températures inférieures à 1250 °C, et souvent en présence de Fe_2O_3 ou de l'ion Fe^{2+} (dans le C_3S), qui résulte de combustion dans les conditions réductrices (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).

Etant donné que la réaction chimique conduisant à la création de C_3S prend place dans la zone de cuisson (caractérisée dans son entièreté par la fusion partielle de solides), il convient d'affirmer que le C_3S ne se forme qu'à la présence de la phase liquide (voir section 2.1.3.3.4 ci-dessous).

2.1.3.3.2 Belite (C_2S : Ca_2SiO_4).

Le belite ou le silicate bicalcique ($2CaO.SiO_2$) est considéré comme étant la deuxième espèce la plus importante du clinker. Il se forme principalement sous forme solide, à la température de clinkérisation, et est présent dans le clinker dans des proportions de 15 à 30 % en masse. En ce qui concerne la présence d'oxydes, C_2S se compose de 60 – 65 % en poids de CaO , 29 - 35 % en poids de SiO_2 et 4 – 6 % en poids d'oxydes substitués ou impuretés (Al_2O_3 et Fe_2O_3 , mais aussi K_2O , Na_2O , MgO , SO_3 et P_2O_5). Sa résistance après hydratation dans le ciment est quasi-similaire à celle de l'Alite, mais sa vitesse d'hydratation est beaucoup plus lente que celle de C_3S (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983; Telschow, 2012). Le belite se forme selon la réaction chimique Eq-2.76 :



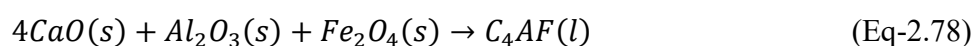
2.1.3.3.3 Aluminate tricalcique (C_3A : $Ca_3Al_2O_6$).

L'aluminate tricalcique ($3CaO.Al_2O_3$) est la phase du clinker possédant un degré de réactivité élevé, dont la teneur dans le clinker est comprise entre 5 et 10 % en masse. Le C_3A pur consiste en 62 % en poids de CaO , et 38 % en poids d' Al_2O_3 et ne présente pas de polymorphes dépendants de la température (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983; Telschow, 2012). L'aluminate tricalcique peut également contenir des ions étrangers ou alkalis (Na_2O , K_2O), chacune en quantités supérieures à 5 % en poids (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983). L'aluminate tricalcique se forme suivant la réaction Eq-2.77 ci-dessous :



2.1.3.3.2.4 Alumino-ferrite tétracalcique ($C_4AF : 2(Ca_2AlFeO_5)$).

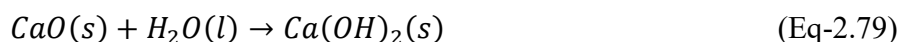
L'Alumino-ferrite tétracalcique ($4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$) représente 5 – 15 % en poids de clinker. Le C_4AF pur contient 46 % en poids de CaO, 21 % en poids d' Al_2O_3 , 33 % en poids de Fe_2O_3 . On peut cependant trouver une teneur de 10 % en poids de MgO, c'est le cas souvent des clinkers industriels (Telschow, 2012). (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983) considèrent que la phase ferrite ne possède pas de composition chimique constante, mais plutôt faisant partie d'une série de solutions solides s'étendant théoriquement de C_2A à C_2F (soit $C_2A \dots C_6A_2F \dots C_4AF \dots C_6AF_2 \dots C_2F$), alors que (Van Rompaey, 2006) considère que la phase ferrite, dans la majorité des cas, appartient à une série de solutions solides dont les compositions se situent entre C_6A_2F et C_6AF_2 . Il affirme que le C_6A_2F est le pôle le plus lumineux de la solution solide, étant donné que le pôle C_2A n'est stable qu'à des hautes pressions. (Telschow, 2012) quant à lui, considère la phase ferrite comme étant composée de solutions solides de la forme $Ca_2(Al_xFe_{1-x})_2O_5$, avec $0 < x < 0,7$. L'Alumino-ferrite tétracalcique se forme suivant la réaction Eq-2.78 ci-dessous :



2.1.3.3.3 Phases mineures du clinker.

2.1.3.3.3.1 Chaux libre (CaO_{libre}).

La chaux libre (CaO_{libre}) est considérée comme une des phases mineures du clinker. Elle est donc la fraction de CaO non combinée avec les oxydes (SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3). Sa teneur peut atteindre des valeurs supérieures à 2 % en poids du clinker. La présence de CaO_{libre} dans le clinker est due à plusieurs facteurs (de la préparation de matières premières, au refroidissement du clinker) : la préparation inadéquate de farine crue (non homogénéité ou broyage trop grossier), la combustion insuffisante (de sorte qu'elle n'a pas été combinée par d'autres oxydes), la vitesse de refroidissement du clinker trop faible, conduisant à la décomposition partielle de C_3S (réaction de rétrogradation de C_3S), la teneur en chaux trop élevée dans les matières premières (si LSF III > 100, il y a déséquilibre entre les constituants) (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983). Ces facteurs peuvent être à la fois exclusifs et inclusifs. Dans le ciment, elle est susceptible de provoquer des phénomènes d'expansion dans le mortier et dans le béton (**expansion de la chaux**), en régissant avec de l'eau pour donner de la chaux éteinte ou la Portlandite ($Ca(OH)_2$), selon la réaction chimique Eq-2.79 ci-dessous :



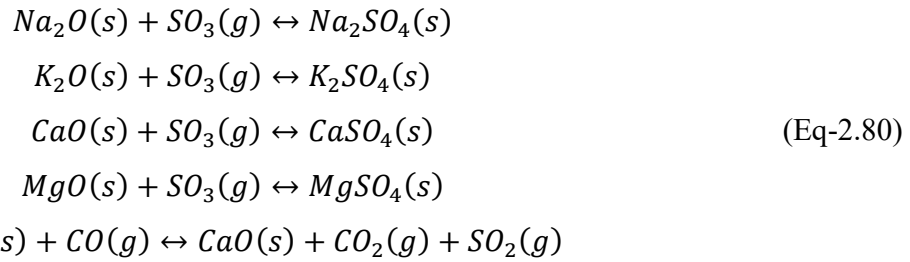
Selon (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983), la chaux libre est indésirable dans des concentrations appréciables, souvent au-dessus d'environ 2,5 % en poids du clinker. Au regard de ce qui précède, la chaux libre peut donc être considérée comme un paramètre essentiel pour juger la qualité et le degré de cuisson du clinker produit. Des clinkers bien cuits résultants d'un cru bien dosé et d'une bonne granulométrie présentent des teneurs en CaO_{libre} inférieures à 2 % (Fethi, 2007).

2.1.3.3.2 Periclase (MgO_{libre}).

Le periclase ou la magnésie (MgO_{libre}) peut provenir de diverses sources : des matières premières, plus précisément du calcaire, et dans de rares cas des argiles, ou de la décomposition de $CaCO_3 \cdot MgCO_3$ ou $CaO \cdot MgO$, ou encore de $MgCO_3$ seul. (Van Rompaey, 2006) affirme que le periclase apparait dans le clinker lorsque les concentrations de MgO dépassent 2 % du poids du clinker, et lorsque les concentrations maximales de MgO ont été atteintes dans la phase du clinker. Pour (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983), les clinkers riches en MgO peuvent contenir des MgO_{libre} . Ils affirment que 2 à 2,5 % en poids de MgO se combinent sous forme des solutions solides dans les autres phases du clinker, et on ne peut parler de MgO_{libre} que lorsque les teneurs dépassent 2,5 à 3 % (valeurs conformes aux spécifications standards pour un ciment conforme). Comme pour la chaux libre, le periclase produit la Brucite ($Mg(OH)_2$) lorsqu'il est hydraté. La brucite peut aussi causer le problème d'expansion à long terme dans le ciment (**expansion de la magnésie**), dans certains cas, les dégâts qu'elle cause peuvent rester inaperçus pendant des années. La proportion de MgO qui est combinée dans d'autres phases dépendra de la composition chimique du clinker et de son état de production (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983).

2.1.3.3.3 Sulfates alcalins.

Les sulfates alcalins (Na_2SO_4 , K_2SO_4 et $CaSO_4$) ont également pour origine les matières premières. Ils sont les fruits des réactions des K_2O , Na_2O , SO_3 présents dans la farine sous forme d'impuretés. Les réactions chimiques conduisant à la formation des sulfates alcalins sont les suivantes (cfr Eq-2.80 ci-dessous) :



(Van Rompaey, 2006) parle de sulfates alcalins de la forme de $3K_2SO_4.Na_2SO_4$, et de $2CaSO_4.K_2SO_4$. La forte concentration des sulfates alcalins dans le four tournant peut causer certaines anomalies : cristallisation de l'anhydrite ($CaSO_4$) qui est très instable comparé aux autres alkalis (Nielsen et al., 2011a). Cette cristallisation provoque le colmatage et/ou bouchage à l'intérieur du four, réduisant ainsi le diamètre du four (Nielsen et al., 2011b, 2012).

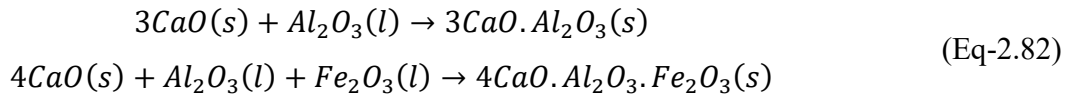
2.1.3.3.4 Formation de la phase liquide (fusion de solides).

La formation du clinker dans les fours rotatifs à ciment a lieu à de très hautes températures et à des temps de séjour d'environ 30 min (Cembureau, 1997), qui favorisent les réactions solide-solide et solide-liquide, réactions indispensables pour la formation de quatre composés minéralogiques du clinker : C_2S , C_3A , C_4AF et C_3S . Selon (Mujumdar and Ranade, 2008), la phase liquide est essentiellement due à la formation de C_3S . Certains auteurs attribuent la formation de la phase liquide à la présence d'Aluminium et du Fer dans la farine. Ils attribuent également la formation du revêtement supplémentaire du four (collage) à la phase liquide, qu'ils considèrent comme un avantage pour la protection contre l'usure des réfractaires. (Mujumdar and Ranade, 2006) affirment que la formation de la phase liquide dépend fortement de la température locale. Ils estiment la fraction du liquide formée due à la fusion de solides par la relation Eq-2.81 ci-dessous :

$$y_{fa}^{Liq} = \max \left[0, \frac{T - T_S}{T_L - T_S} \right]
 \tag{Eq-2.81}$$

Où T_L et T_S sont respectivement la température à laquelle toute la masse est liquide (« LIQUIDUS ») et la température à laquelle la première goutte de liquide se forme (« SOLIDUS »), et T la température du mélange. Ces dernières dépendent fortement de la composition de solides dans le four, et sont susceptibles de varier à l'intérieur du four. Les valeurs de liquidus et solidus retenues, valent respectivement $1927^\circ C$ et $1287^\circ C$. (Hewlett, 2003; Nielsen, 2012) considèrent que l'alumine (Al_2O_3) et l'oxyde de fer III (Fe_2O_3) à des températures supérieures $1300^\circ C$ sont à la base de la phase liquide. Ils affirment que, l'Alumine et l'Oxyde de fer III bien

que n'étant pas essentiels à la constitution du produit final (ciment Portland), permettent la formation de la phase liquide, et qu'ils agissent comme flux d'abaissement des besoins énergétiques au stade de clinkérisation. Ils retiennent les réactions chimiques Eq-2.82 ci-dessous comme réactions caractéristiques de la phase liquide :



L'Aluminate et le Ferrite se cristallisent de la phase liquide lorsque la température chute aux environs de 1230 °C (cfr Figure 21). Selon (Nielsen, 2012), la phase liquide agit comme un support d'accroissement du transport par diffusion, et accélère donc la formation de cristaux de bélite (C_2S), d'Alite (C_3S) et de la chaux libre (CaO_{libre}).

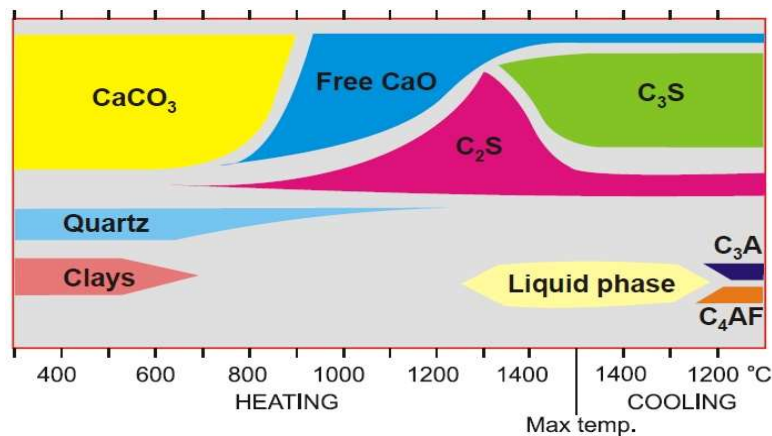


Figure 21 - Diagramme de phase de production de clinker (Nielsen, 2012).

(E. Mastorakos et al., 1999) prennent en compte la formation de la phase liquide dans les fours rotatifs à ciment, en établissant un modèle qui suppose que la formation de la phase liquide varie linéairement. Ils limitent la fraction du liquide dans le lit à 30 %. Cette dernière valeur est supposée rester constante par la suite, dans la zone de combustion jusqu'à la sortie des solides. Le modèle considère la température du lit comme étant supérieure ou égale à la température de fusion (1560 K). (Nørskov, 2012) considère les C_3A et C_4AF comme principaux catalyseurs de la phase liquide dans le lit de solides, à de températures de 1330 °C. Il affirme que la phase liquide accélère les réactions de clinkérisation en formant l'alite, le belite, et la chaux libre, selon la Figure 22 ci-dessous.

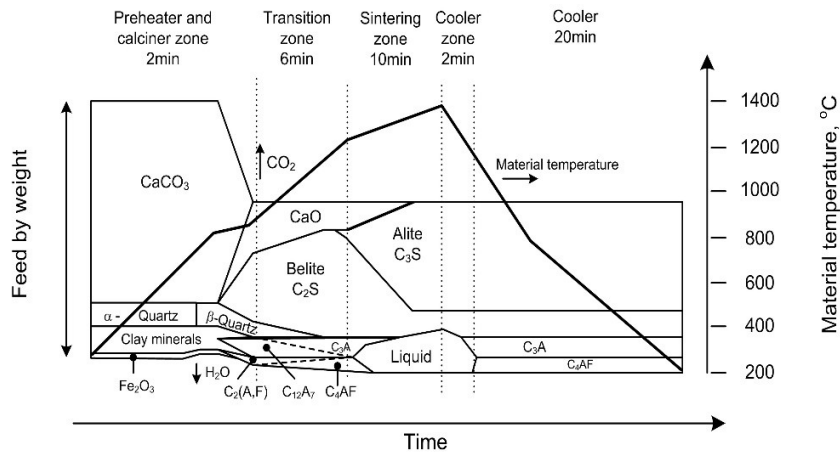
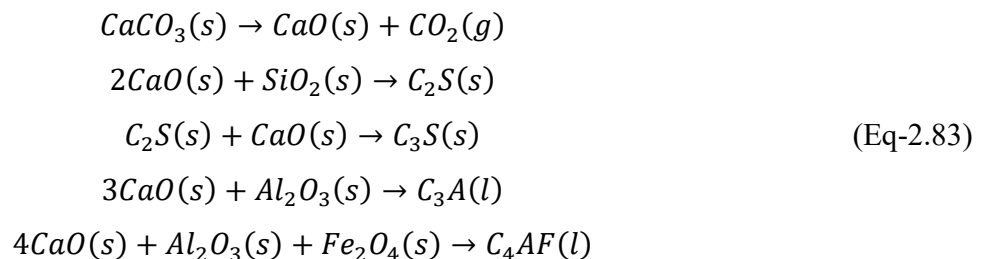


Figure 22 – Pyroprocessing avec des indications de temps de réaction (Nørskov, 2012).

(Romero Valleöztzl, 2012) reprend le modèle de la fraction du liquide formée par la fusion de solides développé par (Mujumdar et al, 2006), en retenant les températures de 2570 °C et de 1390 °C respectivement comme LIQUIDUS et SOLIDUS.

2.1.3.3.5 Les cinq réactions modèles.

Le mécanisme de transformation de la farine en clinker est le plus souvent décrit dans la littérature par les cinq réactions suivantes (cfr Eq-2.83 ci-dessous) :



(Mujumdar and Ranade, 2006) développent un modèle du lit qui ne tient compte que de cinq réactions pour la formation de clinker. (Hiromi Ariyaratne et al., 2014) présentent un modèle mathématique qui tient également compte de cinq réactions chimiques majeurs du solide à l'intérieur du four tournant : la calcination, la fusion endothermique et la clinkérisation exothermique. (Bhad et al., 2009; Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Spang, 1972) modélisent également les réactions de formation du clinker à l'aide des cinq réaction ci-dessus.

2.1.3.3.6 Constantes cinétiques et enthalpies des réactions de clinkérisation.

2.1.3.3.6.1 Introduction.

Il existe dans la littérature très peu d'information concernant les cinétiques de réactions de clinkérisation. Certains chercheurs attribuent cela aux réactions physico-chimiques complexes, aux multiples phases et surtout à plusieurs processus simultanés à des échelles de temps très différentes, qui prennent place lors de la formation du clinker (Bhad et al., 2009; Mujumdar and Ranade, 2008). Au regard de ce qui précède, (Mujumdar and Ranade, 2008) parlent d'importance d'identification des questions clés et d'utilisation de méthodologie appropriée pour développer des modèles mathématiques applicables aux fours tournants dédiés à la production de clinker.

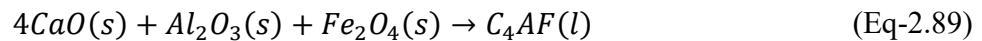
2.1.3.3.6.2 Constantes cinétiques et enthalpies des réactions.

Dans la littérature, nous trouvons différentes valeurs d'enthalpies des réactions de clinkérisation (Tableau 16). Pour évaluer l'enthalpie nette des réactions de solide, (Hiromi Ariyaratne et al., 2014) font appel aux équations spécifiques Eq-2.84 ci-dessous établies par l'Association Allemande du Ciment (VDZ), données ci-dessous :

$$\begin{aligned}
 \Delta h_{CaCO_3} &= r \dot{m}_{rm} w_{CaCO_3,rm} (1 - \eta_{cal}) \\
 \Delta h_{C_4AF} &= 3,043 s \dot{m}_{cl} w_{Fe_2O_3,cl} \\
 \Delta h_{C_3A} &= t \dot{m}_{cl} (2,65 w_{Al_2O_3,cl} - 1,692 w_{Fe_2O_3,cl}) \\
 \Delta h_{\beta-C_2S} &= u \dot{m}_{cl} (2,868 w_{SiO_2,cl} - 0,754 w_{C_3S,cl}) \\
 \Delta h_{C_3S} &= z \dot{m}_{cl} w_{C_3S,cl} \\
 h_R &= \Delta h_{CaCO_3} - \Delta h_{C_4AF} + \Delta h_{C_3A} - \Delta h_{\beta-C_2S} - \Delta h_{C_3S}
 \end{aligned} \tag{Eq-2.84}$$

Où Δh_{CaCO_3} et Δh_{C_3A} représentent respectivement les quantités d'énergie absorbées pour la dissociation de $CaCO_3$ et de la formation de C_3A , alors que Δh_{C_4AF} , $\Delta h_{\beta-C_2S}$ et Δh_{C_3S} représentent les quantités d'énergie libérées par la formation de C_4AF , de C_2S , et de C_3S respectivement. Dans les expressions précédentes \dot{m}_i est le débit masse des composants (kg/s), η_{cal} le degré réel de calcination, et $w_{i,j}$ la fraction en poids du composant i dans j (i= espèces et j=clinker). Cette étude les a conduits à déterminer les enthalpies de formation (Tableau 16), représentées dans les équations Eq-2.84 ci-dessus par les lettres r, s, t, u et z. Les indices rm et cl font respectivement allusion aux matières premières et au clinker.

Les enthalpies des réactions de clinkérisation sont données dans le Tableau 16 concernant les cinq équations modèles ci-dessous :



Plusieurs réactions chimiques ont lieu lors de la cuisson de la farine, impliquant différentes espèces, tant solides que liquides. Plusieurs auteurs considèrent que les réactions de clinkérisation suivent la loi d'Arrhenius, et sont du premier ordre (Boateng, 2012; Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Mujumdar and Ranade, 2006). Les constantes cinétiques données par (E. Mastorakos et al., 1999), ont été choisies par essais et erreurs, dans le but d'obtenir la composition voulue (du clinker) à la sortie du four. Quant aux taux de réactions, (Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Mujumdar and Ranade, 2006) donnent les taux de réactions sous forme massique. Les valeurs cinétiques trouvées dans la littérature sont données dans le Tableau 16 ci-dessous :

Tableau 16 – Cinétiques et enthalpies de réaction de clinkérisation.

Equations	Références	A	E [kJ/mol]	ΔH [kJ/mol]
Eq-2.85	(Mujumdar and Ranade, 2006)	$1,18.10^3$ (kmol/m ² /s)	185	179,4
	(E. Mastorakos et al., 1999)	10^8 (s ⁻¹)	175,728	-
	(Boateng, 2012)	$9,67.10^{24}$ (h ⁻¹)	1092, 947#	-
	(Darabi, 2007)	$4,55.10^{31}$ (s ⁻¹)	781	+1,782.10 ⁶ @
	(Bhad et al., 2009)	-	-	+1660 □
	(Hiromi Ariyaratne et al., 2014)	-	-	1778 □
Eq-2.86	(Mujumdar and Ranade, 2006)	$1,0.10^7$ (m ³ /kg/s)	240	-127,6
	(E. Mastorakos et al., 1999)	10^7 (s ⁻¹)	240,	-
	(Boateng, 2012)	$1,41.10^{15}$ (h ⁻¹)	346,014#	-
	(Darabi, 2007)	$4,11.10^5$ (s ⁻¹)	193	-1,124.10 ⁶ @
	(Bhad et al., 2009)	-	-	-603 □
	(Hiromi Ariyaratne et al., 2014)	-	-	700 □
Eq-2.87	(Mujumdar and Ranade, 2006)	$1,0.10^9$ (m ³ /kg/s)	420	16,0
	(E. Mastorakos et al., 1999)	10^9 (s ⁻¹)	420	-
	(Boateng, 2012)	$4,18.10^8$ (h ⁻¹)	461,352#	-
	(Darabi, 2007)	$1,33.10^5$ (s ⁻¹)	256	+8,01.10 ⁴ @
	(Bhad et al., 2009)	-	-	-448 □
	(Hiromi Ariyaratne et al., 2014)	-	-	495 □
Eq-2.88	(Mujumdar and Ranade, 2006)	$1,0.10^8$ (m ³ /kg/s)	310	21,8
	(E. Mastorakos et al., 1999)	10^8 (s ⁻¹)	310	-
	(Boateng, 2012)	$1,81.10^9$ (h ⁻¹)	251,208#	-
	(Darabi, 2007)	$8,33.10^6$ (s ⁻¹)	194	-4.34.10 ⁴ @
	(Bhad et al., 2009)	-	-	-37 □
	(Hiromi Ariyaratne et al., 2014)	-	-	74 □
Eq-2.89	(Mujumdar and Ranade, 2006)	$1,0.10^8$ (m ³ /kg/s)	330	-41,3
	(E. Mastorakos et al., 1999)	10^8 (s ⁻¹)	330	-
	(Boateng, 2012)	$5,59.10^{11}$ (h ⁻¹)	188,406#	-
	(Darabi, 2007)	$8,33.10^8$ (s ⁻¹)	185	-2,278.10 ⁵ @
	(Bhad et al., 2009)	-	-	-109 □
	(Hiromi Ariyaratne et al., 2014)	-	-	67 □

: en [kJ/kg/mol] ; @ : en [J/kg de CaO] ; □ : en [kJ/kg]

2.1.4 Gaz dans les fours tournants.

2.1.4.1 Combustible fossile.

Le combustible fossile est le résultat de changements géologiques de l'accumulation et de transformation de matière végétale pendant des millions d'années. Les combustibles fossiles sont

constitués d'une part importante (la teneur) de carbone. Leur combustion donne lieu au dioxyde de carbone (CO_2), responsable du phénomène de l'effet de serre. Les produits de combustion sont constitués des gaz suivants : CO_2 , H_2O , CO , SO_2 , NO et de quelques hydrocarbures légers.

Nous distinguons trois grandes familles de combustibles fossiles : le pétrole, le gaz naturel, et le charbon. Ces trois combustibles fossiles présentent des caractéristiques quasi-similaires, notamment en ce qui concerne les teneurs en carbone et en soufre. Les caractéristiques que nous donnons ci-dessous concernent le fuel lourd.

2.1.4.1.1 Composition du combustible.

Le fuel lourd provient de la distillation du pétrole brut. Il se compose essentiellement des composants oléfiniques, naphthéniques et aromatiques. Sa composition typique en matière organique peut se présenter comme suit (Okbas, 1984) : 85 – 90 % de carbone, 5 – 10 % d'hydrogène et de 3 – 4 % de l'oxygène, de l'azote, de soufre et d'autres. La composition typique moyenne de cendres est la suivante (Okbas, 1984) : 48,10 % de SiO_2 ; 20,90 % d' Al_2O_3 ; 8,05 % de Fe_2O_3 ; 13,40 % de CaO ; 2,00 % MgO , et ; 3,70 % de SO_2 . Dans les cendres, on peut trouver aussi les alcalis et d'autres éléments rares.

2.1.4.1.2 Caractéristiques physiques et thermiques.

Les principales caractéristiques du combustible fossile sont les suivantes (Figure 23) : viscosité, point d'écoulement, point d'éclair (inflammabilité), teneur en soufre, masse volumique, pouvoir calorifique.

2.1.4.1.2.1 Viscosité.

Le fuel lourd est caractérisé par sa viscosité. Celle-ci peut être définie comme l'ensemble des phénomènes de résistance à l'écoulement se produisant dans la masse d'une matière (ici combustible), pour un écoulement uniforme et sans turbulence. La viscosité est un paramètre important pour pouvoir manipuler ou utiliser le combustible, dans le cas de pompage (calcul de tuyauteries) et/ou dans le cas de la pulvérisation dans le brûleur du four. La viscosité est fortement influencée par la température. Elle est inversement proportionnelle à la température.

La viscosité de pompage du fuel oil est comprise entre 15 à 60 °E, tandis que pour la pulvérisation, elle doit être comprise entre 2 à 10 °E (Okbas, 1984). C'est la raison pour laquelle les fuels lourds

sont chauffés avant leur utilisation. Selon (Delgado et al., 2016), la température de pulvérisation du combustible dans le brûleur est située entre 120-140 °C. La valeur du point de consigne de viscosité est normalement fixée par le fabricant du brûleur. Cependant, la viscosité du fuel-oil est généralement contrôlée à un point de consigne de température qui dépend de la composition de l'huile de combustion (Delgado et al., 2016).

Caractéristique	Unité	Méthode	Valeurs		Observations ou recommandations
			Garanties ¹	Indicatives ²	
Teneur en soufre	% masse	NF EN 24260 NF EN ISO 14596 NF EN ISO 8754	≤ 1	≤ 1	Fixé par l'application de la réglementation
Viscosité à 20°C	cSt	NF EN ISO 3104	≥ 9,5 ≤ 15	≥ 9,5 ≤ 15	Moins de consommation d'énergie du à la fluidité du produit.
Point éclair	°C	NF EN ISO 2719	≥ 70	≥ 70	Surveiller les températures de stockage (50 à 60 °C) ; (ne jamais approcher une flamme)
Volume distillé à 250°C Volume distillé à 350°C	%	NF EN ISO 3405	< 65 < 85	< 65 < 85	Spécification administrative ; la connaissance de ces valeurs n'est pas requise pour une bonne utilisation du produit
Masse volumique à 15	kg.m ⁻³	NF EN ISO 12185 NF EN ISO 3675	-	860 à 990	Pour conversion des mesures de débit volumique en débit massique
Teneur en eau	% masse	NF EN ISO 12937 NF ISO 6396 NF ISO 3733	≤ 0,6	≤ 0,5	Purger régulièrement les bacs de stockage
Teneur en insolubles	% masse	NF M 07 063	≤ 0,25	≤ 0,10	Vérifier régulièrement les filtres
Pouvoir calorifique inférieur	kcal.kg ⁻¹	NF M 07-030 (calculé)	-	> 9 800	Quantité de chaleur libérée par la combustion complète du combustible
Résidu Conradson	% masse	NF ISO 6615	-	≤ 2	Leur faible taux entraine une diminution des imbrûlés dans les gaz de combustion.
Teneur en asphaltènes	% masse	NF T 60 115	-	≤ 1	
Point d'écoulement	°C	NF T 60 105	-	≤ - 6 °C	Assure une pompabilité à basse température

* 1 : spécifications douanières, administratives et intersyndicales
* 2 : valeurs relevées sur les différents points de ressources (raffineries et dépôts) de TOTAL RAFFINAGE CHIMIE (données : analyses 2012-2013)

Figure 23 – Caractéristiques du fuel lourd TBTS 21S (Source TOTAL).

2.1.4.1.2.2 Point d'écoulement.

Le point d'écoulement d'un combustible est la température minimale à laquelle celui-ci s'écoule. Il est mesuré dans le but de définir la faisabilité d'un pompage. En dessous de ce point, le combustible tend à s'épaissir et à cesser de s'écouler.

2.1.4.1.2.3 Point éclair (inflammabilité).

Le point éclair ou l'inflammabilité d'un combustible est la température la plus basse à laquelle un mélange combustible-vapeur-air devient inflammable (Eni, 2017). Cette valeur est importante sur le plan de la sécurité car, dans la pratique industrielle, le fuel lourd est réchauffé avant sa

combustion. Le point éclair est mesuré en chauffant progressivement le mélange combustible-vapeur-air dans un récipient de laboratoire standard jusqu'à ce que le mélange s'enflamme (Eni, 2017).

2.1.4.1.2.4 Teneur en soufre.

Le soufre est un élément indésirable dans le combustible. Il est à la base de deux principaux problèmes : la corrosion des circuits de fumée et la pollution atmosphérique. La teneur en soufre dépend du type de fuel lourd. Pour le fuel lourd très basse teneur en soufre (TBTS) par exemple, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 1 (cfr Figure 23 ci-dessus).

2.1.4.1.2.5 Pouvoir calorifique.

Le pouvoir calorifique est une caractéristique la plus importante pour un combustible donné. Nous distinguons les pouvoirs calorifiques supérieur et inférieur.

- Le **pouvoir calorifique supérieur** (PCS), est la quantité de chaleur dégagée par la combustion totale d'un kilogramme de combustible, la vapeur d'eau formée étant condensée.
- Le **pouvoir calorifique inférieur** (PCI), est la quantité de chaleur dégagée par la combustion totale d'un kilogramme de combustible, la vapeur d'eau n'étant pas condensée.

Dans la pratique industrielle, on utilise généralement le pouvoir calorifique inférieur, puisque les gaz qui sortent du four ont toujours de températures supérieures à 100 °C (Okbas, 1984).

Le pouvoir calorifique supérieur se détermine à l'aide de la bombe calorimétrique, dans le laboratoire. Comme ordre de grandeur, une valeur moyenne de 38720,5 kJ/kg peut être atteinte (Source CILU). Dans la littérature, il existe plusieurs modèles pour estimer le PCI d'un combustible. (Tartarelli and Seggiani, 2010) propose la relation de Dulong permettant d'estimer le PCI connaissant sa composition élémentaire (cfr Eq-2.90 ci-dessous).

$$PCI = \left\{ 80,8 \times \% C + 292 \left(\% H - \frac{\% O}{8} \right) + 22,5 \times \% S \right\} \times 4,186 \quad [kJ/kg] \quad (\text{Eq-2.90})$$

(Okbas, 1984) quant à lui propose la relation Eq-2.91 ci-dessous, qui est fonction de la teneur en soufre et de la densité spécifique du combustible.

$$PCI = (12958 - 3228 \times \rho_{15} - 70 \times \% S) \times 4,186 \quad [kJ/kg] \quad (\text{Eq-2.91})$$

Où ρ_{15} est la densité spécifique du combustible (kg/dm^3).

2.1.4.1.2.6 Masse volumique.

La masse volumique des produits pétroliers est souvent donnée à 15 °C. Dans le cas de fuel lourd, elle est déterminée à une température supérieure au point d'écoulement et ramenée à la température de référence de 15°C. La relation Eq-2.92 ci-dessous permet de calculer la masse volumique du fuel lourd pour une température donnée (Guillermic, 1980; OFPPT, 2017).

$$\rho_T = \frac{\rho_{15}}{[1 + K_m(T - 15)]} \quad (\text{Eq-2.92})$$

Où ρ_T est la masse volumique à la température considérée (kg/m^3), ρ_{15} est la masse volumique à la température de 15°C (kg/cm^3), et K_m est le coefficient expérimental, fonction des écarts de température (Tableau 17 ci-dessous).

Tableau 17 – Coefficients K et densité à 15 °C correspondants (OFPPT, 2017).

ρ_{15}	925	950	970	1000	1025
$K_m \cdot 10^3$	0,777	0,749	0,724	0,702	0,678

2.1.5 Transformation des déchets/biomasse.

La conversion thermochimique de déchets/biomasse englobe plusieurs processus : séchage, pyrolyse, combustion et gazéification, et combustion homogène des gaz. L'objet de cette partie est de donner une description de ces différents phénomènes de transformation de déchets/biomasse.

2.1.5.1 Séchage.

2.1.5.1.1 Introduction.

Le séchage est la première opération dans le traitement thermique des déchets. Le séchage est un phénomène de désorption par lequel l'eau libre contenue dans les déchets et/ou biomasse est évacuée de l'intérieur à la surface du solide, puis vers le milieu ambiant. L'eau contenue dans les déchets/biomasse se présente sous trois formes : l'eau libre, l'eau liée, et l'eau vapeur. Selon (Ratte et al., 2009), l'eau liée est absorbée aux constituants complexes de déchets (biomasse en particulier), et qui interagit avec le solide par des phénomènes de sorption. L'évaporation de l'eau liée nécessite une quantité suffisante d'énergie, alors que l'évaporation de l'eau libre ne nécessite

que la chaleur latente de vaporisation. Durant le processus de séchage, les particules de déchets peuvent aller de la température ambiante à la température d'ébullition de l'eau. Le séchage nécessite un apport considérable d'énergie de l'ordre de 2,256 MJ/kg, pour évaporer l'eau libre contenue dans les déchets. Le séchage est donc une réaction endothermique. Il implique deux types de transfert, transfert thermique (de l'environnement vers le liquide à évaporer) et transfert de matière (de l'intérieur du solide vers sa surface, et ensuite vers la phase gaz). La vitesse de réaction de séchage dépend de ces deux types de transferts (Mujumdar, 1995).

2.1.5.1.2 Modèles de séchage.

Il existe dans la littérature deux types de modèles caractérisant le processus de séchage de déchets : le modèle dit « cinétique du premier ordre », qui assimile le séchage à une réaction hétérogène simple, et le modèle diffusionnel, où le séchage est contrôlé par la différence de concentration d'eau entre la surface de la particule (du matériau ou du lit) et l'air ambiant environnant. On peut encore trouver un troisième modèle, qui considère que le processus de séchage est très rapide, et lié à la quantité de chaleur absorbée par la phase solide pour évaporer l'eau interstitielle contenue dans les particules de déchets. Les modèles de séchage sont écrits selon le type d'échelles d'observation. Nous distinguons trois échelles d'observation (Deydier, 2012) :

- L'échelle Intra particulaire est la plus petite échelle d'observation, permettant de déterminer les cinétiques intrinsèques de réaction, dans la mesure où les transferts de masse et d'énergie sont des facteurs limitants.
- L'échelle de la particule est une échelle intermédiaire d'observation, permettant de mieux appréhender comment une particule échange matière et énergie avec son milieu environnant. Compte tenu de la taille des particules le plus souvent considérées (quelques cm), de forts couplages entre cinétique de réaction et transferts massiques et thermiques interviennent au sein de la particule. A cette échelle, la particule est assimilée à un milieu poreux.
- L'échelle du réacteur permet de caractériser la mise en contact et le mouvement des phases à l'intérieur du réacteur de traitement ainsi que les interactions entre le réacteur lui-même

et le milieu réactionnel. Dans le cas du lit de particules, chaque tranche de réacteur est assimilée à cette échelle à un milieu poreux.

2.1.5.1.2.1 Modèles de cinétique du premier ordre.

Dans ce modèle, le séchage est assimilé à une réaction hétérogène, qui suit la loi d'Arrhenius (Bryden et al., 2002; Bryden and Hagge, 2003; Mandl et al., 2010; Patisson et al., 2000a; Vîjeu et al., 2008), selon la relation Eq-2.93 :

$$R_{H_2O_liq}^{hét} = A_{sec} \exp\left(\frac{-E_{sec}}{RT_{lit}}\right) \rho_{dec} y_{H_2O_liq}^{dec} \quad (\text{Eq-2.93})$$

Où $R_{H_2O_liq}^{hét}$ est la vitesse de séchage ($\text{kg/m}^3/\text{s}$), A_{sec} est le facteur pré-exponentiel ($1/\text{s}$), E_{sec} est l'énergie d'activation (J/mol), R est la constante universelle des gaz parfaits (J/mol/K), ρ_{dec} est la densité de déchets (kg/m^3), et $y_{H_2O_liq}^{dec}$ est la fraction massique de l'eau dans le déchet. Les valeurs de constantes cinétiques trouvées dans la littérature sont données dans le Tableau 18 :

Tableau 18 - Constantes cinétiques de réaction de séchage de déchets/biomasse.

A [s^{-1}]	E [J.kg^{-1}]	Type de matériau séché	Références
3,11	$2,77.10^4$	Charbon	(Patisson et al., 2000a; Tartarelli and Seggiani, 2010)
$5,56.10^6$	$8,79.10^4$	Charbon, bois (résineux)	(Mandl et al., 2010; Tartarelli and Seggiani, 2010)
$5,13.10^{10}$	88.10^3	Bois, biomasse	(Bryden et al., 2002; Bryden and Hagge, 2003; Vîjeu et al., 2008)

2.1.5.1.2.2 Modèle diffusionnel.

Ce modèle suppose que le mouvement de l'eau vers la surface du solide est gouverné par la loi de Fick, qui traduit un phénomène de migration de la vapeur d'eau du milieu de plus forte concentration en eau vers le milieu de plus faible concentration en eau, c'est-à-dire du centre de la particule à sécher vers sa surface (échelle intra particulaire) (Nguyen, 2015). Le séchage de la particule est alors contrôlé par la différence de concentration d'eau entre la surface de la particule et l'air ambiant environnant (échelle particulaire) (Khiari et al., 2007). Plusieurs auteurs ont mené des études sur le modèle diffusionnel. (Jia et al., 2016) considèrent que le taux d'évaporation de l'eau contenue dans la particule de biomasse est directement associé aux conditions à la surface de la particule. Ils supposent que la surface de particule est en équilibre avec l'air environnant. (Khiari

et al., 2007) rapportent que la concentration d'eau à la surface de la particule est considérée comme égale à la concentration de saturation de l'eau libre, alors que pour l'eau liée, la concentration prend la valeur inférieure (concentration d'eau à la surface de la particule dans les conditions non saturées). (Vîjeu et al., 2008) considèrent que, pour des températures inférieures à 100 °C, l'évaporation de l'eau s'effectue lorsque la pression partielle de la vapeur correspond à la pression de saturation. Selon (Charreau and Cavailé, 1995), la surface de produit (ou de la particule) est saturée d'humidité pendant la phase de la vitesse de séchage constante, due à la présence d'eau en quantité importante à la surface du produit, soit d'une diffusion d'eau, du sein du produit vers sa surface externe, suffisamment rapide. (Eliaers et al., 2015) supposent une répartition uniforme de l'humidité dans les particules et une diffusion intra particule rapide conduisant à une pression de vapeur uniforme dans les pores des particules. La Figure 24 illustre le mécanisme de séchage.

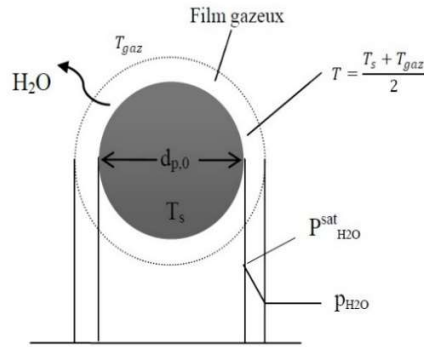


Figure 24 – Mécanisme de séchage d'une particule de déchets.

La vitesse de réaction de séchage est ainsi modélisée par la relation Eq-2.94 ci-dessous (Di Blasi, 2000; Tartarelli and Seggiani, 2010) :

$$R_{H_2O_liq}^{hét} = \tilde{N}_{dec} k_{m,H_2O} \left(\frac{p_{H_2O}^{sat} M_{H_2O}}{RT_{gaz}} - \rho_{H_2O}^{gaz} \right) \quad (\text{Eq-2.94})$$

Où \tilde{N}_{dec} est la densité de nombre de particule (1/m), k_{m,H_2O} est le coefficient de transfert de masse de H₂O (m/s), et $\rho_{H_2O}^{gaz}$ est la concentration de la vapeur d'eau de l'atmosphère environnante (kg/m³).

(Jia et al., 2016) proposent la corrélation Eq-2.95 ci-dessous pour l'estimation de k_{m,H_2O} .

$$k_{m,H_2O} = \frac{D_{H_2O}}{d_{p,0} \phi_{H_2O}^{dec}} \left(2,0 + 1,8 Re^{0,5} Sc_{H_2O}^{1/3} \right) \quad (\text{Eq-2.95})$$

Où $\phi_{H_2O}^{dec}$ est le taux d'humidité (%), et D_{H_2O} est le coefficient de diffusion de H₂O (m²/s).

(Jia et al., 2016) affirment qu'étant donné que le gaz interstitiel est considéré comme stagnant, le second terme dans l'équation ci-dessus peut être négligé. (Tartarelli and Seggiani, 2010) quant à eux, proposent la corrélation Eq-2.96 ci-dessous :

$$k_{m,H_2O} = \frac{D_{H_2O}}{d_{p,0}} \left(2,0 + 1,1Re^{0,6}Sc_{H_2O}^{1/3} \right) \approx \frac{2D_{H_2O}}{d_{p,0}} \quad (\text{Eq-2.96})$$

Quant à la pression de saturation, (Eliaers et al., 2015) utilisent la relation de Dupré, donnée par la relation Eq-2.97 ci-dessous :

$$p_{H_2O}^{sat} = \exp \left(46,784 - \frac{6435}{T_{lit}} - 3,868 \ln(T_{lit}) \right) \cdot 133,322 \quad [Pa] \quad (\text{Eq-2.97})$$

(Tartarelli and Seggiani, 2010) donnent la relation suivante pour le calcul de la pression de saturation (cfr Eq-2.98).

$$p_{H_2O}^{sat} = \frac{1}{760} \exp \left(18,3036 - \frac{3816,44}{T_{gaz} - 46,13} \right) \cdot 101325 \quad [Pa] \quad (\text{Eq-2.98})$$

2.1.5.2 Pyrolyse.

2.1.5.2.1 Introduction.

Etant la seconde étape de traitement thermique de déchets après le séchage, la pyrolyse permet de décomposer thermiquement et chimiquement un matériau en l'absence d'oxygène ou dans un milieu pauvre en oxygène. Comme pour le séchage, la pyrolyse fait intervenir des phénomènes de transfert thermique et de matière, auxquels s'ajoutent les réactions chimiques hétérogènes (Deydier, 2012). La pyrolyse de déchets (pneus, biomasse, ..) produit les éléments suivants :

- Char (une poudre à base de carbone) ;
- Tar (huile riche en hydrocarbures), et ;
- Gaz non condensables (composés d'hydrogène et d'hydrocarbures légers)

2.1.5.2.2 Types de pyrolyse.

On peut distinguer trois types de pyrolyse en fonction des conditions opératoires : la pyrolyse lente, la pyrolyse rapide, et la pyrolyse flash. Ces trois modes se distinguent par des températures et des vitesses de chauffe différentes, conduisant à une répartition différente de ses produits. Ainsi, la pyrolyse lente (vitesse de chauffe de 1 à 20 °C/min) conduit majoritairement à la formation de char

tandis que les pyrolyses rapides (50 à 100 °C/min) et flash (plusieurs centaines de °C/min) conduisent majoritairement à la production de volatils.

2.1.5.2.3 Mécanismes de pyrolyse.

Dans le cadre de ce travail, et comme il l'a été dit dans l'introduction, notre attention se porte sur la substitution des combustibles fossiles par de la biomasse, des pneus et des RDF. Aussi, nous détaillerons dans les prochains paragraphes, les spécificités associées à la pyrolyse de chacun de ces matériaux.

2.1.5.2.3.1 Mécanismes de pyrolyse de Biomasse.

Dans la littérature, nous trouvons différents mécanismes pour la pyrolyse de biomasse. (Di Blasi, 1996) dans son modèle sur la pyrolyse de la biomasse vierge, considère un mécanisme à trois voies de décomposition ou trois réactions primaires simultanées, donnant du char (résidu carboné non volatil), du tar (mélange des gaz condensable et à haut poids moléculaire), et des gaz (un mélange des gaz incondensables et à faible poids moléculaire). Les réactions secondaires du goudron primaire produisant du gaz et du char. (cfr Figure 25 ci-dessous).

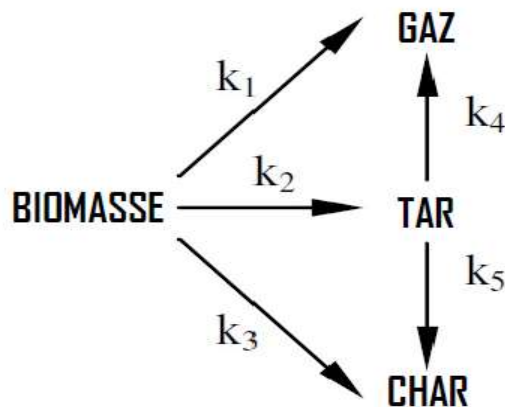


Figure 25 – Mécanisme de pyrolyse de biomasse (Di Blasi, 1996).

(Di Blasi, 2000) présente le mécanisme de décomposition de biomasse à deux étapes, où la pyrolyse primaire produit du char, du gaz et du tar, et la pyrolyse secondaire du gaz, selon les schémas de la Figure 26 suivante :

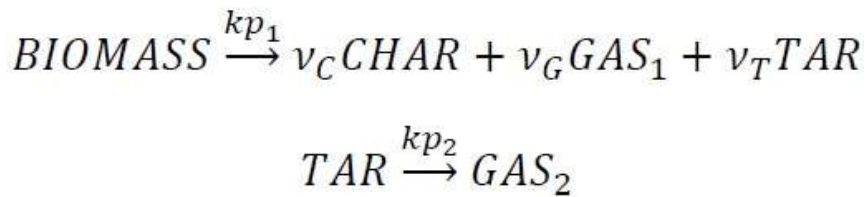


Figure 26 – Mécanisme de pyrolyse de biomasse donné par (Di Blasi, 2000).

Le schéma de pyrolyse de la biomasse à trois étapes proposé par (Luc Gerun, 2007), est souvent considéré comme étant le plus complet (Figure 27). La première étape consiste à la création de sites actifs sur les particules de biomasse, en cassant les faibles liens chimiques et en relâchant quelques molécules non complexes. La deuxième étape correspond à la pyrolyse primaire, où la biomasse sèche ou activée se décompose en goudron, char et gaz. C'est dans cette étape que l'on observe des pertes de masse importantes. Et enfin, la troisième étape correspond à des réactions dites secondaires (pyrolyse secondaire) qui affectent l'équilibre entre les phases et les propriétés physiques des produits formés (Luc Gerun, 2007).

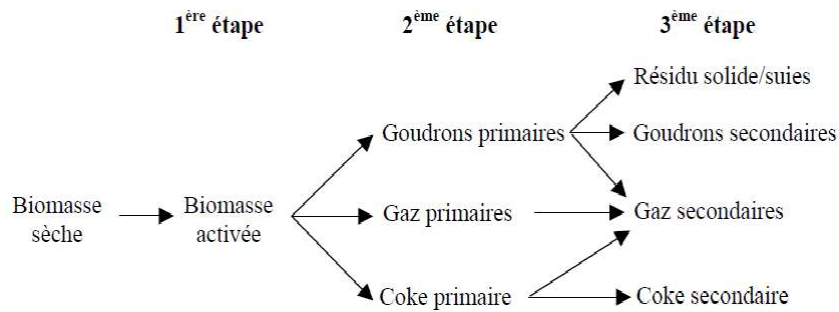


Figure 27 - Mécanisme de pyrolyse de biomasse à trois étapes.

Selon (Luc Gerun, 2007), les goudrons subissent des réactions de décomposition thermique, de polymérisation, ... permettant ainsi la formation d'un résidu solide du type suies ou du carbone pyrolytique, des goudrons secondaires formés principalement des phénols, ainsi que des gaz légers traditionnels (CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O, ...). (Luc Gerun, 2007) dans ces travaux, présente également le schéma de la Figure 28 qui réunit à la fois les trois composés de la biomasse, où le goudron produit du solide (ré polymérisation).

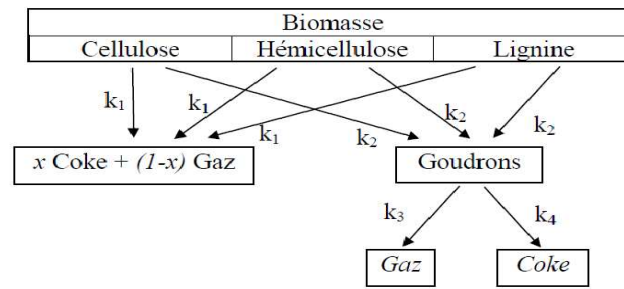


Figure 28 – Schéma réactionnel de la pyrolyse de biomasse (Luc Gerun, 2007).

2.1.5.2.3.2 Mécanismes de pyrolyse de pneus.

Comme pour d'autres types de déchets, la pyrolyse de pneus est fonction de plusieurs paramètres : la composition, la température du réacteur, la vitesse de chauffage, la taille des particules... Il existe plusieurs mécanismes traduisant la pyrolyse de pneus. (Oyedun et al., 2012) étudient la pyrolyse de pneus, en mettant un accent sur la taille des particules de pneu, qu'ils considèrent comme un facteur majeur dans la détermination du besoin en énergie global et du temps d'achèvement de la réaction de pyrolyse. Les mécanismes de pyrolyse de pneus présentés par (Cheung et al., 2011; Oyedun et al., 2012) sont illustrés en Figure 29.

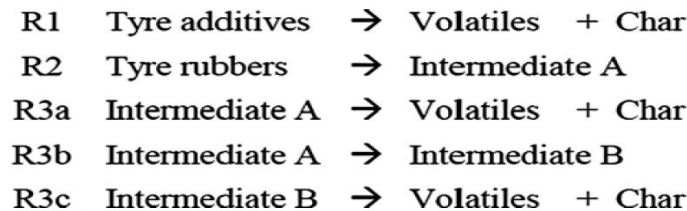


Figure 29– Mécanismes de pyrolyse de pneus (Oyedun et al., 2012).

Les mécanismes de la Figure 29 se composent de trois équations de perte de masse (R1, R3a et R3c) qui sont principalement des réactions endothermiques et deux réactions exothermiques (R2 et R3b). (Niksiar et al., 2013) proposent le mécanisme de la Figure 30 pour la décomposition de pneus.

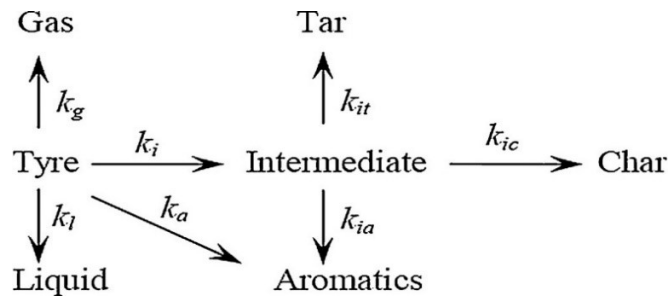


Figure 30– Mécanisme de pyrolyse de pneus de ferraille.

Les schémas ci-dessous considèrent respectivement deux intermédiaires, dans le but de retarder la formation de goudrons. Le premier intermédiaire donne les aromatiques et/ou du liquide, alors que le deuxième intermédiaire donne du char et du goudron (tar) et/ou des aromatiques. (Niksiar et al., 2013) affirment que le mécanisme (b) de la Figure 31 est plus complexe, couvrant de nombreuses propriétés (la possibilité de convertir le second intermédiaire en composés aromatiques ainsi que la formation de composés liquides du premier intermédiaire) durant le processus de pyrolyse.

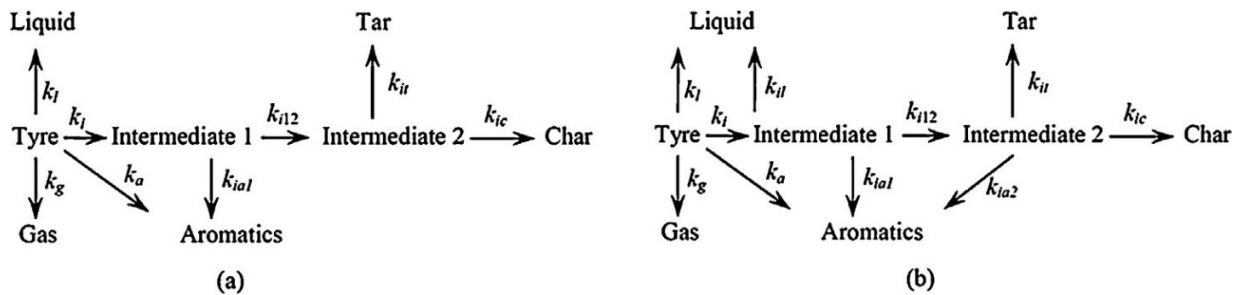


Figure 31 – Schéma de dégradation de pneu proposé par (Niksiar et al., 2013).

Le mécanisme de décomposition d'un mélange de déchets constitué de pneus en caoutchouc et des différents plastiques a fait l'objet des travaux de (Miranda et al., 2013). Ce schéma considère une décomposition sous quatre espèces, à savoir : une fraction non condensable G, une fraction de liquide léger L, une fraction de liquide lourd HL, et une fraction de solides. La fraction solide produite se décompose, à son tour en liquide léger L, et en liquide lourd HL. Et enfin le liquide lourd HL se décompose en liquide léger L (voir Figure 32 ci-dessous).

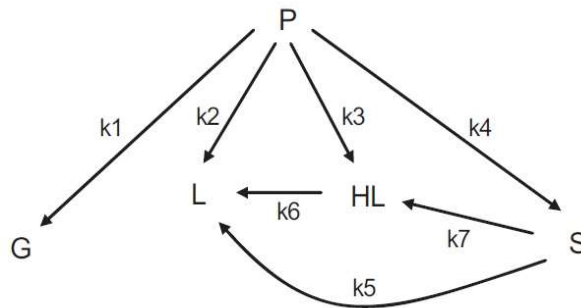


Figure 32 – Schéma de dégradation de mélange de pneus en caoutchouc & déchets plastiques.

Les étapes du schéma de la figure proposé par (Miranda et al., 2013) sont fortement dépendantes de la température. A des températures données, certaines étapes ne peuvent probablement pas se produire. Ainsi pour la figure ci-dessous, six températures ont été retenues pour l'étude : 350, 370, 390, 410, 430 et 450 °C. Il résulte de cette étude que la décomposition du solide S en liquide léger L ne se produit pas pour ces six températures. Aussi, les réactions avec les taux de réactions nuls ou proches de zéro ont été éliminées (voir lignes en pointillé de la Figure 33).

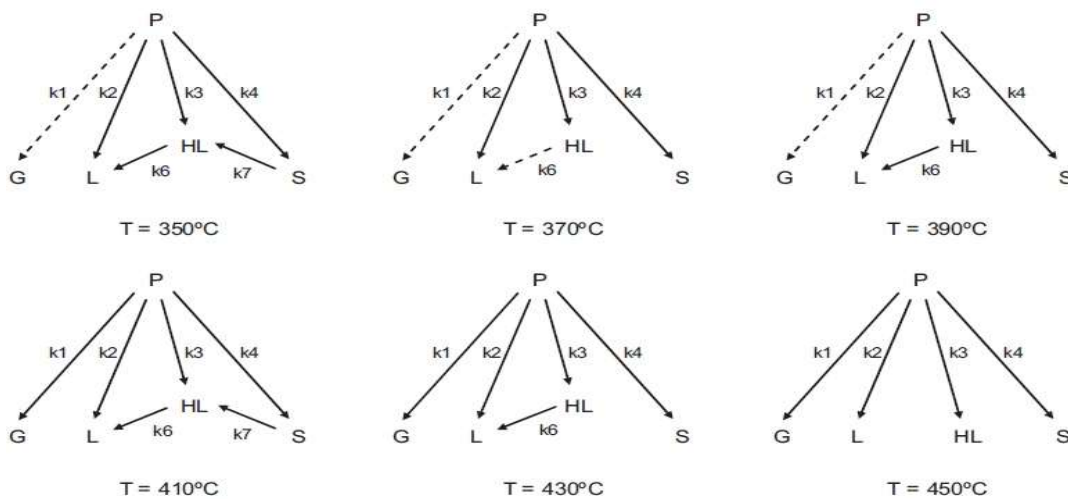


Figure 33 – Mécanismes de dégradation de mélange de pneus en caoutchouc & déchets plastiques, en fonction de température.

(Irmak Aslan et al., 2017; Martínez et al., 2013) présentent une seule réaction de dégradation de pneus, donnant le char et les volatils.

2.1.5.2.3.3 Mécanismes de pyrolyse de RDF.

Les différents mécanismes de pyrolyse de RDF peuvent se présenter sous les mêmes formes que ceux de la biomasse ou de pneus. (Çepelioğullar et al., 2016) modélisent la pyrolyse de RDF en une seule relation.

2.1.5.2.4 Rendements des produits de pyrolyse.

La pyrolyse de déchets aboutit souvent à trois grandes fractions de produits : gaz, liquide et solide. Cependant, la variation des rendements de ces produits avec les conditions opératoires du réacteur utilisé permet de comprendre les interactions qui se produisent entre les composants de déchets durant la pyrolyse (Efika et al., 2015). Le rendement de pyrolyse dépend de plusieurs paramètres : le matériau utilisé, la température de service, la vitesse de chauffe (ou taux de chauffage), le temps de séjour, la taille de matériau, la porosité,... (Boriouchkine et al., 2015) dans leurs études sur la pyrolyse d'écorces d'épicéa, remarquent que la porosité influence le rendement du liquide ; les faibles porosités avaient tendance à augmenter le rendement du liquide mais sans pour autant affecter le rendement de solide. Un exemple typique des rendements de produits issus de la pyrolyse de biomasse, ainsi que la composition de gaz sont donnés dans le Tableau 19 (Di Blasi, 2000) :

Tableau 19 – Rendements de produits de pyrolyse de biomasse et composition de gaz.

Espèces		I	II	III
	Char	0,33	0,41	0,33
	Gaz	0,48	0,4	0,5
	Tar	0,19	0,19	0,2
Composition de gaz 1 (Primaire) [% en masse]				
Gaz 1	CO	7,5	5,5	11
	CO ₂	13	10,5	11
	H ₂	1	0,02	1
	CH ₄	1,5	1	2
	H ₂ O	25	23	25
Composition de gaz 2 (Secondaire) [% en masse]				
Gaz 2	CO	9,5	9,5	13
	CO ₂	5,7	5,7	3
	CH ₄	3,8	3,8	4

Ces rendements ont été déterminés à la température de 850 K. Ils dépendent à la fois de conditions de chauffage et du type de biomasse utilisée. (Efika et al., 2015) étudient le comportement de déchet du type RDF lors de la pyrolyse à haute température (700 – 900 °C), dans un réacteur tubulaire. Cette étude consiste à comprendre l'influence de paramètres opératoires de l'installation sur les rendements de produits de pyrolyse (char, gaz, et tar). Pour un RDF de composition massique (43,5 % C ; 5,9 % H ; 0,6 % N ; 37 % O ; 4,2 % Humidité ; 12,8 % Cendres ; 73 % volatiles ; 10 % carbone fixe), les rendements suivants ont été trouvés (cfr Tableau 20 ci-dessous) :

Tableau 20 – Rendements de pyrolyse de RDF en fonction de taux de chauffage.

Produits	Rendements [% masse de RDF]			
	Taux de chauffage [°C/min]			
	5	20	90	350
Gaz	14,4	15,4	16,6	46,9
Solide	25,0	24,1	23,0	22,8
Liquide	55,0	53,0	51,1	23,0
Total	94,4	92,5	90,7	92,7
Gaz	Rendements [% masse de gaz]			
H ₂	0,4	0,4	0,4	0,7
CO	4,4	4,5	4,7	18,7
CO ₂	8,2	8,8	9,3	11,5
CH ₄	0,6	0,7	0,8	4,9
C ₂ -C ₄	0,8	0,9	1,4	11,0

Les rendements du Tableau 20 ont été trouvés à des taux de chauffage indiqué, pour une température finale de 800 °C (maintenue pendant 20 min.). (Efika et al., 2015) proposent également les rendements de pyrolyse de RDF en fonction de la température, donnés dans le Tableau 21 :

Tableau 21 – Rendements de pyrolyse de RDF en fonction de la température finale.

Produits	Rendements [% poids de RDF]		
	Taux de chauffage [°C/min]		
	700	800	900
Gaz	43,6	46,9	52,3
Solide	22,4	22,8	21,0
Liquide	29,0	23,0	23,0
Total	95,0	92,7	96,3
Gaz	Rendements [% poids de gaz]		
H ₂	0,40	0,70	0,80
CO	21,4	18,7	24,4
CO ₂	10,2	11,5	13,2
CH ₄	2,70	4,90	5,50
C ₂ -C ₄	8,90	11,0	8,41

(Lopez et al., 2017) étudient l'influence de la température sur la pyrolyse de pneus (pyrolyse flash) de camions dans le réacteur à lit cylindrique conique (CSBR), fonctionnant en régime continu. Il ressort de cette étude que la température de 475 °C est considérée comme la plus appropriée, dans la mesure où elle a permis la dévolatilisation totale du caoutchouc du pneu, et avec un rendement élevé de l'huile de pyrolyse de pneu, de 58,2 % en poids.

2.1.5.2.5 Constantes cinétiques et enthalpies de réaction.

Dans la plupart des modèles rencontrés dans la littérature, les cinétiques de la pyrolyse des déchets/biomasse suivent la loi d'Arrhenius. Certains modèles déterminent les constantes cinétiques de façon expérimentale, d'autres utilisent les valeurs présentes dans la littérature. Le Tableau 22 donne les cinétiques du mécanisme de la Figure 25.

Tableau 22 - Données cinétiques pour la pyrolyse de bois.

Références	Param. Cin	Réactions				
		1	2	3	4	5
(Vijeu et al., 2008)	$A_i[s^{-1}]$	$1,43.10^4$	$4,13.10^6$	$7,38.10^5$	$4,28.10^6$	10^5
	$E_i[J/mol]$	$8,86.10^4$	$1,127.10^5$	$1,065.10^5$	$1,08.10^5$	$1,08.10^5$
	$\Delta H_i[J/kg]$	$4,18.10^5$	$4,18.10^5$	$4,18.10^5$	$-4,2.10^4$	$-4,2.10^4$
(Di Blasi, 1996)	$A_i[s^{-1}]$	$5,16.10^6$	$1,48.10^{10}$	$2,66.10^{10}$	-	-
	$E_i[J/mol]$	$84,0.10^3$	$112,7.10^3$	$106,5.10^3$	-	-
	$\Delta H_i[J/kg]$	-	-	-	-	-
(Di Blasi, 1996)	$A_i[s^{-1}]$	$1,3.10^8$	$2,0.10^8$	$1,08.10^7$	-	-
	$E_i[J/mol]$	140.10^3	133.10^3	121.10^3	-	-
	$\Delta H_i[J/kg]$	-	-	-	-	-
(Di Blasi, 1996)	$A_i[s^{-1}]$	$1,52.10^7$	$5,85.10^6$	$2,98.10^3$	$2,6.10^6$	10^6
	$E_i[J/mol]$	$139,2.10^3$	119.10^3	$73,1.10^3$	108.10^3	108.10^3
	$\Delta H_i[J/kg]$	-418.10^3	-418.10^3	-418.10^3	42.10^3	42.10^3

Les constantes cinétiques des réactions de mécanisme donné par (Oyedun et al., 2012) sont données dans le tableau ci-dessous :

Tableau 23 – Paramètres cinétiques de pyrolyse de pneus.

Paramètres	Réaction				
	1	2	3a	3b	3c
$A_i [s^{-1}]$	$7,71.10^4$	$8,38.10^6$	$8,38.10^6$	$4,16.10^6$	$2,07.10^7$
$E_i [J/mol]$	$71,54.10^3$	$103,0543.10^3$	$118,17.10^3$	$88,0612.10^3$	$128,76.10^3$
n_i	1,34	1,0930	0,89	1,6966	0,90

Les constantes cinétiques d'autres types de déchets sont données dans les annexes.

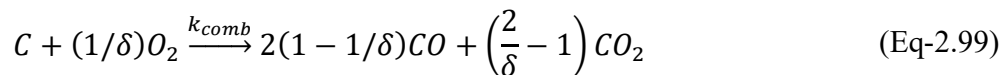
2.1.5.3 Combustion et gazéification.

2.1.5.3.1 Introduction.

La combustion et la gazéification sont deux phénomènes physico-chimiques intervenant après l'opération de pyrolyse de déchets. Le char produit réagit avec des agents gazeux (O_2 , CO_2 , H_2O , $H_2...$). Les phénomènes de combustion et de gazéification sont très liés l'un de l'autre.

2.1.5.3.2 Phénomène de combustion (oxydation du char).

La combustion du résidu carboné, appelé « char » est au cœur de la valorisation énergétique de déchets et/ou biomasse. Etant une réaction exothermique, la combustion du char fournit de l'énergie supplémentaire dans le processus de traitement de déchets, et/ou dans le processus de fabrication du ciment (apport en énergie). (Tartarelli and Seggiani, 2010) modélisent la réaction chimique de combustion du char par la relation Eq-2.99 ci-dessous :

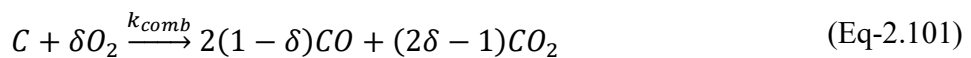


Où δ est une fonction dépendant de la température, et de dimensions de la particule (Ma and Zitney, 2012). Sa valeur peut être évaluée par la relation Eq-2.100 (Tartarelli and Seggiani, 2010) :

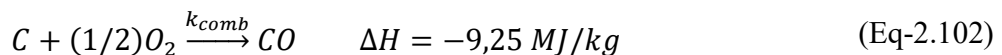
$$\delta = \frac{2k_{ccChar} + 2}{2 + k_{ccChar}} \quad (\text{Eq-2.100})$$

Avec $k_{ccChar} = CO/CO_2$

(Deydier, 2012) quant lui, donne la relation Eq-2.101 ci-dessous pour traduire la combustion du char.



(Shin and Choi, 2000; Watanabe and Otaka, 2006) modélisent également la combustion de la même manière que (Tartarelli and Seggiani, 2010), en supposant que $\delta = 2$ dans l'équation Eq-2.102 ci-dessous :



Les phénomènes physicochimiques intervenant lors de la combustion du char peuvent être schématisés comme suit (Menard, 2003) :

- diffusion de l'oxygène dans la couche limite entourant la particule jusqu'à sa surface;
- diffusion de l'oxygène dans les pores de la particule ;
- réaction chimique de l'oxygène avec le carbone au niveau des surfaces internes et externes de la particule ; cette étape peut elle-même être décomposée en une étape d'adsorption, une étape de réaction chimique proprement dite, et une étape de désorption;
- diffusion des produits de réaction de l'intérieur de la particule vers sa surface ;

- diffusion des produits de réaction dans la couche limite jusqu'à la phase gazeuse entourant la particule ;
- réaction éventuelle des produits gazeux dans la couche limite avec l'oxygène diffusant à la surface de la particule.

Le phénomène de combustion est fortement dépendant des facteurs influençant la réactivité du char avec l'oxygène, de la surface totale offert par la particule du char, de la quantité et de la nature du comburant (oxygène ou l'air). Les produits de combustion du char sont généralement le CO et le CO₂. k_{ccChar} est le ratio molaire entre le CO et CO₂. Le coefficient δ détermine la quantité de production de tel ou tel autre produit de combustion (CO et/ou CO₂). Le Tableau 24 ci-dessous donne les corrélations du ratio CO/CO₂ et leurs conditions d'utilisation.

Tableau 24 – Corrélations du ratio CO/CO₂ (Daouk, 2015).

CO/CO ₂	Température [K]	O ₂ [% en vol.]	Taille [mm]
$10^{3,4} \exp(-6240/T)$	730 – 1170	5 – 25	0,85 – 2,41
$1860 \exp(-7200/T)$	790 – 1690	3 – 21	#
$170 \exp(-3220/T)$	800 – 950	1 – 26	particules fines
$25,7 \exp(-2000/T)$	770 – 920	3 – 15	-
$120 \exp(-3200/T)$	670 – 890	5 – 100	-
$133 \exp(-7643/T)$	950 – 970	-	-
$94 \exp(-2980/T)$	-	5	-
$70 \exp(-3070/T)$	670 – 1670	20	0.18 – 0.24
$50 \exp(-3070/T)$	-	100	-
$4,3 \exp(-3390/T)$	1000 – 1370	21	⊠
$12 \exp(-3300/T)$	-	-	-

= cyl. 12.1 d.e., 8.3 d.i., 10 long ; ⊠ = cyl. 27 d.e., 114 long.

On peut donc distinguer trois types de régimes cinétiques (Menard, 2003) :

- **le régime diffusionnel externe** : Il décrit la vitesse de diffusion de l'oxygène vers la surface de la particule, selon l'équation Eq-2.103 ci-dessous :

$$R_{S,diff} = k_d p_{O_2,\infty} \quad (\text{Eq-2.103})$$

$$k_d = \frac{D_{O_2}^{2/3}}{v_{O_2}^{2/3} \varepsilon_{lit}} \left(\frac{0,765}{Re^{0,82}} + \frac{0,365}{Re^{0,386}} \right) \frac{M_C}{(1/\delta)RT_m} \quad (\text{Eq-2.104})$$

Où k_d est la conductance de transfert de matière externe [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{Pa}^{-1}$], M_C est la masse molaire du carbone [kg mol^{-1}], et T_m est la température moyenne entre le solide et le gaz [K], donnée par la relation Eq-2.105 ci-dessous :

$$T_m = \frac{T_s + T_g}{2} \quad (\text{Eq-2.105})$$

- **le régime chimique** : Ce régime est décrit par la loi de vitesse de type Arrhenius, selon la relation Eq-2.106 ci-dessous.

$$R_{S,chim} = k_{comb} \cdot p_{O_2,\infty}^n = A \exp\left(\frac{-E}{RT_s}\right) p_{O_2,\infty}^n \quad (\text{Eq-2.106})$$

Où $R_{S,chim}$ est la vitesse de combustion du carbone en régime chimique par unité de surface [kg de C/ m^2/s], k_{comb} est la constante de vitesse [$\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}^n$], A est le facteur pré exponentiel [$\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}/\text{Pa}^n$], $P_{O_2,\infty}$ est la pression partielle d'oxygène dans l'écoulement gazeux [Pa], et n est l'ordre de la réaction par rapport à l'oxygène.

- **le régime mixte** : est l'association deux régimes ci-dessus (cfr Eq-2.107 ci-dessous).

$$R_{S,chim} = \left(\frac{1}{R_{S,chim}} + \frac{1}{R_{S,diff}} \right)^{-1} \quad (\text{Eq-2.107})$$

En présence de l'oxygène, la réaction de combustion du char est considérée comme étant le précurseur des réactions de gazéification.

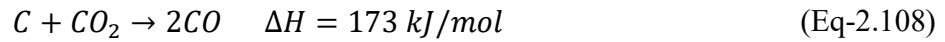
2.1.5.3.3 Phénomène de gazéification.

2.1.5.3.3.1 Introduction.

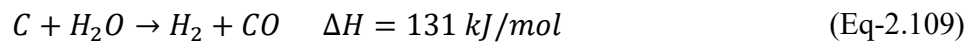
La gazéification est une réaction hétérogène entre un solide riche en carbone (char, coke, tourbe, charbon, ..) et un ou plusieurs composés gazeux, tels que CO_2 , H_2O , H_2 . Dans le cas de traitement de déchets (ou biomasse), la gazéification ne se déroule qu'après formation du carbone solide, communément appelé « char ». Le but poursuivi est de former des gaz combustibles tels que H_2 , CO , CH_4 , ... Ces transformations thermochimiques sont mises en jeu dans un réacteur, dont le but est soit de produire de l'énergie (combustion du char ou par combustion des gaz issus de la gazéification), soit de produire de gaz de synthèse (SynGaz ou clean gaz) utilisables dans d'autres procédés industriels.

2.1.5.3.3.2 Gazéification du char.

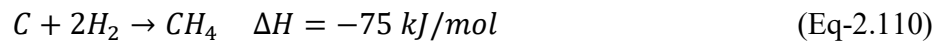
Les réactions de gazéification sont des réactions hétérogènes et endothermiques, impliquant un solide et un gaz. La première réaction de gazéification dans la liste, est la réaction dite « d'équilibre de Boudouard ». Elle met en jeu le char et le dioxyde de carbone (CO₂).



La deuxième réaction de gazéification correspond à la réaction de gazéification à l'eau, appelée aussi « Vapogazéification ».



Une troisième réaction dans la série, est la réaction de méthanation, qui met en jeu le char à l'hydrogène.



2.1.5.3.3.3 Intérêts et enjeux de la gazéification.

L'intérêt de la gazéification dans l'industrie, plus particulièrement dans le four tournant de production du ciment est assez remarquable dans la mesure où il permet de valoriser les gaz combustibles produits, par combustion en phase homogène et par combustion directe du char dans le lit de solides afin d'apporter l'énergie nécessaire à la formation du clinker.

2.1.5.4 Combustion homogène des gaz.

2.1.5.4.1 Combustion des gaz légers.

La combustion des gaz légers met en jeu l'oxygène et les gaz combustibles tels que H₂, CO, et CH₄ issus de la pyrolyse, du craquage de goudrons, ainsi que de la gazéification du char. Ces gaz combustibles sont oxydés par l'oxygène selon les mécanismes décrit dans Tableau 25 ci-dessous :

Tableau 25 – Quelques réactions de combustion des gaz légers.

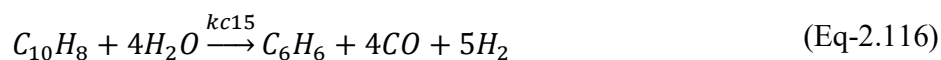
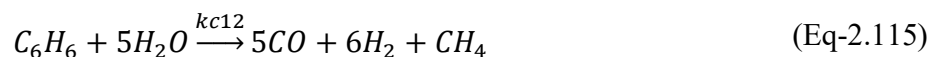
Réactions	Vitesse [kmol/m ³ /s]	A [s ⁻¹]	E [J/mol]	Références
$CO + 0,5O_2 \xrightarrow{kc1} CO_2$	$k_{c1}[CO].[O_2]^{0,5}.[H_2O]^{0,5}$	$3,25.10^7$	$1,25524.10^5$	(Hiblot, 2010)
$H_2 + 0,5O_2 \xrightarrow{kc2} H_2O$	$k_{c2}[O_2].[H_2]$	$1,08.10^{10}$	$1,255.10^5$	(Bernada et al., 2012)
$CH_4 + 2O_2 \xrightarrow{kc3} CO_2 + 2H_2O$	$k_{c3}[CH_4]^{0,3}.[O_2]^{1,3}$	$1,3.10^5$	$2,025.10^5$	(Bernada et al., 2012)
$CH_4 + 0,5O_2 \xrightarrow{kc4} CO + 2H_2$	$k_{c4}[CH_4]^{0,7}.[O_2]^{0,8}$	$3.10^8/T_{gaz}$	$1,26.10^8$	(Watanabe and Otaka, 2006)
$CH_4 + \frac{3}{2}O_2 \xrightarrow{kc5} CO + 2H_2O$	$k_{c5}[CH_4]^{0,7}.[O_2]^{0,8}$	$1,5.10^8$	$2,008.10^5$	(Menard, 2003)

2.1.5.4.2 Autres réactions homogènes.

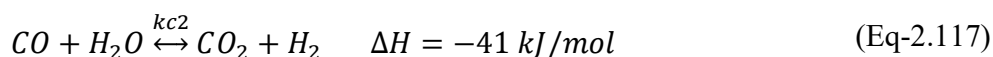
Si on considère les espèces Phénol (C₆H₆O), Benzène (C₆H₆), Toluène (C₇H₈) et Naphtalène (C₁₀H₈) comme étant des produits de la gazéification sous forme de goudrons, leur transformation en phase gaz peut être représentée par les réactions suivantes :



Les réactions de reformage à la vapeur d'eau peuvent avoir lieu dans un four tournant. Leur intensité reste néanmoins limitée aux températures de service du four.



La réaction de Water gas shift est donnée par l'équation Eq-2.117 ci-dessous :



2.2 Etat de l'art de la modélisation des fours tournants.

Le four tournant étant un équipement utilisé dans plusieurs processus de traitement des solides, sa modélisation est en rapport avec le procédé utilisé. Le présent paragraphe est subdivisé en trois points, le premier concerne la modélisation des fours tournants de production de ciment, le deuxième les fours tournants de traitement des déchets, et le troisième pour les autres cas.

2.2.1 Cas de la fabrication du ciment.

Il existe dans la littérature de nombreux travaux relatifs à la modélisation des fours tournants de production de ciment. Les fours tournants à ciment peuvent être modélisés sous divers aspects, notamment les aspects liés au transport de la charge, à la chimie du ciment, à la chimie et à la physique de combustion des déchets (dans le cas de substitution de déchets), aux transferts thermiques dans le lit, dans les gaz et dans les parois (enveloppe) du four, etc... Plusieurs travaux présents dans la littérature modélisent le four tournant en trois parties : phase solide, phase gaz, et parois du four (Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Spang, 1972). Dans ces modèles, le gaz libéré par le lit est le CO_2 issu de la réaction de décomposition de CaCO_3 . (E. Mastorakos et al., 1999) présentent un modèle de four tournant qui prend en compte les phénomènes thermochimiques au niveau de la phase gaz (incluant une étude de rayonnement des gaz), de la phase solide (constituée uniquement de la farine du ciment), et enfin de parois du four. Le modèle final est obtenu après couplage des parties gaz-solide-parois. Il ressort de ce modèle que le rayonnement est le mode dominant de transfert de chaleur gaz-parois dans le four, comparé à la convection. (Spang, 1972) propose un modèle 1D dynamique du four à ciment, ayant pour but de comprendre le fonctionnement du processus, afin de fournir un moyen permettant de l'améliorer. Le modèle comprend la phase solide, qui est caractérisée essentiellement par la thermochimie des réactions de clinkérisation, la phase gaz, caractérisant la température de la flamme produite par combustion de charbon/fuel. Dans ce modèle, les températures de solides et des gaz ne dépendent que de la position axiale dans le four, quant à la température des parois, elle ne dépend que du temps. Comme comportement dynamique, (Spang, 1972) constate que les réactions exothermiques de la flamme brûlante et celle de C_2S dans le solide provoquent une situation rétroactive qui crée des températures élevées dans les zones de clinkérisation (phase solide) et de combustion (phase gazeuse) du four. (Darabi, 2007) propose deux modèles 1D de four tournant de production de

ciment. Le premier est un modèle stationnaire traitant l'évolution de la composition et de la température au sein du lit, où il fait l'hypothèse de la constance de la température (à 1089 K) du lit durant la réaction de décarbonatation. Et le deuxième modèle est dédié à la simulation de la combustion de pneus dans le four tournant. Le modèle du lit de (Darabi, 2007) est basé sur les travaux antérieurs de (Spang, 1972), dont la validation est faite sur la base des formules de Borgue (Bogue, 1929). (Mujumdar and Ranade, 2006) présentent un modèle 1D du four tournant permettant de simuler les processus de clinkérisation dans le lit de solide des fours à ciment. Pour atteindre les objectifs assignés, les auteurs mettent un accent sur l'étude et la modélisation des réactions solide-solide dans le four, avec une approximation pseudo-homogène. (Küssel et al., 2009) présentent un modèle unidirectionnel de four tournant dédié à la calcination du calcaire (CaCO_3). Le modèle prend compte de transfert de chaleur dans le lit de solide, dans le gaz et dans les parois du four, et a pour objectif de contrôler automatiquement la calcination de CaCO_3 dans le four au moyen de la température mesurée. (Kaantee et al., 2004) modélisent un four tournant de production de ciment utilisant les combustibles alternatifs. Le but principal de l'étude est l'optimisation du contrôle du procédé lorsque les combustibles alternatifs sont utilisés, afin de maintenir la qualité du clinker. (Nielsen, 2012) étudie la dévolatilisation et la combustion des pneus, et du bois de pin dans un four tournant à l'échelle pilote, dans des conditions qui s'apparentent à celles de l'extrémité d'entrée de la farine (matières premières) aux fours rotatifs. (Wang et al., 2006) proposent un modèle de combustion de charbon dans le four tournant à ciment. Ils considèrent plusieurs modèles dans leurs études : le modèle du lit, tenant compte des réactions chimiques de clinkérisation, le modèle d'écoulement gaz-solide (combustion du charbon), et le modèle thermique dans la zone de clinkérisation. L'objectif principal du modèle est l'analyse des processus physicochimiques de la formation du clinker, au moyen d'une fonction flux thermique, et le couplage des différents modèles pour prédire les profils de température et de composition des espèces gazeuses le long du four tournant. (E. Mastorakos et al., 1999; Mujumdar and Ranade, 2006) prennent en compte la formation de la couche supplémentaire du clinker dans les parois intérieures du four, ainsi que de la formation de la phase liquide dans le lit de solides, ce qui n'est pas le cas dans les travaux de (Darabi, 2007; Spang, 1972). (Mujumdar and Ranade, 2006) considèrent que la couche supplémentaire du clinker ne se forme que dans la zone de clinkérisation, suite à la fusion de matériaux (due essentiellement à la formation de C_4AF). (E. Mastorakos et al.,

1999) quant à eux, considèrent que la couche supplémentaire de clinker dans les parois du four est uniforme le long du four.

2.2.2 Cas du traitement des déchets.

Il existe différents types de modèles de traitement des déchets dans les fours tournants. (Marias et al., 2005) présentent un modèle mathématique, composé de trois sous modèles (le modèle du lit, le modèle du four, le modèle du gaz) pour la pyrolyse des déchets d'aluminium, dans le but de prédire les processus physico-chimiques lorsque les déchets sont introduits dans le four tournant. (Colin et al., 2015) présentent un modèle de torréfaction de copeaux de bois dans le four tournant. Les auteurs utilisent le modèle de Saeman pour étudier l'écoulement de la charge au sein du four tournant, afin de prédire le temps de séjour et le profil de chargement du lit. (Babler et al., 2017) développent un modèle 1D instationnaire de pyrolyse de la biomasse dans le four tournant dans le but d'optimiser la production de bio-char. Il est basé sur les équations de conservation de la masse et de l'énergie. Le modèle comprend également des sous-modèles indépendants dédiés à la réaction de pyrolyse, au transfert de chaleur et à l'écoulement granulaire dans le four tournant.

(Babler et al., 2017) remarquent que l'augmentation de la vitesse de rotation du four, entraîne une diminution du temps de séjour, par contre elle permet un bon mélange granulaire dans le lit de solides. Ce qui, affirment-ils, améliore le transfert de chaleur, qui se manifeste par une augmentation rapide de la température du lit. (Babler et al., 2017; Colin et al., 2015) utilisent le modèle de Saeman pour décrire l'écoulement granulaire dans le four tournant. (Babler et al., 2017) affirment que le transfert de chaleur et le flux granulaire sont tous deux contrôlés par la vitesse de rotation du four tournant. (Marias, 2003) dans ses travaux, fait l'hypothèse suivant laquelle le lit reçoit le flux de chaleur spécifique de la phase gazeuse et un flux de chaleur spécifique de parois du four.

2.2.3 Autres modèles.

Ce paragraphe récapitule les différents modèles de four tournant présents dans la littérature, qui traitent des matériaux autres que le ciment et les déchets/biomasse.

(Gaurav and Khanam, 2017) proposent un modèle 2D CFD du four tournant pour le traitement de fer éponge, où le lit de matière est un mélange de minerai de fer, de charbon et de dolomite introduits à la température ambiante. Ce modèle est basé sur les équations de conservation de

masse, de moment, et d'énergie. Il a pour but de comprendre l'influence de paramètres géométriques du four, du débit de solide, ainsi que de la température sur le processus de traitement de fer. (Ginsberg and Modigell, 2011) proposent un modèle 1D dynamique du four tournant dédié à la calcination du dioxyde de titane. La matière alimentée se présente sous-forme de pâte, qui est ensuite séchée et désulfurée avant la transition de phase de l'anatase. Outre l'étude cinétique de calcination de TiO_2 , le modèle s'intéresse également à l'étude de transfert de chaleur dans le four tournant. Le modèle que présente (Agrawal and Ghoshdastidar, 2017) est également un modèle 1D de transfert de chaleur dans le four tournant pour la production de dioxyde de titane, où la matière introduite est du dioxyde de titane hydraté. Pour obtenir le produit final souhaité, un certain nombre d'équations du bilan masse des espèces et du bilan d'énergie sont proposées. Les résultats du modèle montrent les profils axiaux des températures du lit, de gaz et des parois du four, ainsi que les profils de composition des espèces le long du four. (Fan et al., 2013) développent un modèle permettant de simuler le champ de température dans un four tournant de granulés de minerai de fer. Ce modèle est entièrement consacré à l'étude de transfert thermique suivant les trois modes (conduction, convection et rayonnement) entre le lit, le gaz et les parois du four.

2.3 Périmètre de l'étude.

La présente étude concerne la modélisation de l'apport d'énergie par combustibles alternatifs, tels que pneus, biomasse et RDF dans le four tournant de production de ciment. L'étude s'étend de la sortie du préchauffeur à cyclones/entrée farine au four à la sortie clinker/entrée refroidisseur. Elle comprend trois grandes parties : la phase solide, la phase gaz, et les parois du four. Chaque partie correspond à un sous-modèle. La phase solide prend en compte les phénomènes physicochimiques de clinkérisation, de conversion de déchets/biomasse, et des réactions homogènes des gaz produits (modèle 1D du lit). La phase gaz comprend la flamme du brûleur principal du four tournant, les gaz produits par la combustion du fuel lourd, ainsi que des gaz provenant du lit de solides (modèle 3D CFD de gaz). En ce qui concerne les parois du four, elles sont représentées par une température de paroi monodimensionnelle (selon l'axe du four) évaluée par le bilan thermique sur chaque tranche infinitésimale.

Les deux parties monodimensionnelles (paroi du four, lit de solides) font partie intégrantes d'un seul et même modèle mathématique, dont la résolution sera effectuée en Fortran 90. Un couplage itératif entre ce modèle et le modèle CFD du freeboard permet de résoudre l'ensemble des modèles.

2.3.1 CFD pour la partie Freeboard.

L'énergie nécessaire à la clinkérisation ou à la conversion de déchets/biomasse provient en grande partie du freeboard. La combustion du combustible fossile ou des gaz issus de la pyrolyse/gazéification des déchets s'y produit provoquant l'occurrence d'une zone à haute température (flamme) qui transfère de l'énergie vers le lit. Plusieurs modèles des fours tournants présents dans la littérature font appel à la CFD pour décrire les processus se produisant dans le Freeboard. (Ariyaratne et al., 2015; Bhad et al., 2009; E. Mastorakos et al., 1999; Marias, 2003; Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2008) utilisent la CFD pour étudier les phénomènes couplés de convection, réaction chimique, turbulence et rayonnement dans le freeboard. Selon (Marias, 2003), la CFD est considérée comme étant l'outil pertinent pour la description des phénomènes gazeux se produisant dans un four tournant.

En se reportant aux travaux cités ci-dessus, nous avons choisi d'utiliser la CFD pour représenter le freeboard. Les phénomènes tels que :

- Combustion du fuel lourd issu d'un brûleur à pulvérisation pneumatique ;
- Réactions chimiques homogènes en phase gaz (principalement oxydation des volatils issus de la pyrolyse des déchets) ;
- Turbulence, et ;
- Transferts thermiques incluant le transfert radiatif

seront donc pris en compte et modélisés à l'aide de l'outil commercial Ansys Fluent.

Le modèle de la phase sera en 3D. Il caractérisera le processus se déroulant dans le freeboard, et comprendra les gaz produits par le brûleur principal du four tournant, ainsi que les gaz libérés par le lit de solides (décarbonatation de CaCO_3 et de MgCO_3 , et conversion thermochimique de déchets et/ou biomasse).

2.3.2 Modèle 1D pour le lit.

Le lit de solides a une importance capitale dans la modélisation des fours tournants. C'est dans le lit de solides qu'on retrouve les matières premières encours de transformation. Dans la plupart des modèles de fours tournants rencontrés dans la littérature, le lit de solides est modélisé comme une entité à part entière, mais échangeant de l'énergie et de la matière avec les autres entités. (Boateng and Barr, 1996b; Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Marias, 2003; Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2006, 2008; Nielsen et al., 2012; Spang, 1972) étudient les processus physicochimiques se produisant dans le lit de solides de façon détaillée dans le four tournant. Pour la production de ciment en particulier, plusieurs auteurs ont mené des études sur le lit de solides, constitué de la farine du ciment. (Darabi, 2007; E. Mastorakos et al., 1999; Mujumdar and Ranade, 2006, 2008; Spang, 1972; Witsel, et al., 2000) proposent des modèles du lit qui caractérisent le processus de clinkérisation et de transport de la charge dans les fours tournants de production du ciment, et supposent que le lit peut être représenté par un modèle de type piston.

Eu égard aux travaux ci-dessus, nous avons jugé utile dans cette thèse d'étudier également le lit dans un sous-modèle afin comprendre les phénomènes thermochimiques qui ont lieu dans le lit de solides lorsque les déchets sont utilisés dans les fours tournants de production de ciment. Dans cette étude, le modèle 1D du lit est un mélange de farine du ciment, de déchets/biomasse, et de gaz. Il prend en compte à la fois des phénomènes de conversion thermochimique de la farine et de déchets dans le lit de solides réactifs, ainsi que les réactions homogènes des gaz produits. Le modèle 1D du lit implémenté sous FORTRAN 90.

2.3.3 Modèle 1D pour l'enveloppe du four.

Il existe dans la littérature différents modèles du four tournant qui se consacrent à étudier les échanges thermiques dans les parois des fours tournants. Certains auteurs modélisent l'enveloppe du four en 3D (E. Mastorakos et al., 1999; Holman, 2002), d'autres la modélisent suivant 1D (Darabi, 2007; Hanrot, 1992; Lebas, 1995; Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2006; Romero Valleöztzl, 2012; Spang, 1972).

(Darabi, 2007) comparant l'ordre de grandeur des gradients de température dans la direction radiale avec ceux des directions angulaire et axiale, en se basant sur les dimensions du four (longueur et diamètre), et conclut que les termes axial et angulaire peuvent être négligés.

Ainsi, pour la présente thèse, nous modélisons l'enveloppe du four par une équation mathématique monodimensionnelle (1D). Le modèle 1D pour l'enveloppe du four concerne les échanges thermiques entre les parois et le lit de solides, le gaz de freeboard et environnement extérieur. Le modèle 1D de l'enveloppe du four est également directement associé au modèle 1D du lit de solides implémenté en FORTRAN 90.

2.3.4 Couplage entre les différents sous-modèles.

La méthodologie mise en œuvre dans ce projet est le couplage des modèles 1D avec le modèle 3D afin de prédire le profil de température et de composition le long du four. Les trois sous-modèles sont très liés, ils se communiquent mutuellement : l'exécution du modèle 1D du lit de solide et du modèle 1D des parois nécessitent la connaissance des flux de chaleur reçus de la phase gazeuse. Pour sa résolution, le modèle 3D requiert la connaissance des niveaux de température de la surface libre du lit, des parois du four, et des débits massiques partiels des espèces chimiques libérées à chaque position du lit. Ces grandeurs sont utilisées comme condition à la limite du domaine de simulation Ansys Fluent (Figure 34).

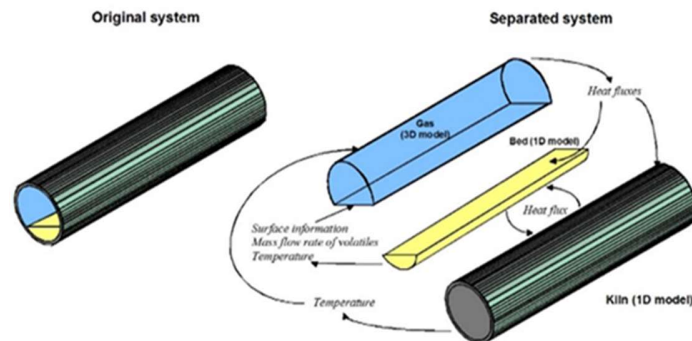


Figure 34 – Couplage des sous-modèles/four tournant.

Une procédure itérative est donc mise en œuvre pour la résolution du système global :

- 0) Initialisation des flux de chaleur reçus par le lit et par les parois ;
- 1) Résolution du modèle 1D des parois et du lit (en fonction des flux de chaleurs reçus) ;
- 2) Transfert des données issues du modèle 1D (températures du lit et des parois, débits massiques partiels) vers l'outil CFD ;

- 3) Résolution du modèle CFD (en fonction des conditions limites venant d'être implémentées) ;
- 4) Transfert des données issues du modèle 3D (flux de chaleur vers le lit et vers les parois non couvertes de l'enveloppe du four) vers le modèle 1D ;
- 5) Tests de convergence. Retour au point 1 en cas de non convergence. Arrêt dans le cas contraire.

2.4 Conclusion.

Nous venons de présenter l'état de l'art sur la modélisation des fours tournants, tant pour la fabrication du ciment, que pour le traitement des déchets/biomasse et autres produits. Le transport de la charge et les modes de transferts de chaleur sont quasi-identiques dans tous les procédés de traitement de solides dans les fours tournants, bien qu'une différence puisse résider au niveau de températures de service et de l'apport de chaleur.

Etant donné que la présente thèse concerne la fabrication du ciment, nous avons accentué notre analyse sur les phénomènes rencontrés dans les fours de cimenterie, notamment la chimie du ciment et le rayonnement des gaz issus de la combustion de l'apport énergétique fossile et du résultat de la conversion thermochimique des déchets/biomasse. Le processus de fabrication du ciment est le siège de plusieurs réactions chimiques, impliquant phénomènes physicochimiques :

- Pour la farine : effondrement de la structure cristalline de l'argile, la décarbonatation de CaCO_3 et de MgCO_3 , la fusion partielle de solides, et la clinkérisation.
- Pour les déchets : le séchage, la pyrolyse, la combustion et gazéification du char.
- Pour les gaz : combustion homogène, réactions de reformage, ...

Ces réactions chimiques sont couplées les unes des autres, ne peuvent en aucune manière être découplées. Les modèles cinétiques de clinkérisation proposés dans la littérature suivent la loi d'Arrhenius, dont les plus élaborés sont ceux basés sur le modèle dynamique de (Spang, 1972), qui donne les différentes vitesses de réactions en fonction de la concentration massique de la CaO, et

prend en compte les enthalpies de réactions de clinkérisation dans le bilan enthalpique. Quant à la conversion thermochimique de déchets/biomasse, plusieurs modèles ont été proposés. La plupart des modèles considèrent que la dégradation de déchet ou biomasse est fortement liée aux paramètres opératoires du réacteur utilisé et de la taille de particules, et dont les cinétiques suivent la loi d'Arrhenius.

Cette thèse vise à fournir une connaissance accrue sur la valorisation énergétique de combustibles alternatifs dans les fours tournants de production de ciment, et des outils permettant de les modéliser. Le chapitre a présenté également le périmètre de l'étude, qui délimite le champ d'étude, et qui donne un aperçu sur les différents sous-modèles, ainsi que de leur couplage.

Chapitre 3 Modélisation.

Le chapitre 3 de cette thèse présente de façon détaillée le modèle (constitué de deux sous-modèles couplés) du four tournant de production de ciment, avec apport d'énergie par combustibles alternatifs. Dans un premier temps, nous présentons le modèle monodimensionnel du lit de solide et de la paroi du four. En ce qui concerne la charge réactive, le modèle repose sur l'hypothèse de réacteur piston et s'appuie sur une équation de transport de la charge ainsi que sur des équations de conservation de la masse, des espèces et de l'énergie. Le modèle de l'enveloppe du four, quant à lui, est basé sur une équation de conservation de l'énergie. En ce qui concerne le modèle représentant la phase gaz contenue au-dessus de la surface libre du lit, les principales hypothèses utilisées pour paramétrer le logiciel de mécanique des fluides numérique Ansys Fluent, seront présentées. Finalement la procédure mise en place pour assurer le couplage entre les deux outils sera décrite.

3.1 Modèle monodimensionnel du lit de solides.

Le modèle du lit de solides est au cœur du développement général du modèle de four tournant. Dans un premier temps, notre attention se portera sur la description que nous utiliserons par la suite pour représenter la charge réactive contenue dans le four. Les variables pertinentes ainsi que les principales hypothèses du modèle seront présentées dans cette partie. On s'attachera ensuite à décrire le transport de la charge solide, les caractéristiques et paramètres géométriques du four qui influent sur le mouvement de la charge. Compte tenu de ce premier élément permettant de caractériser le transport du lit de solides, il sera alors possible de proposer les équations de conservation des différentes phases constitutives du lit.

3.1.1 Description du lit de solides.

L'objet de cette partie est de décrire les variables permettant de caractériser le lit de solides en chaque point du four. Celui-ci est considéré comme étant un assemblage de trois grandes phases, partageant la même température dont la valeur évolue suivant la position axiale dans le lit.

Dans ce modèle, le lit de solides est un milieu poreux et multiphasique, constitué de particules de farine, de déchets, comme indiqué sur la Figure 35 ci-dessous.

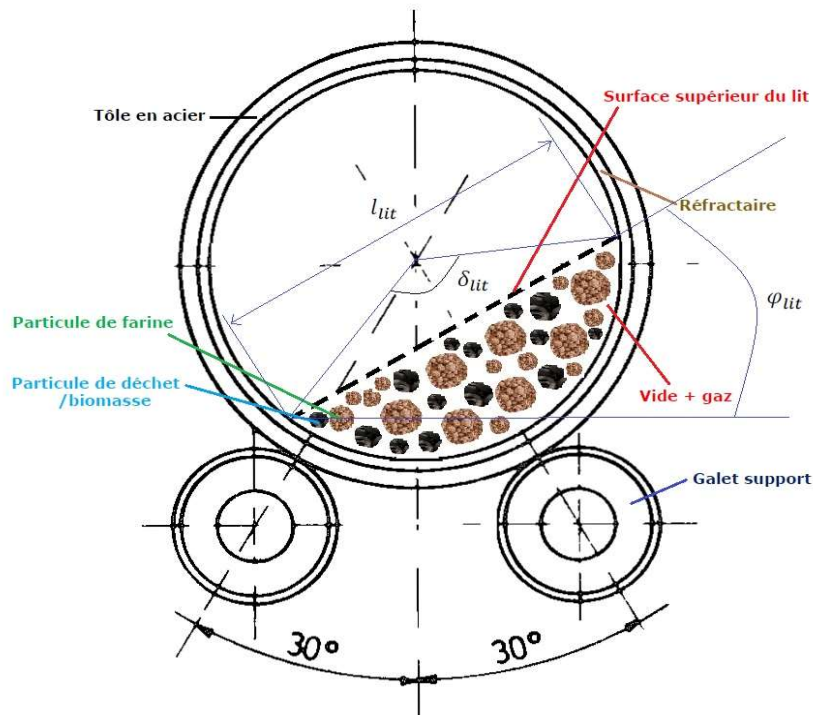


Figure 35 - Lit de solides du four tournant à ciment.

Pour chaque élément de volume du lit, on définit les grandeurs suivantes qui évoluent suivant la position axiale dans le four compte tenu de l'hypothèse de modélisation monodimensionnelle :

- y_{fa}^{lit} : la fraction massique de farine (ou des produits de sa transformation) dans le lit, exprimée en kg de farine par kg de lit.
- y_{dec}^{lit} : la fraction massique de déchets (ou des produits de sa transformation) dans le lit, exprimée en kg de déchets par kg de lit.
- y_{gaz}^{lit} : la fraction massique de gaz dans le lit, exprimée en kg de gaz par kg de lit.

Afin de décrire la transformation de la farine en ciment, les espèces chimiques suivantes ont été considérées : $CaCO_3$, Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3 , CaO , MgO , C_2S , C_3A , C_4AF , C_3S , $MgCO_3$. On définit donc la variable y_k^{fa} , représentant la fraction massique de l'espèce k considérée par kg de farine.

Le nombre d'espèces prises en compte pour représenter la farine et les produits de sa transformation est donc $NESFASOL=11$.

De façon tout à fait similaire, le déchet introduit dans le four, ou les produits de sa décomposition thermochimique, peuvent être décrits par leur composition en eau d'humidité, en matière organique, en résidu de pyrolyse (Char), et en matière inorganique (cendres). Aussi, on définit les variables y_q^{dec} pour représenter la fraction massique des constituants potentiels des déchets par kg de déchet. Le nombre de constituants pris en compte pour représenter les déchets vaut ainsi $NESDEC=4$.

En ce qui concerne le gaz contenu dans le lit, sa composition résulte du transfert avec la phase gaz du freeboard, des réactions hétérogènes de pyrolyse et de décarbonatation et des réactions pouvant se dérouler en phase homogène. Afin de caractériser cette phase, nous avons choisi de la représenter par un mélange des espèces suivantes : N_2 , O_2 , CH_4 , H_2 , H_2O , CO , CO_2 , C_6H_6 , H_2S , HCl , NH_3 , SO_2 , NO . La composition de la phase gaz contenue dans le lit est définie par y_b^{gaz} , fraction massique de l'espèce b par kg de gaz. Compte tenu du choix des espèces gazeuses retenues dans le cadre de ce modèle, le nombre de constituants pris en compte pour représenter la phase gaz est $NESGAZ=13$.

Pour caractériser la charge réactive, il est également nécessaire d'évaluer sa masse volumique, ρ_{lit} en kg de lit par m^3 de lit, la vitesse à laquelle il « s'écoule » (ou se translate parallèlement à l'axe du four), u_{lit} , la hauteur du lit, H_{lit} , sa température (supposée partagée par l'ensemble des éléments qu'il contient à une position donnée), T_{lit} . Afin de déterminer cette valeur, un bilan d'énergie sera développé, il est donc nécessaire de définir également l'enthalpie massique du lit h_{lit} , en J par kg de lit.

Enfin, compte tenu des réactions hétérogènes de transformation de la charge réactive, le gaz issu de ces réactions peut être émis du lit vers la phase gaz, au-dessus de sa surface libre. On introduit, u_{gaz} , la vitesse des gaz quittant le lit pour rejoindre le freeboard.

Cet ensemble de données permet de décrire parfaitement la charge réactive en chaque point du lit. On considèrera donc qu'elles jouent le rôle de variables principales de notre modèle. Le tableau 26, offre une vue d'ensemble des variables considérées dans le modèle.

Tableau 26 – Variables du modèle 1D du lit de solides.

Variables	Signification	Quantité	Unité
y_k^{sol}	Fraction massique des espèces k dans la farine solide	NESFASOL	-
y_{fa}^{lit}	Fraction massique de farine dans le lit	1	-
y_q^{dec}	Fraction massique des espèces q dans les déchets	NESDEC	-
y_{dec}^{lit}	Fraction massique de déchets dans le lit	1	-
y_b^{gaz}	Fraction massique des espèces b dans le gaz du lit	NESGAZ	-
y_{gaz}^{lit}	Fraction massique de gaz dans le Lit	1	-
ρ_{lit}	Densité du lit	1	kg.m ⁻³
T_{lit}	Température du lit	1	K
h_{lit}	Enthalpie du lit	1	J.kg ⁻¹
u_{lit}	Vitesse du lit	1	m.s ⁻¹
H_{lit}	Hauteur du lit	1	m
u_{gaz}	Vitesse des gaz quittant le lit vers le freeboard	1	m.s ⁻¹

Avec NESFASOL=11, NESDEC=4, et, NESGAZ=13.

3.1.2 Transport de la charge solide.

Dans ce paragraphe, nous présentons le transport de la charge solide sous deux aspects : comportements transversal et longitudinal.

3.1.2.1 Comportement transversal.

En se référant au paragraphe 2.1.1.1 du chapitre 2, relatif au mouvement du lit dans le plan transversal, nous supposons que le four fonctionne en mode « rolling » car il favorise un bon mélange de la charge. Les paramètres géométriques liés au comportement transversal dans un four tournant sont donnés ci-dessous, la Figure 18 du chapitre 2 donne une représentation schématique de leur valeur.

3.1.2.1.1 Angle d'interception du lit.

L'angle d'interception du lit est un paramètre très important dans la modélisation du lit de solides d'un four tournant. Il est relié à la section de passage du lit (A_{lit}) et au diamètre intérieur du four tournant (d_{four}) par la relation Eq-3.1 suivante :

$$\delta_{lit}(z) - \sin(\delta_{lit}(z)) = \frac{8A_{lit}(z)}{d_{four}^2} \quad (\text{Eq-3.1})$$

3.1.2.1.2 Largeur du lit.

L'estimation de la largeur du lit, « mid cord » en anglais, peut être effectuée par l'équation Eq-3.2 suivante, faisant également intervenir l'angle d'interception du lit :

$$l_{lit}(z) = d_{four} \sin\left(\frac{\delta_{lit}(z)}{2}\right) \quad (\text{Eq-3.2})$$

3.1.2.1.3 Surface transversale du lit.

La surface transversale occupée par la charge peut être calculée par la relation Eq-3.3 suivante :

$$A_{li} = \frac{1}{2} \left(\frac{d_{four}}{2} \delta_{lit}(z) - l_{lit}(z) \cdot \left(\frac{d_{four}}{2} - H_{lit}(z) \right) \right) \quad (\text{Eq-3.3})$$

Afin de déterminer les trois grandeurs précédentes, il est nécessaire d'évaluer la hauteur du lit en chaque point du four. C'est précisément l'objet du prochain paragraphe.

3.1.2.2 Comportement longitudinal (ou axial).

3.1.2.2.1 Hauteur du lit.

Afin de déterminer la hauteur du lit en chaque point du four, les travaux de (Mujumdar and Ranade, 2006) (voir aussi chapitre 2) ont été retenus. Ces travaux proposent l'évolution de la hauteur du lit sous la forme d'une équation différentielle faisant intervenir l'angle de repos dynamique du lit, φ_{dyn} (supposé constant dans nos travaux et égal à sa valeur à l'entrée du four), l'angle d'inclinaison du four (δ_{four}) ainsi que sa vitesse de rotation (n_{four}).

$$\frac{dH_{lit}(z)}{dz} = tg \varphi_{dyn} \cdot \left[\frac{tg \delta_{four}}{\sin \varphi_{lyn}} - \frac{6q_v}{\pi n_{four} d_{four}^3} \left(\frac{H_{lit}(z)}{d_{four}} - \frac{4H_{lit}^2(z)}{d_{four}^2} \right)^{-3/2} \right] \quad (\text{Eq-3.4})$$

En ce qui concerne le débit volumique (q_v), il est estimé à partir de la vitesse du lit, de sa masse volumique et de la section de passage par la relation Eq-3.5 :

$$q_v(z) = A_{lit}(z) u_{lit}(z) \quad (\text{Eq-3.5})$$

Pour cette équation, la condition à la limite est généralement imposée à la sortie du four, où la hauteur est fixée à la dimension caractéristique des particules en absence de diaphragme et à la hauteur du diaphragme lorsque celui-ci est présent.

3.1.3 Equations de conservation.

On se propose de développer, dans cette partie, les équations mathématiques traduisant la conservation de la masse, des espèces chimiques et de l'énergie.

3.1.3.1 Equation de conservation des espèces de la farine.

On considère un volume de contrôle $A_{lit}\Delta z$ situé à une certaine position axiale (z) du lit. Le débit massique de l'espèce k contenue dans la farine et entrant dans le volume de contrôle peut s'exprimer par :

$$- \rho_{lit}(z)A_{lit}(z)u_{lit}(z) y_{fa}^{lit}(z)y_k^{fa}(z)$$

Après avoir traversé le volume de contrôle, ce débit massique est devenu :

$$- \rho_{lit}(z + \Delta z)A_{lit}(z + \Delta z)u_{lit}(z + \Delta z)y_{fa}^{lit}(z + \Delta z)y_k^{fa}(z + \Delta z)$$

La variation de ce débit massique est associée au débit spécifique net de production de l'espèce k ($R_k^{Fa, Fa}$) au sein de la tranche, en kg de k par s et par m^3 de lit. Ce débit spécifique net est associé aux différentes réactions chimiques se déroulant dans la farine (et ne concernant que les espèces de la farine) sera explicité ultérieurement.

L'utilisation du développement de Taylor au premier ordre permet d'obtenir l'équation suivante :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit}A_{lit}u_{lit} y_{fa}^{lit}y_k^{fa})\Delta z = A_{lit}\Delta z R_k^{Fa, Fa} \text{ qui se transforme finalement en}$$

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit}A_{lit}u_{lit} y_{fa}^{lit}y_k^{fa}) = A_{lit}R_k^{Fa, Fa} \quad (\text{Eq-3.6})$$

Cette équation traduit la conservation de l'espèce chimique k , contenue dans la farine, et permet de déterminer la valeur des fractions massiques des espèces k de la farine du lit.

La sommation de ces équations permet de déterminer la fraction massique de farine dans le lit :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit}A_{lit}u_{lit} y_{fa}^{lit}) = A_{lit} \sum_{k=1}^{NESFASOL} R_k^{Fa, Fa} \quad (\text{Eq-3.7})$$

3.1.3.2 Equation de conservation des espèces des déchets.

En ce qui concerne les déchets, l'écriture d'un bilan similaire à celui des espèces de la farine conduit à :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit} A_{lit} u_{lit} y_{dec}^{lit} y_q^{dec}) = A_{lit} R_q^{dec,dec} \quad (\text{Eq-3.8})$$

Dans l'expression précédente, $R_q^{dec,dec}$ désigne le débit spécifique net de production des espèces des déchets (humidité, matière organique, char, cendres) par les réactions de dégradation des déchets. Ce terme sera explicité ultérieurement.

La sommation des équations de conservation relatives aux déchets permet de déterminer la fraction massique des déchets contenus dans le lit :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit} A_{lit} u_{lit} y_{dec}^{lit}) = A_{lit} \sum_{q=1}^{NESDEC} R_q^{dec,dec} \quad (\text{Eq-3.9})$$

3.1.3.3 Equation de conservation des espèces gazeuses.

L'écriture des équations de conservation des espèces gazeuses contenues dans le lit est assez similaire au cas précédent. Néanmoins, compte tenu de certaines réactions de transformation de la farine, (décarbonatation...) et des déchets (pyrolyse, séchage) il y a cette fois trois provenances distinctes pour les débits spécifiques nets à prendre en compte. Par ailleurs, l'existence d'un flux de gaz quittant le lit vers le freeboard conduit à l'écriture suivante :

$$\begin{aligned} \frac{d}{dz}(\rho_{lit} A_{lit} u_{lit} y_{gaz}^{lit} y_b^{gaz}) \\ = A_{lit} (R_b^{gaz,gaz} + R_b^{dec,gaz} + R_b^{fa,gaz}) - \rho_{gaz} u_{gaz} l_{lit} y_b^{gaz} \end{aligned} \quad (\text{Eq-3.10})$$

Dans l'expression précédente, $R_b^{gaz,gaz}$ désigne le débit spécifique net de l'espèce b associé aux réactions homogènes en phase gaz, tandis que $R_b^{dec,gaz}$ et $R_b^{fa,gaz}$ désignent respectivement les débits spécifiques nets de production de l'espèce b gaz par les réactions de décomposition des déchets et de la farine. Le terme ρ_{gaz} désigne la masse volumique du gaz (en kg de gaz par m³ de gaz) qui peut être facilement calculé à partir de la composition du gaz et de la température du lit. La largeur du lit, quant à elle, peut être évaluée par la relation Eq-3.2.

La sommation de ces équations permet de déterminer la fraction massique de gaz dans le lit :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit} A_{lit} u_{lit} y_{gaz}^{lit}) = A_{lit} \sum_{b=1}^{NESGAZ} (R_b^{dec,gaz} + R_b^{fa,gaz}) - \rho_{gaz} u_{gaz} l_{lit} \quad (\text{Eq-3.11})$$

La sommation des débits spécifiques nets associés aux réactions homogènes en phase gaz étant nulle.

3.1.3.4 Equation de conservation de la masse de lit.

La sommation des équations de conservation de la phase « farine », de la phase « déchets » et de la phase « gaz » conduit à :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit}A_{lit}u_{lit}) = -\rho_{gaz}u_{gaz}l_{lit} \quad (\text{Eq-3.12})$$

En effet, la conservation de la masse impartie par les réactions chimiques de la farine se traduit obligatoirement par $\sum_{k=1}^{NESFASOL} R_k^{Fa,Fa} + \sum_{b=1}^{NESGAZ} R_b^{fa,gaz} = 0$ et dans le cas des déchets, un raisonnement similaire conduit à $\sum_{q=1}^{NESDEC} R_q^{dec,dec} + \sum_{b=1}^{NESGAZ} R_b^{dec,gaz} = 0$. L'équation de conservation de la masse de lit, permet de déterminer en chaque point sa vitesse (u_{lit}).

3.1.3.5 Equation de conservation de l'énergie.

Sur une tranche d'épaisseur Δz de lit, trois composantes distinctes sont à l'origine du transfert d'énergie entre la tranche et le milieu extérieur.

- le départ des gaz du lit vers le freeboard (correspondant à l'excès de gaz généré par les réactions hétérogènes),
- le transfert d'énergie entre le gaz contenu dans le freeboard et le lit (rayonnement et convection)
- le transfert d'énergie entre la paroi du four et le lit (par conduction et convection)

Compte tenu de l'existence de ces trois contributions, le bilan d'énergie sur une tranche de lit conduit à l'équation suivante :

$$\frac{d}{dz}(\rho_{lit}A_{lit}u_{lit}h_{lit}) = -\rho_{gaz}u_{gaz}h_{gaz}l_{lit} + \varphi^{free,lit}l_{lit} + \varphi^{four,lit}\delta_{lit}d_{four} \quad (\text{Eq-3.13})$$

Dans l'expression précédente, $\varphi^{free,lit}$ désigne la densité de flux de chaleur reçue depuis le freeboard par le lit. L'évaluation de cette densité de flux sera effectuée à l'aide du modèle CFD du freeboard qui prendra en compte le rayonnement des gaz situés au-dessus du lit et associé à la flamme du brûleur et à la combustion en phase gaz des produits de pyrolyse. $\varphi^{four,lit}$, quant à lui, désigne la densité de flux de chaleur transmise par le four au lit de solides. Son évaluation sera

effectuée dans les prochains paragraphes (3.2.1). Enfin, h_{gaz} désigne l'enthalpie massique du gaz contenu dans le lit.

3.1.4 Equations algébriques du modèle.

Le paragraphe précédent a permis d'établir les équations traduisant la conservation des espèces, de la masse et de l'énergie. Il est à présent nécessaire de déterminer les équations algébriques complémentaires permettant d'évaluer les trois variables suivantes : T_{lit} , ρ_{lit} et u_{gaz} .

3.1.4.1 Modèle d'enthalpie.

On considèrera ici qu'il n'existe pas de liaisons particulières entre les particules de farine en transformation et les particules de déchets. On suppose également qu'il n'existe pas d'interactions énergétiques entre le gaz contenu dans le lit et les différents solides qu'il contient.

Aussi, on supposera que l'enthalpie massique du lit peut s'évaluer comme la somme pondérée des enthalpies massiques des phases qui le constituent :

$$h_{lit} = y_{fa}^{lit} h_{fa} + y_{dec}^{lit} h_{dec} + y_{gaz}^{lit} h_{gaz} \quad (\text{Eq-3.14})$$

Où h_{fa} , h_{dec} , et h_{gaz} désignent respectivement l'enthalpie massique de la farine, des déchets et du gaz. Pour chacune de ces phases, on définit son enthalpie par rapport à sa composition massique. Ainsi, en ce qui concerne la farine, on a :

$$h_{fa} = \sum_{k=1}^{NESFASOL} \left(h_{f,k}^0(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^{T_{lit}} c_{p,k}(T) dT \right) \quad (\text{Eq-3.15})$$

Où $h_{f,k}^0(T_{ref})$ désigne l'enthalpie standard de formation massique de l'espèce k , solide, à la température de référence, tandis que $c_{p,k}$ désigne la capacité calorifique massique de cette espèce.

Les valeurs des enthalpies de formation sont issues de la littérature, (Barin et al., 1977; Bentz, 1995). En ce qui concerne la capacité calorifique massique, l'hypothèse d'une valeur constante et indépendante de la composition est utilisée, avec une valeur finalement retenue de $1088 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$.

En ce qui concerne les déchets, on utilise une relation similaire :

$$h_{dec} = \sum_{q=1}^{NESDEC} \left(h_{f,q}^0(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^{T_{lit}} c_{p,q}(T) dT \right) \quad (\text{Eq-3.16})$$

Pour l'enthalpie de formation de la matière organique, celle-ci est calculée à partir du pouvoir calorifique inférieur du déchet brut, de son analyse proche et de l'analyse ultime de la matière organique. En ce qui concerne, l'enthalpie de formation de l'eau liquide, elle est calculée à partir de l'enthalpie de formation de la vapeur d'eau et de sa chaleur latente de vaporisation. L'hypothèse selon laquelle le char n'est constitué que de carbone solide, dans son état standard de référence à 25°C, nous permet de faire l'hypothèse que son enthalpie de formation est nulle. Enfin, compte tenu du caractère supposé inerte (d'un point de vue chimique) des inorganiques contenus dans les déchets, la valeur de l'enthalpie de formation des cendres n'exerce aucune influence sur le modèle. Sa valeur sera assignée à zéro. Les capacités calorifiques des constituants de la biomasse seront considérées comme constants, et avec les valeurs suivantes (Deydier, 2012) :

- $c_{p,MO} = 1000 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$
- $c_{p,H_2O_{liq}} = 4180 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$
- $c_{p,char} = 1400 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$
- $c_{p,ino} = 1400 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$

Enfin, on suppose que les gaz contenus dans le lit se comportent comme un mélange idéal de gaz parfaits (la pression est voisine de la pression atmosphérique). L'enthalpie du mélange gazeux se calcule donc par additivité de l'enthalpie de chacun des corps purs le constituant :

$$h_{gaz} = \sum_{b=1}^{NESGAZ} \left(h_{f,b}^0(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^{T_{lit}} c_{p,b}(T) dT \right) \quad (\text{Eq-3.17})$$

Pour ces espèces, les enthalpies de formation et les capacités calorifiques, (sous la forme de polynôme de degré 4) sont issues de la littérature (Perry and Green, 1999).

3.1.4.2 Modèle de masse volumique.

Conformément aux travaux de (Menard, 2003; Teislev, 2006), la masse volumique du lit de solides est calculée comme une moyenne harmonique de la masse volumique de chacun de ses constituants :

$$\frac{1}{\rho_{lit}} = \frac{y_{fa}^{lit}}{\rho_{fa}} + \frac{y_{dec}^{lit}}{\rho_{dec}} + \frac{y_{gaz}^{lit}}{\rho_{gaz}} \quad (\text{Eq-3.18})$$

Il en est de même pour la masse volumique de la farine (et de ses produits de réactions) :

$$\frac{1}{\rho_{fa}} = \sum_{k=1}^{NESFASOL} \frac{y_k^{fa}}{\rho_k^{fa}} \quad (\text{Eq-3.19})$$

Où ρ_k^{fa} désigne la masse volumique de chacun des constituants de la farine. Les valeurs utilisées pour chaque constituant sont issues du service contrôle-qualité de la Cimenterie Nationale de Kimpese (CINAT) et sont regroupées au sein du tableau suivant :

Tableau 27 – Masses volumiques utilisées pour les constituants de la farine.

k	CaCO ₃	Al ₂ O ₃	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	C ₂ S	C ₃ A	C ₄ AF	C ₃ S	MgCO ₃
ρ_k^{fa} (kg.m ⁻³)	2710	3950	2650	5240	3350	3580	3119	3542	3930	3168	2960

Une relation similaire est utilisée pour le calcul de la masse volumique des déchets :

$$\frac{1}{\rho_{dec}} = \sum_{q=1}^{NESDEC} \frac{y_q^{dec}}{\rho_q^{dec}} \quad (\text{Eq-3.20})$$

Avec les valeurs suivantes pour la masse volumique de chacun des constituants des déchets :

Tableau 28 – Masses volumiques utilisées pour les constituants des déchets.

k	Mat. Org.	Eau Liq.	Char	Cendres
ρ_k^{dec} (kg.m ⁻³)	800	1000	600	1500

Le calcul de la masse volumique des gaz contenus dans le lit, quant à lui, est effectué en utilisant l'hypothèse des gaz parfaits :

$$\rho_{gaz} = \frac{P_{atm} M_{gaz}}{RT_{lit}} \quad (\text{Eq-3.21})$$

Où M_{gaz} représente la masse molaire du gaz, elle même évaluée par rapport à sa composition massique :

$$\frac{1}{M_{gaz}} = \sum_{b=1}^{NESGAZ} \frac{y_b^{gaz}}{M_b} \quad (\text{Eq-3.22})$$

Où M_b représente la masse molaire du constituant b .

3.1.4.3 Modèle de porosité gaz constante.

Sous l'effet des réactions chimiques de transformation de la farine (décarbonatation principalement) et des déchets (séchage, pyrolyse, gazéification/combustion du char résiduel), de la matière gazeuse est continûment générée dans le lit alors qu'il avance dans le four. Cet apport de matière gazeuse, génère, dans la phase gaz du lit, une surpression qui conduit à un départ de ces gaz dans la zone de freeboard. Dans notre modèle, ce départ est caractérisé par la vitesse u_{gaz} . Pour quantifier sa valeur, nous ferons l'hypothèse que la porosité gazeuse du lit reste constante le long de l'axe du four, ce qui se traduit mathématiquement par :

$$\varepsilon_{gaz}(z = 0) = \left. \frac{y_{gaz}^{lit} \rho_{lit}}{\rho_{gaz}} \right]_{z=0} = \left. \frac{y_{gaz}^{lit} \rho_{lit}}{\rho_{gaz}} \right]_z \quad (\text{Eq-3.23})$$

3.1.5 Synthèse des équations et variables du modèle.

L'ensemble des équations et variables du modèle sont à présent connus. Le Tableau 29 suivant propose une synthèse de ce système.

Tableau 29 – Variables et équations du modèle 1D du lit de solides.

Variables	Equation Associée	Quantité	Type
y_k^{fa}	Conservation des espèces de la farine	NESFASOL	ODE
y_{fa}^{lit}	Somme des équations de conservation de la farine	1	ODE
y_q^{dec}	Conservation des espèces des déchets	NESDEC	ODE
y_{dec}^{lit}	Somme des équations de conservation des déchets	1	ODE
y_b^{gaz}	Conservation des espèces de la phase gaz	NESGAZ	ODE
y_{gaz}^{lit}	Somme des équations de conservation de la phase gaz	1	ODE
ρ_{lit}	Modèle de densité du lit	1	EA
T_{lit}	Modèle d'enthalpie du lit	1	EA
h_{lit}	Conservation de l'énergie	1	ODE
u_{lit}	Conservation de la masse totale dans le lit	1	ODE
H_{lit}	Equation de transport de la charge	1	ODE
u_{gaz}	Equation de porosité constante de la phase gaz	1	EA

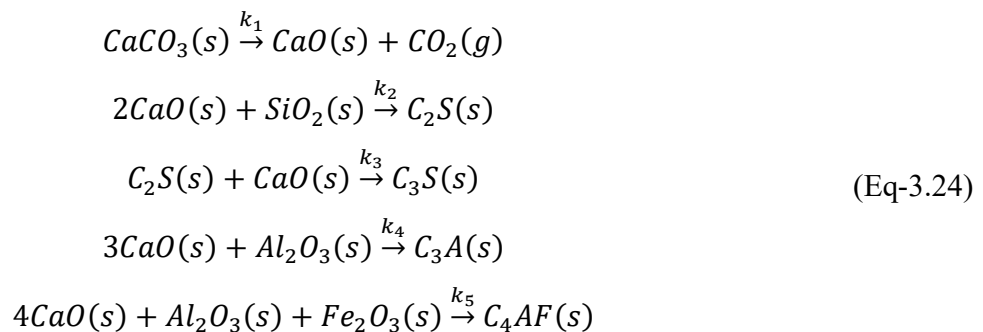
Avec NESFASOL=11, NESDEC=4, et, NESGAZ=13.

3.1.6 Termes Sources.

Comme il a été montré précédemment, les différentes équations de conservation sur lesquelles repose le modèle monodimensionnel incluent des termes sources traduisant les processus physico chimiques se déroulant dans le lit. L'objet de ce paragraphe est de décrire comment ils sont évalués.

3.1.6.1 Les réactions de la farine solide.

Comme il a été montré au deuxième chapitre, il existe plusieurs modèles traduisant la transformation chimique de la farine en clinker. Dans le cadre de ce travail, nous avons choisi d'utiliser le mécanisme décrit par (Mujumdar and Ranade, 2006) :



L'écriture des vitesses de ces réactions est basée sur les travaux de (Darabi, 2007) :

$$\begin{aligned}
 r_1 &= k_1 y_{CaCO_3}^{fa} [CaO] \\
 r_2 &= k_2 y_{SiO_2}^{fa} (y_{CaO}^{fa})^2 [CaO] \\
 r_3 &= k_3 y_{C_2S}^{fa} y_{CaO}^{fa} [CaO] \\
 r_4 &= k_4 (y_{CaO}^{fa})^3 y_{Al_2O_3}^{fa} [CaO] \\
 r_5 &= k_5 (y_{CaO}^{fa})^4 y_{Al_2O_3}^{fa} y_{Fe_2O_3}^{fa} [CaO]
 \end{aligned}
 \tag{Eq-3.25}$$

Ces expressions, elles-mêmes tirées des travaux de (Spang, 1972) donnent une place particulière au composé CaO. $[CaO]$ représente la concentration molaire en CaO dans le lit, et s'exprime donc, en fonction des variables de notre modèle, comme suit :

$$[CaO] = \rho_{lit} y_{fa}^{lit} \frac{y_{CaO}^{fa}}{M_{CaO}} \quad (mol_{CaO}/m_{lit}^3) \tag{Eq-3.26}$$

Les paramètres cinétiques utilisés pour évaluer les constantes de vitesse, sous la forme de loi d'Arrhenius sont regroupées au sein du Tableau 30 suivant :

Tableau 30 – Valeurs des constantes cinétiques utilisées dans notre modèle (Darabi, 2007).

Constante de vitesse (s ⁻¹)	Facteur pré-exponentiel (s ⁻¹)	Energie d'Activation (J.mol ⁻¹)
k_1	$4,55 \times 10^{31}$	$7,81 \times 10^5$
k_2	$4,11 \times 10^5$	$1,93 \times 10^5$
k_3	$1,33 \times 10^5$	$2,56 \times 10^5$
k_4	$8,33 \times 10^6$	$1,94 \times 10^5$
k_5	$8,33 \times 10^8$	$1,85 \times 10^5$

Compte tenu de ces vitesses de réaction, il est possible d'évaluer les débits spécifiques nets de production des espèces impliquées dans ces réactions :

$$R_{CaCO_3}^{Fa,Fa} = -M_{CaCO_3} r_1 \tag{Eq-3.27}$$

$$R_{CaO}^{Fa,Fa} = M_{CaO} (r_1 - 2r_2 - r_3 - 3r_4 - 4r_5) \tag{Eq-3.28}$$

$$R_{SiO_2}^{Fa,Fa} = -M_{SiO_2} r_2 \tag{Eq-3.29}$$

$$R_{C_2S}^{Fa,Fa} = M_{C_2S}(r_2 - r_3) \quad (\text{Eq-3.30})$$

$$R_{C_3S}^{Fa,Fa} = M_{C_3S}r_3 \quad (\text{Eq-3.31})$$

$$R_{Al_2O_3}^{Fa,Fa} = M_{Al_2O_3}(-r_4 - r_5) \quad (\text{Eq-3.32})$$

$$R_{C_3A}^{Fa,Fa} = M_{C_3A}r_4 \quad (\text{Eq-3.33})$$

$$R_{Fe_2O_3}^{Fa,Fa} = -M_{Fe_2O_3}r_5 \quad (\text{Eq-3.34})$$

$$R_{C_4AF}^{Fa,Fa} = M_{C_4AF}r_5 \quad (\text{Eq-3.35})$$

$$R_{CO_2}^{fa,gaz} = M_{CO_2}r_1 \quad (\text{Eq-3.36})$$

3.1.6.2 Les réactions associées aux déchets.

En ce qui concerne les déchets, il est nécessaire de prendre en compte trois processus réactionnels donnant naissance à des termes sources dans les équations de conservation : le séchage, la pyrolyse et la combustion/gazéification du char résiduel. Avant de décrire comment ces processus sont pris en compte, un récapitulatif des déchets qui ont été considérés dans le cadre de ce travail est proposé.

3.1.6.2.1 Propriétés des déchets considérés.

Comme il a été montré au deuxième chapitre de ce manuscrit, trois types de déchets ont été considérés : une biomasse, un Refuse Derived Fuel (combustible solide de récupération) et des pneus. Les propriétés qui ont été prises en compte pour ces trois matériaux sont issues de la littérature (Chen et al., 2013; Efika et al., 2015; Lopez et al., 2017). Les analyses proche et ultime correspondantes sont proposées dans le Tableau 31 suivant :

Tableau 31 – Analyses proche et ultime des déchets considérés dans notre modèle.

	Biomasse	RDF	Pneus
Analyse proche (% sur brut)			
Humidité	6,9	4,2	0,0
Matière organique	92,7	83,0	95,1
Inorganiques	0,3	12,8	4,9
Analyse ultime (% sur sec et hors inorganique)			
C	49,2	50,00	84,3
H	6,0	6,78	7,7
O	44,31	42,53	4,7
N	0,5	0,69	0,8
S	0,02	0,00	2,5
Cl	0,0	0,00	0,00
Pouvoir calorifique (MJ/kg, sur brut)	17,2	17,87	36,2

3.1.6.2.2 Séchage.

Même si les déchets considérés sont relativement secs, leur mélange avec la farine entrant dans le four à plus de 800°C provoque l'élimination de la teneur en eau de façon très rapide. Afin de représenter cette phase très rapide, il a été supposé que la perte d'eau d'humidité pouvait être représentée par une cinétique d'ordre 1 par rapport à la teneur en eau du matériau, avec une constante de vitesse ayant une valeur importante. Aussi, compte tenu de cette hypothèse, les termes sources apparaissant dans les équations de conservation et représentant cette étape de séchage sont exprimés comme suit :

$$R_{H_2O}^{dec,gaz} = -R_{hum}^{dec,dec} = k[hum] \quad (\text{Eq-3.37})$$

Où $[hum]$ désigne la concentration massique en humidité dans le lit, et qui, compte tenu des variables principales de notre modèle s'exprime par :

$$[hum] = \rho_{lit} y_{dec}^{lit} y_{hum}^{dec} \quad (kg_{hum}/m_{lit}^3) \quad (\text{Eq-3.38})$$

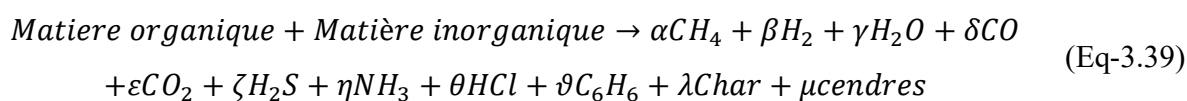
La valeur de k finalement retenue est de 100 s⁻¹.

3.1.6.2.3 Pyrolyse.

Comme il a été montré au deuxième chapitre, la pyrolyse de matière organique est un processus complexe, très dépendant de la température à laquelle s'opère la réaction, de la vitesse à laquelle le déchet est porté à cette température et bien sûr de la nature du déchet.

Comme il a été dit au paragraphe précédent, les déchets sont introduits dans le four en les mélangeant avec de la farine dont la température est de 800 °C. Il a donc été supposé que l'opération de pyrolyse pouvait être caractérisée comme étant une pyrolyse rapide.

En ce qui concerne cette étape, elle est à l'origine de la génération de nombreuses espèces, condensables et incondensables, dont les proportions varient suivant la nature de la matière organique considérée et des conditions opératoires. Dans le cadre de ce travail et afin de simplifier la description mathématique de la pyrolyse, il a été supposé, conformément à la littérature, qu'en ce qui concerne les gaz permanents, ils pouvaient être décrits comme un mélange de CH₄, H₂, H₂O, CO, CO₂, H₂S, NH₃ et HCl. En ce qui concerne la fraction condensable des gaz émis par la pyrolyse (goudrons), il sera supposé que ceux-ci peuvent être représentés par le benzène. On supposera par ailleurs que l'opération de pyrolyse peut être décrite par une réaction chimique unique conduisant à la production simultanée de ces différentes espèces (condensables et incondensables). Ainsi, l'opération de pyrolyse rapide est représentée dans le cadre de notre modèle par la réaction suivante :



Afin de caractériser complètement cette réaction, il est nécessaire de déterminer la valeur des 11 coefficients stœchiométriques qu'elle implique. L'utilisation des bilans élémentaires permet de fournir 6 équations pour leur détermination. Par ailleurs, un bilan sur la matière inorganique, supposé inerte, permet de fixer la valeur de μ . Afin de compléter le jeu d'équations, on introduit des valeurs expérimentales, issues de la littérature. Plus exactement, on utilise les données suivantes :

- La production de solide lors de la pyrolyse rapide. Cette donnée nous permet de quantifier la valeur de λ , coefficient stœchiométrique du char, lui-même assimilé à du carbone pur.
- La production des gaz condensables lors de la pyrolyse rapide. Cette donnée nous permet de quantifier la valeur de ϑ , paramètre stœchiométrique du benzène.
- Les ratios CO₂/CO et CH₄/H₂, dans la production des gaz permanents.

L'inclusion de ces quatre valeurs permet donc de déterminer parfaitement la stœchiométrie de la réaction de pyrolyse. Compte tenu des travaux expérimentaux de la littérature (Chen et al., 2013; Efika et al., 2015; Lopez et al., 2017), les coefficients stœchiométriques massiques relatifs à chacun des déchets ont pu être déterminés. Le Tableau 32 suivant permet de synthétiser l'ensemble des résultats obtenus pour les 3 déchets considérés.

Tableau 32 – Coefficients stœchiométriques massiques de la réaction de pyrolyse pour chacun des déchets considérés.

Déchets	CH ₄	H ₂	H ₂ O	CO	CO ₂	H ₂ S	HCl	NH ₃	C ₆ H ₆	Char	Ash
Biomasse	$1,26 \times 10^{-2}$	$3,52 \times 10^{-2}$	0,3260	0,2010	$5,05 \times 10^{-2}$	$2,12 \times 10^{-4}$	0,0000	$6,05 \times 10^{-3}$	0,2000	0,196	$4,00 \times 10^{-3}$
RDF	$2,08 \times 10^{-2}$	$2,99 \times 10^{-3}$	0,2682	0,1280	$7,85 \times 10^{-2}$	0,0000	0,0000	$7,27 \times 10^{-3}$	0,2481	0,1124	0,1336
Pneus	$6,33 \times 10^{-2}$	$8,67 \times 10^{-4}$	$3,99 \times 10^{-2}$	$4,02 \times 10^{-3}$	$9,48 \times 10^{-3}$	$2,53 \times 10^{-2}$	0,0000	$9,25 \times 10^{-3}$	0,5300	0,2610	$4,90 \times 10^{-2}$

Compte tenu des cinétiques des réactions prises en compte, les termes sources associés à la réaction de pyrolyse peuvent s'écrire :

$$R_{Mat.Org}^{dec,dec} = -k[Mat.Org]^n \quad (\text{Eq-3.40})$$

Où k et n désignent respectivement la constante de vitesse de la réaction de pyrolyse et l'ordre de la réaction, tandis que $[Mat.Org]$ désigne la concentration massique en matière organique dans le lit définie par :

$$[Mat.Org.] = \rho_{lit} y_{dec}^{lit} \gamma_{Mat.Org}^{dec} \quad (kg_{Mat.org}/m_{lit}^3) \quad (\text{Eq-3.41})$$

À partir de ce premier terme source, et compte tenu de la stœchiométrie de la réaction utilisée, les termes sources relatifs aux autres constituants des déchets s'obtiennent facilement :

$$R_{Char,Pyro}^{dec,dec} = -\lambda R_{Mat.Org}^{dec,dec} \quad (\text{Eq-3.42})$$

$$R_{cendres}^{dec,dec} = -\mu R_{Mat.Org}^{dec,dec} \quad (\text{Eq-3.43})$$

Par ailleurs, pour la contribution de la réaction de pyrolyse à la phase gaz, et compte tenu toujours de la stœchiométrie de la réaction, les termes sources peuvent s'exprimer par :

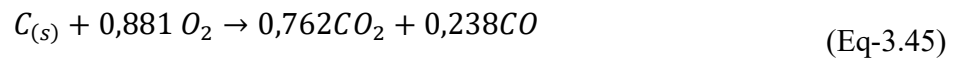
$$R_b^{dec,gaz} = -\nu_b R_{Mat.Org}^{dec,dec} \quad (\text{Eq-3.44})$$

Où les ν_b représentent les coefficients stœchiométriques des constituants tels que reportés au Tableau 32.

3.1.6.2.4 Transformation du char.

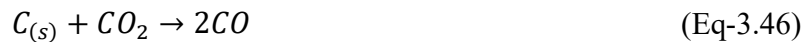
Dans le cadre de ce travail, il a été considéré que le char pouvait être engagé dans trois réactions chimiques, étant par ailleurs supposé constitué de carbone pur.

La première est relative à sa combustion en présence d'oxygène :



Où les coefficients stœchiométriques sont déterminés à partir de la loi d'Arthur (Arthur, 1951), à 1000 °C.

Les deux réactions suivantes concernent la gazéification du char par la vapeur d'eau et par le dioxyde de carbone :



Tandis que la première réaction est exothermique, les deux réactions de gazéification sont endothermiques.

Pour évaluer le taux de réaction du résidu de pyrolyse, nous supposerons que le char résiduel réagit selon le modèle du cœur rétrécissant, avec réaction à la surface externe de la particule. Par ailleurs, nous supposerons qu'il n'y a pas de limitation au transfert externe de matière, ce qui nous permettra de considérer que la concentration en co-réactif à la surface externe de la particule est égale à sa valeur dans le lit.

Pour la détermination du diamètre des particules, il sera par ailleurs supposé que le nombre de particules de déchet traversant une surface transverse du four est égal à sa valeur à l'entrée du four. Ce premier nombre est déterminé à partir des caractéristiques opératoires du four et des particules de déchet à leur entrée :

$$N_0 = \frac{6\dot{m}_{dec}^0}{\pi\rho_{dec}^0(d_{dec}^0)^3} \quad (\text{Eq-3.48})$$

Où \dot{m}_{dec}^0 , ρ_{dec}^0 , et d_{dec}^0 désignent respectivement le débit massique de particules de déchet admises au four, leur masse volumique, et leur diamètre.

Si on considère que ce nombre est indépendant de la position dans le lit, il vient :

$$N_z = N_0 \quad (\text{Eq-3.49})$$

Or, compte tenu des variables prises en compte dans notre modèle, ce nombre peut également être évalué par la relation Eq-3.50 suivante :

$$N_z = \frac{6\rho_{lit}A_{lit}u_{lit}y_{dec}^{lit}}{\pi\rho_{dec}(d_{dec})^3} \quad (\text{Eq-3.50})$$

Cette dernière équation permet de déterminer le diamètre des particules de déchet quelle que soit leur position dans le lit.

Il est alors possible de déterminer les vitesses de réaction compte tenu des cinétiques de la littérature.

Pour la combustion, les travaux de (Cooper and Hallett, 2000) et (Hallett et al., 2013) ont été retenus :

$$r_{comb} = \pi k_{comb} d_{dec}^2 (P_{O_2}^{lit})^2 \quad (\text{Eq-3.51})$$

Où k_{comb} désigne la constante de vitesse de la réaction et $P_{O_2}^{lit}$ la pression partielle en oxygène dans le lit.

D'une façon tout à fait similaire, et en utilisant cette fois les travaux menés par (Matsumoto et al., 2009), les vitesses des deux réactions de gazéification sont déterminées par :

$$r_{gaziCO_2} = \pi k_{gaziCO_2} d_{dec}^2 (P_{CO_2}^{lit})^{0,22} \quad (\text{Eq-3.52})$$

$$r_{gaziH_2O} = \pi k_{gaziH_2O} d_{dec}^2 (P_{H_2O}^{lit})^{0,22} \quad (\text{Eq-3.53})$$

Dans les expressions précédentes, les vitesses de réactions sont données en *kg de char/s* pour une particule.

Aussi, la détermination du terme source apparaissant dans les équations de conservation est déterminée par :

$$R_{Char,oxygaz}^{dec,dec} = -(r_{comb} + r_{gaziCO_2} + r_{gaziH_2O}) \frac{N_0}{A_{lit}u_{lit}} \quad (Eq-3.54)$$

Le terme $\frac{N_0}{A_{lit}u_{lit}}$ désignant le nombre de particules présentes à une position donnée par unité de volume de lit. Il est également possible d'exprimer les termes sources associées aux espèces gazeuses impliquées dans ces réactions :

$$R_{O_2,oxygaz}^{dec,gaz} = -0,881 \frac{M_{O_2}}{M_C} r_{comb} \quad (Eq-3.55)$$

$$R_{H_2O,oxygaz}^{dec,gaz} = -\frac{M_{H_2O}}{M_C} r_{gaziH_2O} \quad (Eq-3.56)$$

$$R_{CO,oxygaz}^{dec,gaz} = \frac{M_{CO}}{M_C} (0,238 r_{comb} + r_{gaziH_2O} + 2r_{gaziCO_2}) \quad (Eq-3.57)$$

$$R_{CO_2,oxygaz}^{dec,gaz} = \frac{M_{CO_2}}{M_C} (0,762r_{comb} - r_{gaziCO_2}) \quad (Eq-3.58)$$

$$R_{H_2,oxygaz}^{dec,gaz} = \frac{M_{H_2}}{M_C} r_{gaziH_2O} \quad (Eq-3.59)$$

3.1.6.3 Les réactions homogènes en phase gaz.

Compte tenu de l'étape de pyrolyse, des espèces sont présentes en phase gaz, et sont susceptibles de réagir entre elles. Conformément à des travaux menés dans le cadre de la modélisation d'un gazéifieur (Bernada et al., 2012), le Tableau 33 rassemble la plus grande partie des réactions homogènes prises en compte dans le modèle ainsi que les cinétiques chimiques qui y sont associées.

Tableau 33 – Réactions homogènes en phase gaz.

Réactions	Vitesse [mol/m ³ /s]	A (SI)	Ea [J/mol]
H ₂ +0,5O ₂ →H ₂ O	k ₁ [O ₂].[H ₂]	1,080.10 ⁷	1,255.10 ⁵
CO+0,5O ₂ →CO ₂	k ₂ [CO].[O ₂] ^{0,25} .[H ₂ O] ^{0,5}	1,780.10 ¹⁰	1,800.10 ⁵
CO+H ₂ O→CO ₂ +H ₂	k ₃ [CO].[H ₂ O]	2,778.10 ⁻¹	1,256.10 ⁴
CO ₂ +H ₂ →CO+H ₂ O	k ₄ [CO ₂].[H ₂]	1,263.10 ¹	4,729.10 ⁴
CH ₄ +2O ₂ →CO ₂ +2H ₂ O	k ₅ [CH ₄] ^{-0,3} .[O ₂] ^{1,3}	1,300.10 ⁵	2,025.10 ⁵
CH ₄ +0,5O ₂ →CO+2H ₂	k ₆ [CH ₄] ^{0,7} .[O ₂] ^{0,8}	1,580.10 ¹²	2,026.10 ⁵
CH ₄ +H ₂ O→CO+3H ₂	k ₇ [CH ₄].[H ₂ O]	3,101.10 ⁰	1,247.10 ⁵
C ₆ H ₆ +3O ₂ →6CO+3H ₂	k ₈ [C ₆ H ₆].[O ₂]	1,580.10 ¹²	2,026.10 ⁵
C ₆ H ₆ +7.5O ₂ →6CO ₂ +3H ₂ O	k ₉ [C ₆ H ₆] ^{-0,1} .[O ₂] ^{1,85}	6,324.10 ⁶	1,255.10 ⁵

Par ailleurs le modèle mathématique inclut le mécanisme du NO Thermique et du Fuel NO à partir du NH₃ (oxydation en NO et Réduction du NO par NH₃) conformément aux travaux de (Marias et al., 2015; Marias and Puiggali, 2000).

3.1.7 Conditions aux limites.

Les différentes équations de conservation présentent dans le modèle sont des équations différentielles du premier ordre en espace. Elles requièrent donc d'écrire des conditions aux limites afin de pouvoir être résolues. Pour ce faire, on utilisera des conditions de type Dirichlet, les différentes caractéristiques du lit étant connues à son entrée. On écrira donc :

$$\begin{aligned}
 & - y_k^{fa} \Big|_{z=0} = y_k^{fa,entrée} \\
 & - y_q^{dec} \Big|_{z=0} = y_q^{dec,entrée}
 \end{aligned}$$

En ce qui concerne les fractions massiques en farine dans le lit ($y_{fa}^{lit} \Big|_{z=0}$), en déchets dans le lit ($y_{dec}^{lit} \Big|_{z=0}$) et en gaz dans le lit ($y_{gaz}^{lit} \Big|_{z=0}$) les valeurs sont déterminées à partir des débits massiques de farine et de déchets introduits dans le four, et du taux de vide à l'entrée du four ($\varepsilon_{gaz}(z = 0)$) supposé connu.

La vitesse du lit à son entrée, quant à elle, est déterminée à partir de la connaissance du débit massique total entrant dans le four, de sa masse volumique (calculée à partir des propriétés connues du lit) et de la surface de passage du lit (connue à partir de la hauteur du lit).

La détermination de la température d'entrée du lit nécessite un premier calcul permettant l'évaluation de la température du mélange des flux de déchets et de farine, ayant potentiellement deux températures d'entrée différentes. Cette évaluation est initialement faite par l'écriture d'un bilan d'énergie et d'une résolution par dichotomie de ce bilan.

$$\begin{aligned}
 (\dot{m}_{dec}^{entrée} + \dot{m}_{fa}^{entrée})h_{lit}^{entrée}(T_{lit}^{entrée}) &= \dot{m}_{dec}^{entrée}h_{dec}^{entrée}(T_{dec}^{entrée}) \\
 &+ \dot{m}_{fa}^{entrée}h_{fa}^{entrée}(T_{fa}^{entrée})
 \end{aligned}
 \tag{Eq-3.60}$$

Dans cette expression, les dépendances de l'enthalpie massique du lit, de la farine et des déchets, à leurs compositions respectives n'ont pas été indiquées afin d'alléger l'écriture du bilan. Lorsque la température d'entrée est connue, l'enthalpie du lit à son entrée l'est également et peut servir de condition à la limite pour l'équation de conservation de l'énergie.

3.2 Modèle monodimensionnel de la paroi du four.

Comme il a été montré au deuxième chapitre de ce travail, la paroi du four joue un rôle prépondérant sur les transferts thermiques au sein de l'installation. En effet, cette paroi est soumise au rayonnement de la flamme du brûleur dans la phase gaz (paroi découverte) et au transfert avec la charge en mouvement (paroi couverte). Le mouvement rotatif de la paroi assure donc un transfert particulier, ramenant au lit de solides l'énergie thermique qu'elle a reçue lorsqu'elle était découverte.

Conformément aux travaux de (Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2006), ce mode de transfert est néanmoins négligé dans le cadre de ce travail et on ne s'intéressera qu'au transfert axial de chaleur dans la paroi, en négligeant le transfert thermique ortho radial (associé à la rotation du four).

3.2.1 Modélisation.

Compte tenu de l'hypothèse monodimensionnelle, un bilan d'énergie sur une tranche d'épaisseur Δz de la paroi du four conduit à l'équation Eq-3.61 suivante :

$$\lambda_{four} S_{trans} \frac{d^2 T_{four}}{dz^2} \Delta z = S_{decouv} \varphi^{free, four} - S_{couv} \varphi^{four, lit} + S_{ext} \varphi^{four, ext} \quad (\text{Eq-3.61})$$

Où :

- λ_{four} désigne la conductivité thermique du four (réfractaire) supposée indépendante de la température dans le cadre de nos travaux,
- S_{trans} désigne la surface transversale de la paroi du four dont l'épaisseur de réfractaire vaut e_{refrac} : $S_{trans} = \frac{\pi(d_{four} + 2e_{refrac})^2}{4} - \frac{\pi(d_{four})^2}{4}$
- S_{decouv} désigne la surface découverte du four, offerte au rayonnement et à la convection en phase gaz : $S_{decouv} = (2\pi - \delta_{lit}) \frac{d_{four}}{2} \Delta z$
- $\varphi^{free, four}$ désigne la densité de flux de chaleur reçue par la paroi depuis le gaz contenu dans le four. Comme dans le cas du transfert de chaleur gaz-lit, cette quantité sera issue du modèle CFD de la phase gaz du four.
- S_{couv} désigne la surface couverte du four, offerte au transfert de chaleur avec la charge : $S_{couv} = \delta_{lit} \frac{d_{four}}{2} \Delta z$
- $\varphi^{four, lit}$ désigne la densité de flux de chaleur cédée par la paroi du four à la charge en mouvement. Conformément aux travaux de la littérature (Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2006; Patisson et al., 2000a, 2000b), cette densité de flux de chaleur est évaluée par $\varphi^{four, lit} = h_{four, lit} (T_{four} - T_{lit})$ où $h_{four, lit}$ désigne le coefficient de transfert conducto-convectif entre la charge et la paroi du four. Dans le cadre de nos travaux, et conformément à la littérature (Ginsberg and Modigell, 2011; Lybaert, 1985), la valeur de $h_{four, lit} = 300 (W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1})$ sera utilisée.
- S_{ext} désigne la surface externe du four, offerte à l'échange de chaleur entre le four et l'extérieur : $S_{ext} = \pi(d_{four} + 2e_{refrac}) \Delta z$
- $\varphi^{four, ext}$ désigne la densité de flux de chaleur échangée entre la paroi du four et le milieu extérieur. Cette densité de flux est évaluée par $\varphi^{four, ext} = h_{ext} (T_{ext} -$

T_{four}), où h_{ext} est le coefficient de transfert de chaleur entre la paroi du four et le milieu extérieur. Une valeur de $h_{ext} = 15 (W.m^{-2}.K^{-1})$, classique dans le cadre d'un échange de type convection naturelle externe, sera retenue dans le cadre de nos travaux.

Le bilan d'énergie, sur la paroi du four peut donc également s'écrire :

$$\lambda_{four} S_{trans} \frac{d^2 T_{four}}{dz^2} = (2\pi - \delta_{lit}) \frac{d_{four}}{2} \varphi^{free, four} - \delta_{lit} \frac{d_{four}}{2} h_{four, lit} (T_{four} - T_{lit}) + \pi (d_{four} + 2e_{refrac}) h_{ext} (T_{ext} - T_{four}) \quad (\text{Eq-3.62})$$

3.2.2 Conditions aux limites.

Pour les conditions aux limites du modèle de l'enveloppe du four, on impose des flux nuls à chacune de ses extrémités :

$$\begin{aligned} - \lambda_{four} \left. \frac{dT_{four}}{dz} \right|_{z=0} &= 0 \\ - \lambda_{four} \left. \frac{dT_{four}}{dz} \right|_{z=L_{four}} &= 0 \end{aligned}$$

3.3 Résolution et synthèse des modèles monodimensionnels.

Le modèle du lit de solides est un modèle à (NESFASOL+NESDEC+NESGAZ+9) inconnues. Compte tenu des choix retenus dans le cadre de ce travail (NESFASOL=11, NESDEC=4, NESGAZ=13), le système est donc un système à 37 inconnues. Pour résoudre ce système, il est nécessaire de résoudre 34 équations différentielles ordinaires du premier ordre et 3 équations algébriques. Le modèle de l'enveloppe du four, quant à lui, est un modèle à une variable, et à une équation différentielle du second ordre. Compte tenu du couplage important entre ces deux modèles, via le terme de transfert de chaleur entre la paroi et le lit ($\varphi^{four, lit}$), il a été choisi dans ce travail de résoudre ce modèle de façon globale, en les agglomérant.

Pour résoudre ce système de 38 inconnues, la démarche qui a été retenue est la suivante :

- Discrétisation par la méthode des volumes finis, avec interpolation « upwind » pour les équations de conservation.
- Discrétisation par la méthode des différences finies « avant » pour l'équation différentielle donnant accès à la hauteur H_{lit} . Ce schéma de discrétisation a été retenu car la condition à la limite pour cette équation est connue en $z = L_{four}$.
- Discrétisation par la méthode des différences finies « arrière » pour l'équation différentielle donnant accès à la température de l'enveloppe du four T_{four} .

Au final, si on considère un ensemble de NCELL de cellules de calcul pour la méthode des différences finies, le système à résoudre est un système de NCELL*38 équations algébriques, non linéaires. Afin de résoudre ce système, la méthode de Newton-Raphson a été mise en place. La matrice jacobienne, nécessaire au calcul du pas, est évaluée numériquement à chaque itération.

Pour qu'il puisse être résolu, ce système requiert la connaissance, en chaque point du maillage de :

- $\varphi^{free, four}$: la densité de flux de chaleur reçue par la paroi découverte du four depuis le gaz contenu dans le four.
- $\varphi^{free, lit}$: la densité de flux de chaleur reçue par la charge sur sa face supérieure depuis le gaz contenu dans le four.

Comme il a déjà été évoqué, ces flux seront calculés par le modèle de CFD que nous allons décrire à présent.

3.4 Modèle tridimensionnel des gaz contenus dans le four.

Pour la fabrication du ciment, le four tournant n'est rempli de farine à transformer que partiellement, et laisse au-dessus de sa surface libre, une zone, remplie de gaz et dans laquelle la combustion du fuel lourd prend place. Cet apport énergétique, discriminant dans le processus de fabrication du ciment, doit donc être intégré au modèle général du four tournant.

Dans cette partie du four, les processus pertinents sont principalement tridimensionnels, notamment le rayonnement thermique entre la flamme du brûleur, la paroi découverte du four et la

surface libre du lit. Il est donc impératif de représenter ces phénomènes avec un modèle permettant de les décrire avec ce niveau de précision. C'est pour cette raison, et aussi parce que des travaux similaires ont déjà été entrepris (Ariyaratne et al., 2015; Marias et al., 2005; Mujumdar and Ranade, 2006, 2008) que nous avons choisi d'utiliser la mécanique des fluides numériques (CFD) et plus précisément le logiciel Ansys Fluent, comme outil de représentation de ces phénomènes.

L'objet de cette section est donc de décrire la géométrie utilisée pour représenter l'installation, ainsi que les différents sous modèles mis en place dans le logiciel pour que son utilisation nous permette d'obtenir les résultats escomptés.

3.4.1 Géométrie et maillage.

L'installation industrielle de référence utilisée pour mener à bien les calculs est la cimenterie de Lukala, en République Démocratique du Congo. Il s'agit d'un four tournant de longueur $L_{four} = 80\text{ m}$, de diamètre intérieur $d_{four} = 4\text{ m}$ avec une épaisseur de matériau réfractaire $e_{refrac} = 24\text{ cm}$. Ce four est également équipé d'un brûleur au fuel lourd, avec pulvérisation à l'air comprimé et apport d'air primaire et secondaire. Ce brûleur est placé de telle sorte que l'écoulement de la charge et des produits de combustion soit à contre-courant (voir Figure 36).

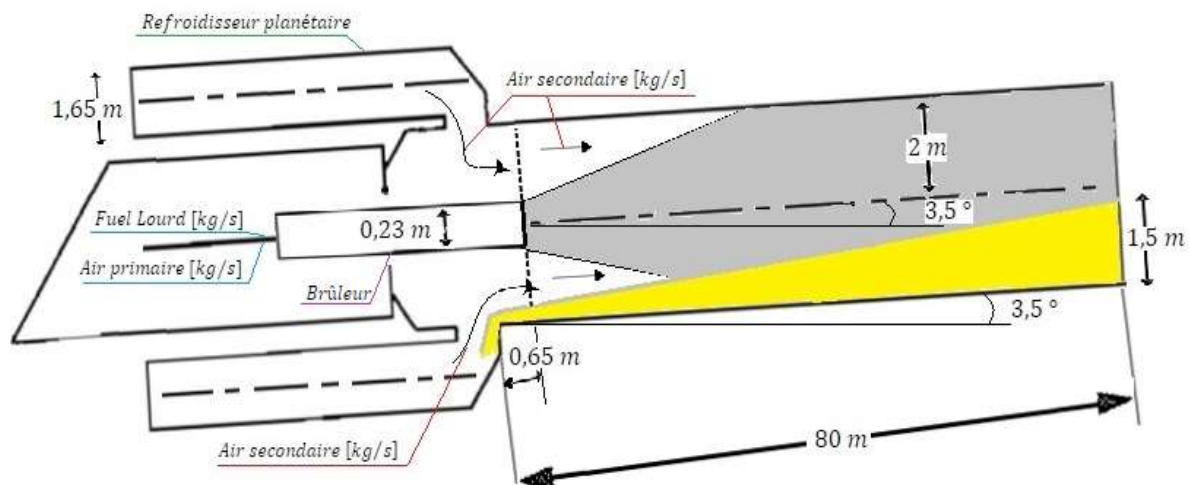


Figure 36 – Représentation de l'installation du brûleur à fuel lourd à la sortie du four tournant.

Pour des raisons de confidentialité, il n'est pas possible de décrire plus en avant la géométrie du brûleur.

En ce qui concerne le volume de gaz pris en compte, il s'agit du volume interne du four, hors réfractaire, auquel on a soustrait le volume représenté par la charge solide. Les Figure 37, Figure 38, et Figure 39 donnent une bonne représentation de la géométrie considérée.

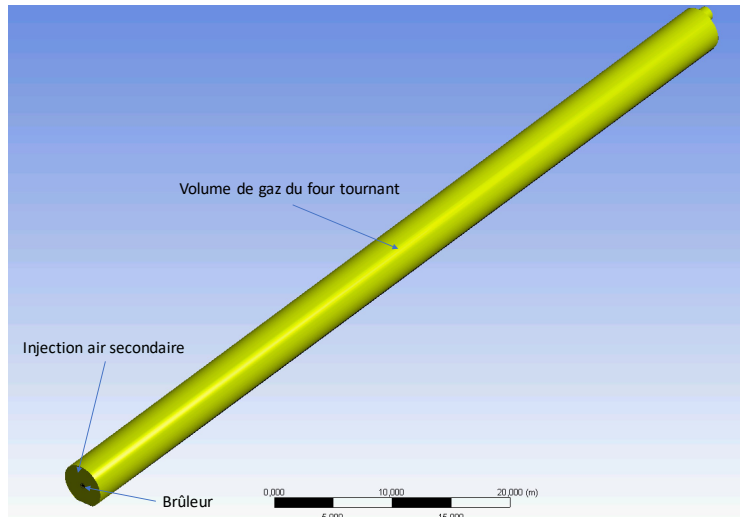


Figure 37 – Représentation de l'ensemble de la géométrie prise en compte dans le modèle CFD.

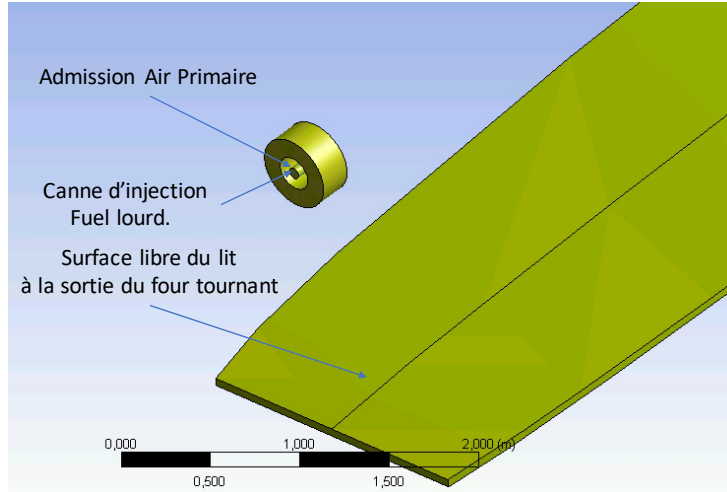


Figure 38 – Représentation de l'extrémité du volume de gaz pris en compte à la sortie du four.

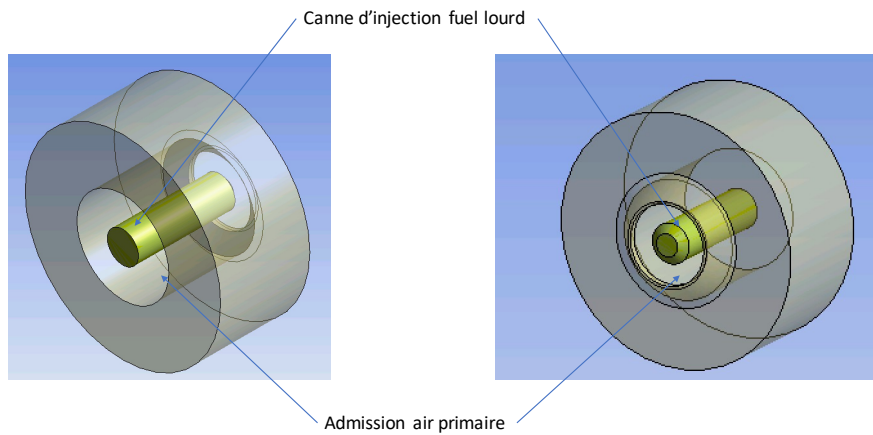


Figure 39 – Détail de la géométrie du brûleur.

En ce qui concerne le maillage, il est non structuré avec utilisation de tétraèdres. Les différents critères de qualité, internes au logiciel sont satisfaits et le maillage final comporte 322681 éléments de calcul. Les Figure 40 et Figure 41 offrent une représentation du maillage final, pour l'ensemble du volume gaz, et avec un grossissement sur la partie brûleur.

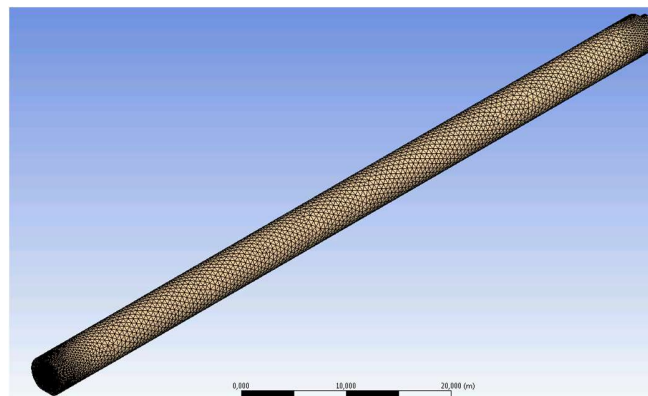


Figure 40 – Maillage de la géométrie du four dans son ensemble.

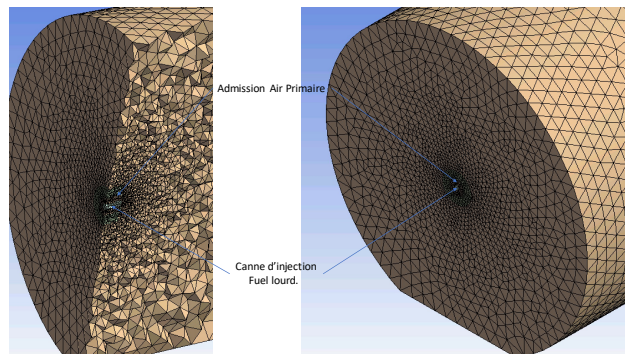


Figure 41 – Maillage de la géométrie du four. Détail du brûleur.

3.4.2 Ecoulement et turbulence.

Afin de calculer les composantes de la vitesse en tout point du volume gazeux considéré, les équations de conservation de la quantité de mouvement sont résolues par le logiciel. Compte tenu de la nature turbulente de l'écoulement, le modèle $k-\varepsilon$ a été activé. Ce modèle permet de calculer les composantes moyennes de la vitesse, en ajoutant aux équations de conservation de la quantité de mouvement une viscosité turbulente, calculée à partir de la connaissance de l'énergie cinétique de turbulence (k) et de sa dissipation (ε), ces deux grandeurs étant obtenues par la résolution de leurs équations de transport.

3.4.3 Combustion du fuel lourd.

La combustion du fuel lourd est un processus complexe qui peut se représenter par la succession d'étapes suivantes :

- Génération de gouttelettes au niveau de la canne d'injection par pulvérisation à l'air comprimé ;
- Echauffement des gouttelettes jusqu'à leur température de volatilisation ;
- Volatilisation des gouttelettes : production d'un gaz combustible et d'un résidu contenant un noyau de carbone et des cendres, et ;
- Combustion des gaz en phase homogène. Combustion hétérogène du résidu carboné.

Ce type de description est disponible dans Fluent, en utilisant un modèle de suivi Lagrangien des gouttelettes. La plupart des propriétés thermophysiques du combustible sont disponibles dans la base de données du logiciel et ont été utilisées dans ce travail. En ce qui concerne la nature des produits de pyrolyse, un calcul similaire à celui effectué pour la pyrolyse des déchets a été mis en œuvre afin de déterminer les coefficients stœchiométriques de la réaction de pyrolyse en une étape, à partir de l'analyse proche et ultime du fuel lourd.

Le Tableau 34 suivant propose les analyses proches et ultimes du fuel lourd utilisé dans la cimenterie de Lukala.

Tableau 34 – Analyse proche et élémentaire du fuel lourd utilisé sur le site de Lukala.

Fuel lourd (TBTS)	
Analyse proche (% sur brut)	
Humidité	0,0
Matière organique	99,968
Inorganiques	0,032
Analyse ultime (% sur sec et hors inorganique)	
C	83,3
H	5,2
O	9,6
N	1,4
S	0,5
Cl	0,00
Pouvoir calorifique (MJ/kg, sur brut)	33,21

A partir de ces données, il a été possible de calculer les coefficients stœchiométriques de la réaction de pyrolyse comme il a été fait dans le cadre des déchets. Le Tableau 35 donne les valeurs de ces coefficients.

Tableau 35 – Coefficients stœchiométriques massiques de la réaction de pyrolyse du fuel lourd.

CH ₄	H ₂	H ₂ O	CO	CO ₂	H ₂ S	HCl	NH ₃	C ₆ H ₆	Char	Ash
$6,37 \times 10^{-2}$	$8,01 \times 10^{-4}$	$7,65 \times 10^{-3}$	0,153	$2,40 \times 10^{-3}$	$5,31 \times 10^{-3}$	0	$1,70 \times 10^{-2}$	0,40	0,350	$3,24 \times 10^{-4}$

En ce qui concerne la réaction de combustion du résidu carboné, elle est supposée s'opérer avec un modèle de cœur rétrécissant et une réaction de surface $C_s + O_2 \rightarrow CO_2$.

3.4.4 Combustion en phase homogène.

Comme dans le cas d'espèces gazeuses présentes dans la charge, les espèces suivantes ont été prises en compte dans le modèle CFD : N_2 , O_2 , CH_4 , H_2 , H_2O , CO , CO_2 , C_6H_6 , H_2S , HCl , NH_3 , SO_2 , NO . Pour calculer le taux de réaction de ces espèces en régime turbulent, nous avons sélectionné le modèle de Magnussen et Hertzjager (Magnussen and Hjertager, 1977) qui calcule ce taux comme étant le plus petit entre celui calculé à partir des cinétiques réactionnelles (telles que décrites dans Tableau 33) et celui calculé à partir de grandeurs traduisant le mélange turbulent des réactifs.

3.4.5 Rayonnement.

Le transfert de chaleur par rayonnement est un processus très important dans l'équilibre énergétique du four tournant. Le modèle que nous avons retenu pour le représenter est le modèle des ordonnées discrètes, basé sur une équation de conservation de l'énergie radiative dans plusieurs directions (discrétisation de l'angle solide autour de chaque cellule de calcul).

Ce modèle a été retenu car il est particulièrement adapté aux problèmes où la combustion est un phénomène important (le coefficient d'absorption dépend de la concentration en CO_2 et en H_2O) et aussi parce que le temps de calcul qui y est associé n'est pas trop important.

3.4.6 Conditions aux limites.

Afin de définir complètement le modèle CFD, il est nécessaire d'en fournir les conditions aux limites. Pour la partie brûleur, les conditions de fonctionnement (débit et température d'air secondaire et primaire, débit de fuel lourd, température d'injection et taille des gouttes) sont parfaitement connues et seront proposées dans la section dédiée aux résultats ou l'ensemble des paramètres opératoires de l'installation seront décrits.

En ce qui concerne la face découverte du four, celle-ci est définie comme un « wall », de profil de température imposé (T_{four}).

En ce qui concerne la surface libre du lit, celle-ci est définie comme une entrée de type « velocity inlet ». Dans ce cas, il faut fournir au logiciel :

- Le profil de vitesse en tout point de la surface libre du lit (supposée normal à la surface libre du lit) (u_{gaz}).

- Le profil de composition du gaz quittant la surface libre du lit et entrant dans l'enceinte de calcul (y_k^{gaz}),
- Le profil de température de ce gaz T_{lit} .

Ces données sont calculées à partir du modèle monodimensionnel que nous avons présenté dans les paragraphes précédents. Néanmoins compte tenu de la nature monodimensionnelle du modèle de lit, et de la nature tridimensionnelle du modèle de l'enveloppe gazeuse, il est nécessaire de mettre en place des calculs intermédiaires permettant l'échange des données entre le modèle de lit et le modèle de représentation de la phase gaz. Ces différents points seront expliqués dans les prochains paragraphes.

3.5 Couplage entre modèles.

Le modèle global du four qui a été élaboré dans le cadre de ce travail est constitué de deux sous modèles. Un modèle monodimensionnel dédié aux processus se déroulant dans la charge et au calcul de la température de la paroi du four, et un modèle tridimensionnel, basé sur l'utilisation de la CFD, permettant de décrire les processus se déroulant à la surface libre du lit. Les prochains paragraphes ont pour objectifs de :

- Déterminer la stratégie mise en œuvre pour l'échange des données entre le modèle 1D et le modèle 3D,
- Déterminer la stratégie mise en œuvre pour l'échange des données entre le modèle 3D et le modèle 1D,
- Déterminer la stratégie itérative mise en œuvre pour atteindre la convergence globale du système.

La Figure 42 propose une vue générale du système couplé et des échanges entre les différents modèles qui le constituent.

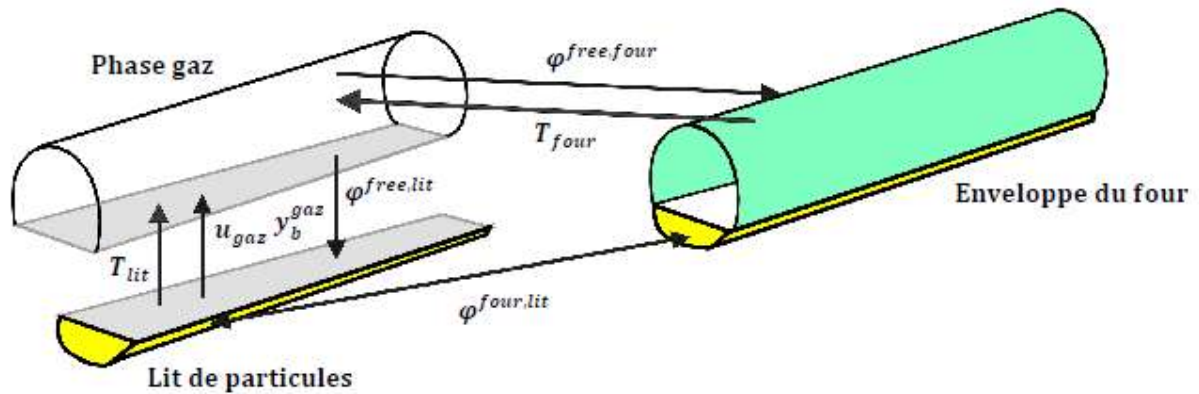


Figure 42 – Architecture générale du couplage entre les différents modèles du système.

3.5.1 Echange 1D vers 3D.

Comme nous l'avons vu dans la partie relative au modèle tridimensionnel, il est nécessaire de fournir au logiciel Fluent les profils de :

- Vitesse des gaz à la surface libre du lit,
- Composition des gaz à la surface libre du lit,
- Température des gaz à la surface libre du lit,
- Température de la paroi délimitant le volume de calcul.

Pour la partie relative à la surface libre du lit, il sera supposé que la température et la composition des gaz est la même sur toute la section droite de la surface libre. Aussi, le profil monodimensionnel obtenu par le modèle 1D est-il « étiré » sur la largeur de la surface libre du lit.

La Figure 43 illustre cette opération dans le cas de la variable température.

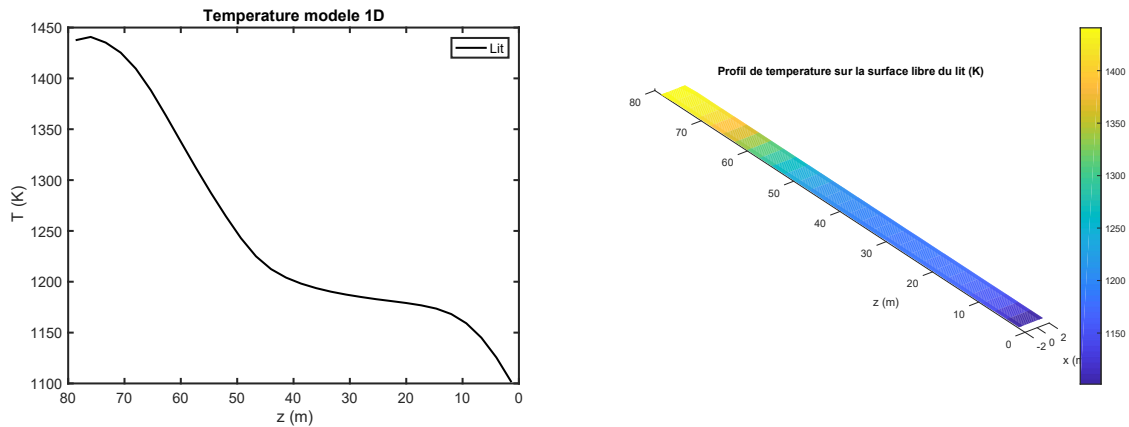


Figure 43 – Conversion du profil monodimensionnel de température de la surface libre du lit en profil de température à la surface libre de la charge.

En ce qui concerne la vitesse des gaz, nous avons choisi, conformément aux travaux antérieurs (Marias et al., 2005, 2007) de pondérer la norme de la vitesse quittant la surface libre, par la hauteur de la surface libre à cette position. Cette opération est bien évidemment menée de façon à préserver le débit massique quittant le lit, sur chacun des éléments de section droite du lit. La Figure 44 illustre ce processus.

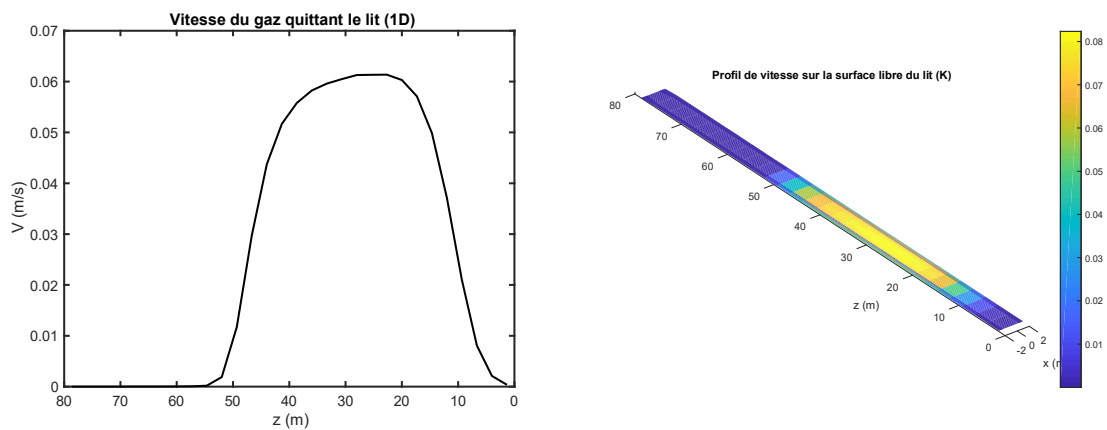


Figure 44 – Conversion du profil monodimensionnel de vitesse des gaz quittant le lit en profil de vitesse à la surface libre de la charge.

Enfin, en ce qui concerne la température de la paroi, une procédure tout à fait similaire au cas de la température de la surface libre du lit est utilisée. La Figure 45 illustre ce processus.

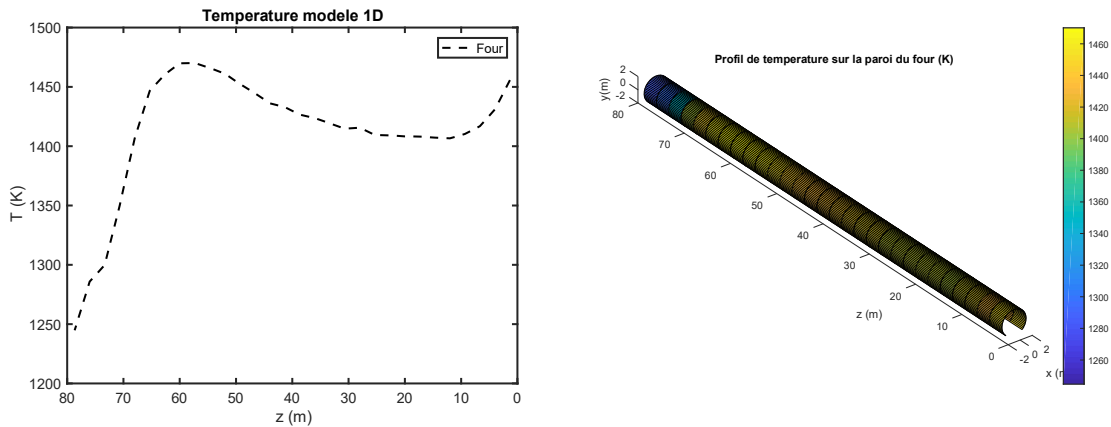


Figure 45 – Conversion du profil monodimensionnel de température de la paroi du four en profil de température sur la surface délimitant l’enveloppe gazeuse.

L’ensemble de ces transformations est réalisé au sein d’un programme Matlab qui permet de plus de générer les fichiers d’échange (profils de température, de composition et de vitesse, sur les surfaces limites) dans un format lisible par Fluent.

3.5.2 Echange 3D vers 1D.

En ce qui concerne le modèle monodimensionnel, il est nécessaire de lui fournir :

- Le flux de chaleur reçu par la surface libre du lit : $\varphi^{free,lit}$
- Le flux de chaleur reçu par la paroi découverte du four $\varphi^{free,four}$

Cette procédure d’échange est plus simple que la première. En effet à partir des profils de surface fournis par Fluent, il suffit d’ajouter l’ensemble des valeurs disponibles pour chaque position axiale du modèle 1D. Une fois encore, cette procédure est effectuée au sein d’un programme Matlab qui par ailleurs génère les fichiers d’échange pour qu’ils soient lisibles par le modèle monodimensionnel.

3.5.3 Couplage général.

La procédure mise en place pour résoudre le système couplé est une procédure itérative. Son algorithme général est proposé en Figure 46.

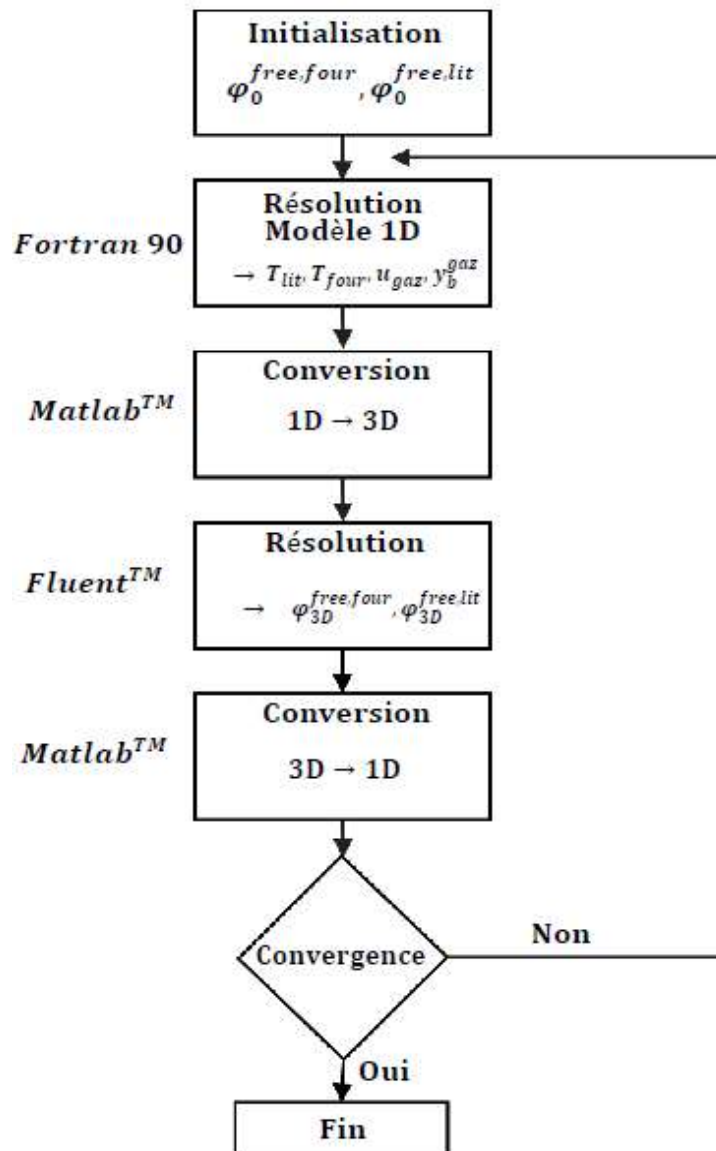


Figure 46 – Algorithme général de résolution du système couplé.

Afin d'améliorer la stabilité numérique du système, une procédure de relaxation est mise en place au niveau des flux. Plus exactement, à l'issue de l'étape de conversion des flux issus de Fluent vers le modèle 1D, on écrit :

- $\varphi^{free, lit} |^k = (1 - \alpha)\varphi^{free, lit} |^{k-1} + \alpha\varphi^{free, lit} |^{new}$
- $\varphi^{free, four} |^k = (1 - \alpha)\varphi^{free, four} |^{k-1} + \alpha\varphi^{free, four} |^{new}$

Où les exposants k et $k+1$ indiquent le numéro de l'itération et new, la valeur issue de la conversion 3D→1D à l'itération k . Une valeur de $\alpha = 0,2$ a été utilisée dans le cadre de ce travail.

En ce qui concerne la convergence du système, elle est évaluée sur la non évolution des flux de chaleur échangés. Les deux critères mesurés sont les suivants :

$$\begin{aligned}
 - \quad \varepsilon^{lit} &= \frac{1}{N_{CELL}} \sum_{k=1}^{N_{CELL}} \frac{[\varphi^{free,lit}]^k - [\varphi^{free,lit}]^{k-1}}{[\varphi^{free,lit}]^{k-1}} \\
 - \quad \varepsilon^{four} &= \frac{1}{N_{CELL}} \sum_{k=1}^{N_{CELL}} \frac{[\varphi^{free,four}]^k - [\varphi^{free,four}]^{k-1}}{[\varphi^{free,four}]^{k-1}}
 \end{aligned}$$

La convergence est atteinte quand le plus grand de ces deux critères est inférieur à 10^{-3} .

3.6 Conclusion.

Ce chapitre a permis de décrire le modèle qui a été développé dans le cadre de ce travail. Celui-ci repose sur un couplage de deux sous modèles, l'un décrivant les processus se déroulant dans la charge solide en mouvement, et l'autre centré sur les phénomènes pertinents de la phase gaz.

Pour le modèle monodimensionnel, les grandes hypothèses ainsi que sa formulation mathématique ont été développés. Il repose sur l'écriture des équations de conservation de la masse, des différentes espèces présentes dans le lit (constituants de la farine, des déchets et des gaz retenus dans le lit) et de l'énergie.

Le modèle tridimensionnel, quant à lui, repose sur l'utilisation de la mécanique des fluides numérique, et l'outil commercial Fluent a été retenu pour représenter les processus se déroulant au-dessus de la surface libre du lit. Il aurait été hors de propos de décrire les équations résolues par ce logiciel, nous avons plutôt choisi de rapporter les types de modèles que nous avons activés (turbulence, réactions chimiques, suivi Lagrangien, rayonnement) pour mener à bien notre objectif.

Nous avons enfin décrit la procédure itérative qui a été mise en œuvre pour assurer l'échange des grandeurs pertinentes entre les deux sous modèles et pour assurer la convergence globale du système. Les résultats obtenus par ce type d'analyse seront présentés dans le prochain chapitre.

Certaines hypothèses peuvent paraître fortes, notamment en ce qui concerne la formulation monodimensionnelle de la température du four, ou de la réaction de pyrolyse en une seule étape. Il semble néanmoins important de signaler que l'objectif principal de ce travail était d'établir un modèle global de l'installation et qu'il sera possible, ultérieurement, de réduire ces hypothèses en apportant un éclairage plus fin sur les processus dont nous avons choisi de simplifier la modélisation à l'heure actuelle.

Chapitre 4 Résultats.

Le quatrième chapitre de cette thèse est un chapitre dédié à la présentation des résultats obtenus grâce au modèle développé jusqu'ici. Dans un premier temps, les caractéristiques de l'installation industrielle de référence utilisée pour l'obtention des résultats seront présentées. On s'attachera ensuite à présenter les résultats du modèle de lit et de l'enveloppe du four seuls. Les densités de flux de chaleur reçues depuis le freeboard par la partie découverte de l'enveloppe du four et par la charge seront donc initialisées afin de permettre l'obtention de résultats par le modèle monodimensionnel. On analysera, dans un premier temps, l'influence du maillage utilisé pour la résolution du modèle monodimensionnel dans le cas du fonctionnement au fuel lourd seul, puis dans le cas du fonctionnement avec substitution partielle du combustible fossile par des combustibles alternatifs. Les résultats du modèle global seront ensuite présentés dans les mêmes conditions.

4.1 Installation de référence.

Comme il a été dit au troisième chapitre, l'installation industrielle de référence utilisée pour mener à bien les calculs est la cimenterie de Lukala, en République Démocratique du Congo. Il s'agit d'un four tournant de longueur $L_{four} = 80 \text{ m}$, de diamètre intérieur $d_{four} = 4 \text{ m}$. La source énergétique utilisée est un brûleur au fuel lourd, fonctionnant à contre-courant de la circulation de la charge. L'objet de ce paragraphe est de définir les caractéristiques opératoires de cette installation.

4.1.1 Charge entrante.

Les caractéristiques de la charge à transformer dans le four rotatif, ainsi que celles de ce four sont répertoriées au sein du Tableau 36.

Tableau 36 – Caractéristiques de la farine en entrée de four et de son fonctionnement.

Paramètre	Valeur
Caractéristiques de la farine	
Débit massique de farine en entrée de four (t/h)	175
Composition massique de la farine (-)	
CaCO ₃	0,1111
Al ₂ O ₃	0,0488
SiO ₂	0,2005
Fe ₂ O ₃	0,0378
CaO	0,5599
MgO	0,0419
Température d'entrée de la farine (°C)	800
Taux de vide de la farine en entrée du four (%)	20
Angle de repos dynamique du lit (°)	30
Caractéristiques du four tournant	
Longueur (m)	80
Diamètre intérieur du four (m)	4
Vitesse de rotation du four (tour/min)	2
Angle d'inclinaison du four (°)	2
Conductivité thermique de la paroi du four (W.m ⁻¹ .K ⁻¹)	0,1

4.1.2 Apport énergétique.

L'installation de référence est une installation pour laquelle l'apport énergétique est réalisé par le biais de fuel lourd, dont les caractéristiques ont été données au troisième chapitre. Ce paragraphe a donc pour objet de caractériser le fonctionnement du four tournant lorsqu'il est opéré en configuration « tout fossile » et en substitution partielle, c'est à dire, lorsqu'une partie de l'apport énergétique est amené par les combustibles alternatifs également décrits au troisième chapitre.

4.1.2.1 Fonctionnement « tout fossile ».

Les caractéristiques du fonctionnement du brûleur utilisé sur l'installation de référence sont répertoriées au sein du Tableau 37.

Tableau 37 – Principales caractéristiques de fonctionnement du brûleur.

Paramètre	Valeur
Débit massique de fuel lourd au brûleur (kg/s)	4,27
Température d'injection du fuel lourd (°C)	100
Débit massique d'air de pulvérisation (kg/s)	1,01
Température de l'air de pulvérisation (°C)	100
Débit massique d'air primaire (kg/s)	5,52
Température d'air primaire (°C)	100
Débit massique d'air secondaire (kg/s)	42,68
Température de l'air secondaire (°C)	800

Compte tenu du pouvoir calorifique du fuel lourd considéré, l'apport d'énergie par le brûleur est de 141,8 MW. Par ailleurs, compte tenu du pouvoir comburivore de ce fuel de $8,48 \text{ Nm}^3_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{fuel}}$ soit de $10,92 \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{fuel}}$, la quantité d'air totale apportée au brûleur correspond à un excès d'air de 5,5 %.

4.1.2.2 Substitution partielle du fuel lourd par des combustibles alternatifs.

Dans le cadre de ce travail, il est envisagé une substitution partielle à hauteur de 50 % de l'apport énergétique total amené au four. Aussi, on envisagera, pour ces calculs que 75 MW sont apportés par le fuel lourd et que 75 MW sont apportés par les combustibles alternatifs. Le Tableau 38 suivant recense les différentes conditions de fonctionnement associées à la substitution partielle.

Tableau 38 – Débits de fuel et de combustibles alternatifs utilisés pour la substitution partielle.

Paramètre	Valeur
Débit massique de fuel lourd au brûleur (kg/s)	2,26
Débit massique de biomasse (kg/s)	4,36
Débit massique de pneus (kg/s)	2,07
Débit massique de RDF (kg/s)	4,20

Pour l'air de combustion, Il a été choisi de ne pas modifier la quantité introduite dans le four par rapport au cas du « tout fossile ». En effet, compte tenu de la présence d'oxygène dans les combustibles alternatifs considérés (surtout dans le cas de la biomasse et du RDF), le pouvoir comburivore des déchets est inférieur à celui du fuel lourd. Aussi, dans le cas de la substitution partielle, l'excès d'air global sera plus important que dans le cas du fonctionnement au fuel lourd.

Par ailleurs, dans le cadre de ce travail, il a été supposé que les déchets étaient admis de telle sorte qu'ils entrent dans le four à la même température que la farine, soit 800 °C.

4.2 Résultats du modèle monodimensionnel.

Ce paragraphe a pour objectif de qualifier le bon fonctionnement du modèle monodimensionnel (charge en transformation et enveloppe du four). Il sera donc considéré que les densités de flux de chaleur reçues, par le lit ($\varphi^{free,lit}$) d'une part, et par la paroi découverte du four ($\varphi^{free,four}$) d'autre part, depuis le gaz contenu au-dessus de la surface libre du lit ont une valeur uniforme le long de l'axe du four. Ces densités de flux prendront les valeurs suivantes dans ce qui suit :

- $\varphi^{free,lit} = 2 \times 10^5 \text{ W.m}^{-2}$
- $\varphi^{free,four} = 0,4 \times 10^5 \text{ W.m}^{-2}$

Grace à la connaissance de ces densités de flux, il est possible de qualifier le comportement du modèle monodimensionnel. Cette analyse constituera la première partie de ce paragraphe. Compte tenu de la discrétisation spatiale utilisée pour la résolution de ce modèle (volumes finis et discrétisation spatiale, avant et arrière), nous analyserons ensuite l'influence du maillage sur la solution obtenue.

4.2.1 Analyse des résultats.

Un maillage de 120 cellules de calcul est utilisé pour la présentation des résultats du modèle. Avant de s'intéresser plus en détail à ces résultats, on propose, de donner les éléments relatifs à la conservation de la masse, de l'énergie et des différents atomes sur l'ensemble du système considéré. Ces valeurs sont reportées sur la Figure 47, elle-même issue du fichier de résultats généré par le programme informatique. Cette figure illustre que les différents bilans sont parfaitement satisfaits.

Chapitre 4 Résultats

```
*****
Verification des Bilans

Bilan Masse (%) : 2.452703534816849E-008
Bilan C (%) : -6.648954502519086E-007
Bilan H (%) : -2.404878312900534E-007
Bilan O (%) : -5.871389637951116E-008
Bilan N (%) : 3.131735595921580E-004
Bilan S (%) : 2.978817933773045E-014
Bilan Cl (%) : 96849604.4340283
Bilan Ca (%) : -1.421525977476510E-009
Bilan Si (%) : -1.023098898112270E-009
Bilan Al (%) : -1.291093719772398E-012
Bilan Fe (%) : 8.638784105226728E-014
Bilan Mg (%) : 0.000000000000000E+000
Bilan Energie (%) : 4.390699367217481E-008
*****
```

Figure 47 – Copie d'une partie du fichier de résultats du programme illustrant la conservation des grandeurs.

Les résultats sont illustrés par le biais des évolutions des températures dans le lit et à la paroi (Figure 48), de la composition de la farine (Figure 49), de la composition des gaz contenus dans le lit (et donc de ceux qui s'en échappent au-dessus de sa surface libre) (Figure 50), de la vitesse du gaz quittant le lit (Figure 51) et de sa hauteur (Figure 52). L'entrée de la farine se fait à l'extrémité droite des profils représentés, à la côte $z=0$.

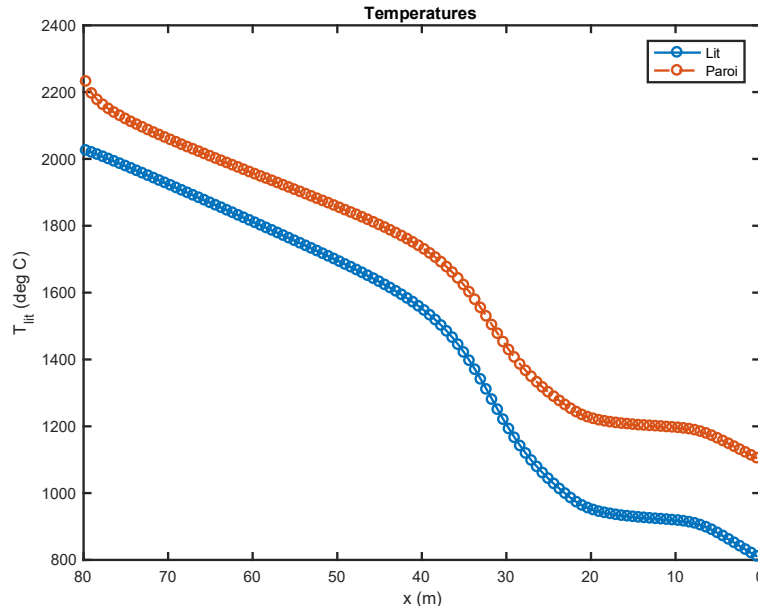


Figure 48 – Evolution des températures du lit et de la paroi du four le long de son axe.

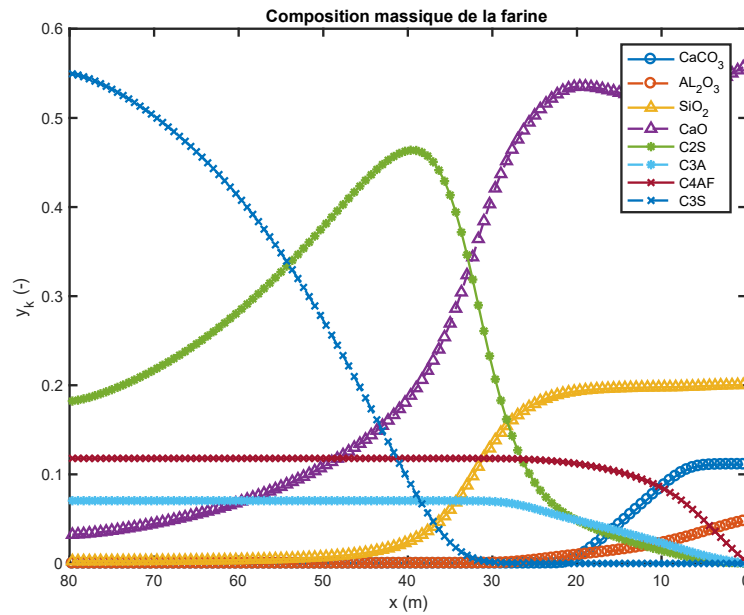


Figure 49 – Evolution de la composition de la farine le long de l'axe du four.

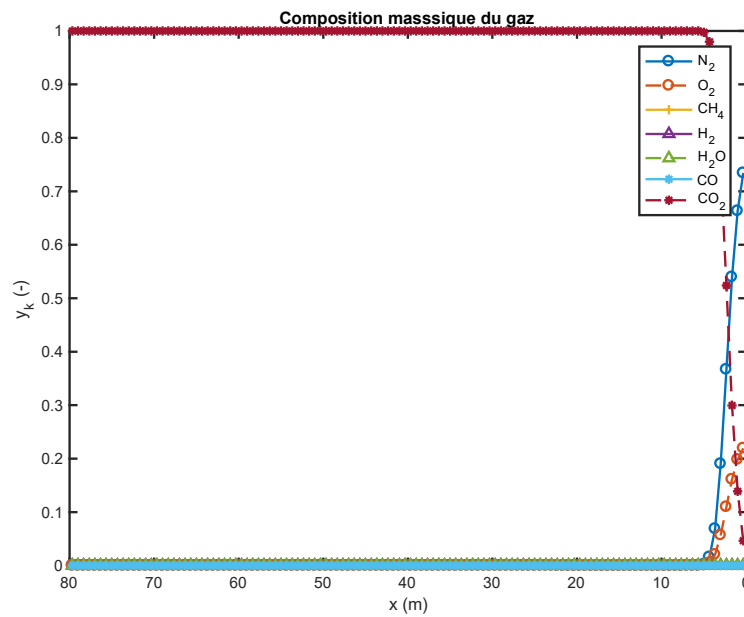


Figure 50 – Evolution de la composition des gaz du lit le long de l'axe du four.

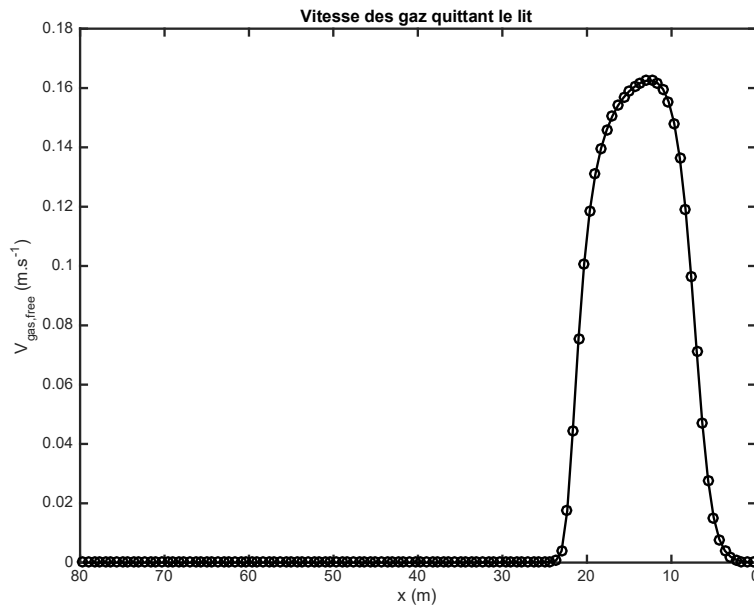


Figure 51 – Evolution de la vitesse des gaz quittant le lit le long de l'axe du four.

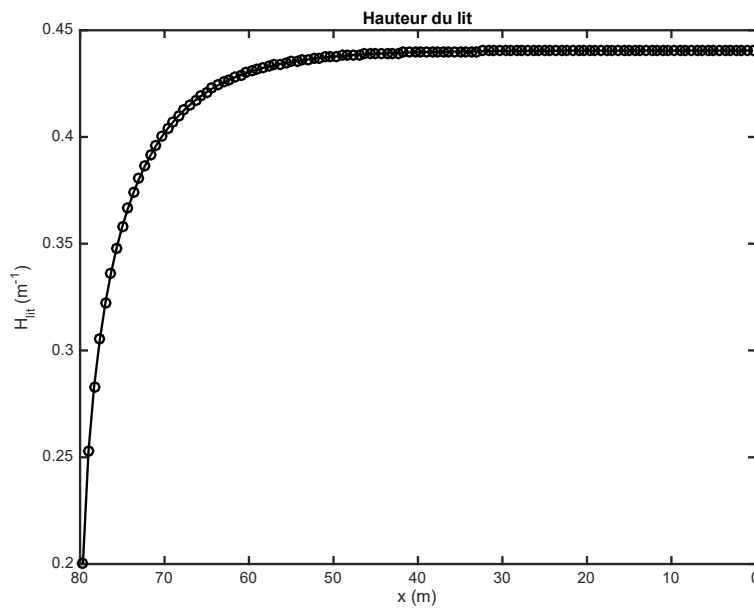


Figure 52 – Evolution de la hauteur du lit le long de l'axe du four.

Le premier phénomène important observé est la réaction de décarbonatation. Elle est clairement visible sur la Figure 51 et démarre à une position d'environ 4 m pour s'arrêter vers 22 m. Elle se traduit bien évidemment par une diminution de la teneur en CaCO_3 , (Figure 49) par une

modification de la teneur des gaz dans le lit qui n'est plus constituée que de CO₂ (Figure 50) et par un infléchissement de la croissance des températures du four et du lit compte tenu de l'endothermicité de cette réaction (Figure 48). Les réactions de formation de C₃A ($3CaO(s) + Al_2O_3(s) \xrightarrow{k_4} C_3A(s)$), C₄AF ($4CaO(s) + Al_2O_3(s) + Fe_2O_3(s) \xrightarrow{k_5} C_4AF(s)$) et C₂S ($2CaO(s) + SiO_2(s) \xrightarrow{k_2} C_2S(s)$) s'amorcent également dès l'entrée du four. Cela se traduit par une décroissance de la teneur en Al₂O₃, en CaO, et en SiO₂ dans une moindre mesure. Compte tenu de la réaction de décarbonatation, la teneur en CaO se remet à croître car le net de son taux de production est positif. Lorsque les réactions de production de C₄AF et C₃A s'arrêtent par épuisement d'Al₂O₃ (z≈20 m), leur teneur n'évolue plus dans le lit.

Lorsque la réaction de décarbonatation est terminée, l'évolution des niveaux de température de la paroi et du lit prend une pente plus importante, jusqu'à environ (z≈40m). C'est à cet endroit également que la plus importante teneur en C₂S est atteinte, même si le réactif SiO₂ est encore présent dans le lit. En effet, à partir de z=30m, la réaction de production de C₃S ($C_2S(s) + CaO(s) \xrightarrow{k_3} C_3S(s)$) a également démarré, ce qui consomme du C₂S alors qu'il est également produit. Au-delà de 40 m, tout le SiO₂ a été consommé et seule la réaction de production de C₃S se déroule, conduisant à une diminution des teneurs en C₂S et CaO, et à un ralentissement de l'augmentation de la température sous l'effet de l'endothermicité de la réaction.

En sortie de four, les niveaux thermiques atteints par la paroi et le lit sont anormalement élevés (2200 °C pour la paroi et 2000 °C pour le lit). Il faut néanmoins rappeler que ces résultats sont obtenus en supposant une densité de flux de chaleur imposée à une valeur d'initialisation et qu'elle est probablement différente dans la réalité.

Pour finir, on peut également remarquer que la hauteur du lit est relativement constante sur l'ensemble du lit et que sa chute vers la valeur du diaphragme de sortie est assez brutale (Figure 52).

La composition du lit en sortie de four est reportée au sein du Tableau 39.

Tableau 39 – Caractéristiques du ciment produit avec le modèle monodimensionnel avec densité de flux de chaleur imposée.

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	166,42	Température (°C)	2022,6
Composition (% mass)			
CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	17,51%
Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,13%
SiO ₂	0,35%	C ₄ AF	11,63%
Fe ₂ O ₃	0,15%	C ₃ S	55,55%
CaO	3,27%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,41%		

Par rapport aux 175 t/h de farine amenée en entrée de four, seuls 166,4 t/h de ciment sont produits. Cette diminution est due à la réaction de décarbonatation où le CO₂ produit s'échappe du lit pour garder son taux de vide constant.

En ce qui concerne la qualité du ciment obtenu, on peut remarquer que ses caractéristiques principales en font un ciment de qualité « Portland » (cfr Tableau 15 au chapitre 2) avec des teneurs en :

- Silicates (C₂S+C₃S) de 80 % (73,06 % dans notre cas)
- Aluminates (C₃A+C₄AF) 20 % (18,76 % dans notre cas)

Les valeurs ci-dessus sont en accord avec les résultats et caractéristiques présents dans la littérature (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983; Csernyei and Straatman, 2016; E. Mastorakos et al., 1999; Mujumdar and Ranade, 2006; Pongo Pongo, 2012; Spang, 1972). La Figure 53 ci-dessous compare les prédictions du présent modèle à celles de (Csernyei and Straatman, 2016; Mujumdar and Ranade, 2006; Spang, 1972).

Si on s'intéresse maintenant au coût énergétique associé à la production de ce matériau, on calcule l'ensemble des flux de chaleur reçus par le lit et par la paroi du four. Les valeurs de ces flux sont de $\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 39,54 MW$ $\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 31,68 MW$ soit un total de 71,22 MW. Ramenés à la production de ciment, la « consommation énergétique » serait donc de 1544 MJ par tonne de ciment produite, valeur similaire à celles rencontrées dans la littérature (B. Kohlhaas and Otto Labahn, 1983; Lixhe CBR, 2012). Bien sûr, la valeur obtenue ici ne prend pas en compte la récupération potentielle de l'énergie contenue dans le ciment chaud qui quitte l'installation ainsi que dans le gaz chaud qui a été produit lors de la décarbonatation.

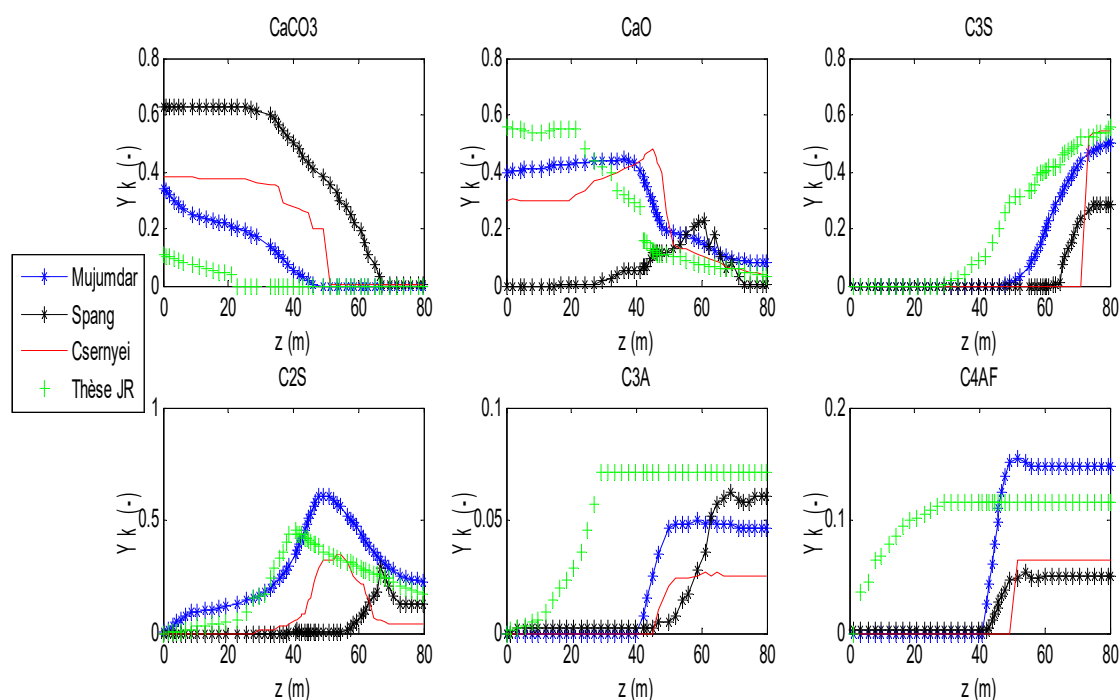


Figure 53 – Profils de composition de la farine comparant les prédictions actuelles à celles de la littérature.

4.2.2 Influence de la discrétisation spatiale.

Afin de qualifier l'influence du nombre de points de calcul utilisés pour la discrétisation du modèle monodimensionnel, les résultats des différents calculs menés avec des discrétisations de 30 et 120 mailles seront comparés dans ce paragraphe. Dans un premier temps, ces résultats de calcul seront comparés en l'absence de combustible alternatif (cas du fonctionnement tout fossile). Ces comparaisons seront ensuite entreprises dans le cas du fonctionnement avec apport de combustible alternatif.

4.2.2.1 Cas du fonctionnement « tout fossile ».

Les Figure 54, Figure 55, Figure 56, Figure 57, et Figure 58 témoignent des différents profils obtenus avec ces deux densités de maillage.

Chapitre 4 Résultats

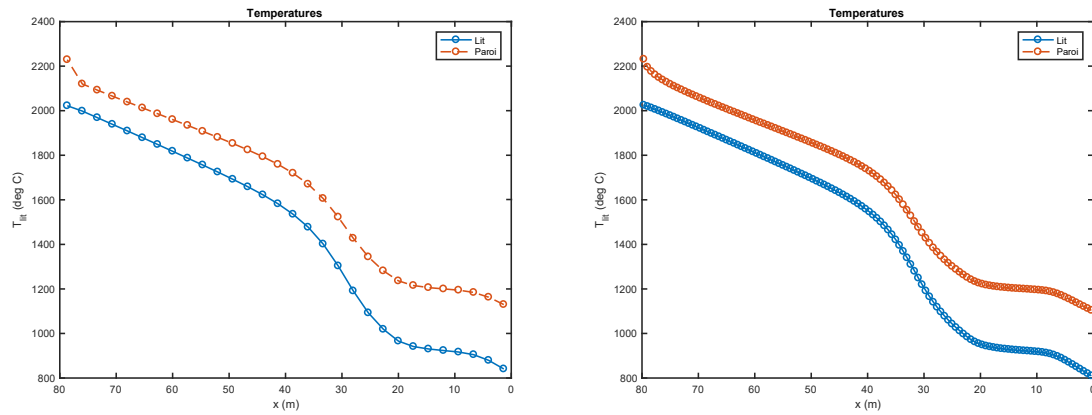


Figure 54 – Comparaison des profils de température obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).

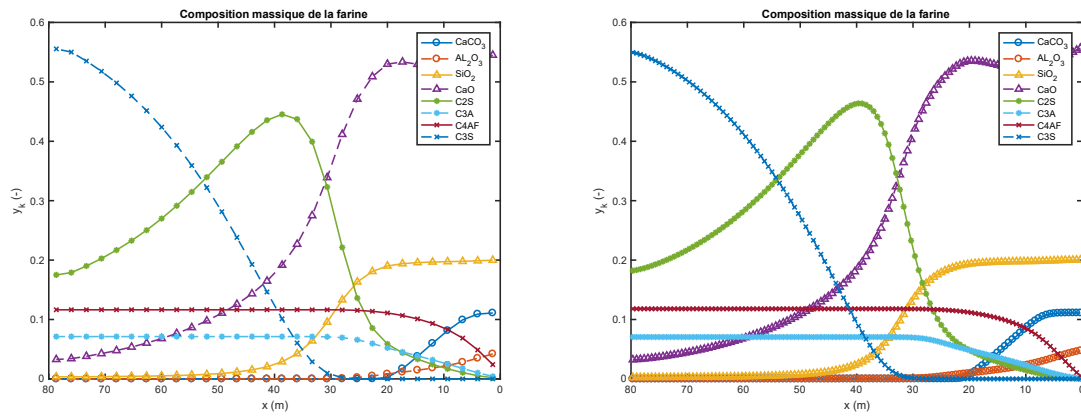


Figure 55 – Comparaison des profils de composition de farine obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).

Chapitre 4 Résultats

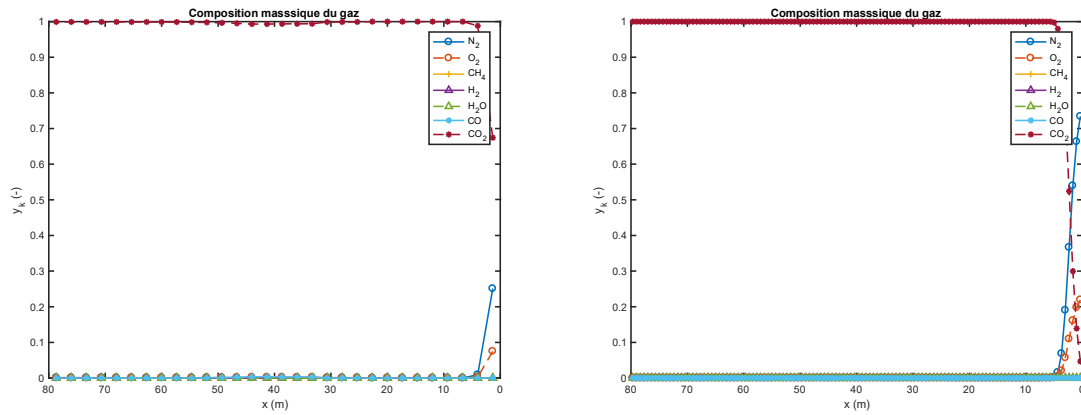


Figure 56 – Comparaison des profils de composition de gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).

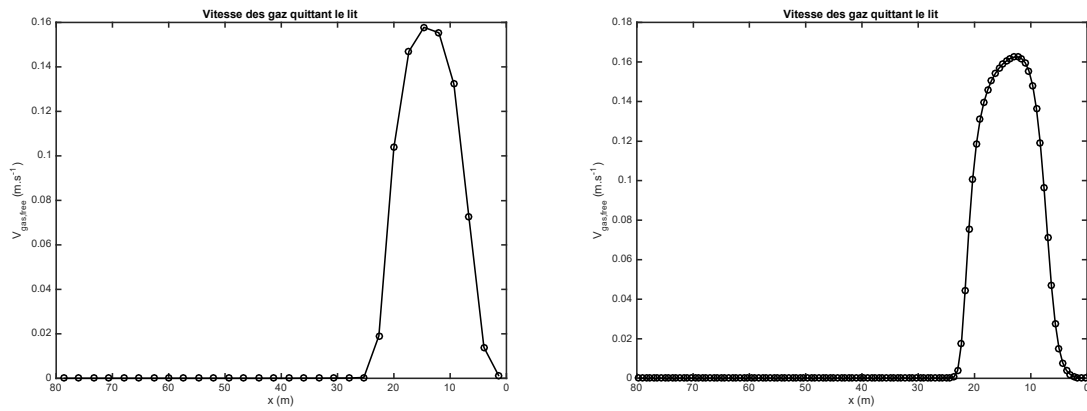


Figure 57 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).

Chapitre 4 Résultats

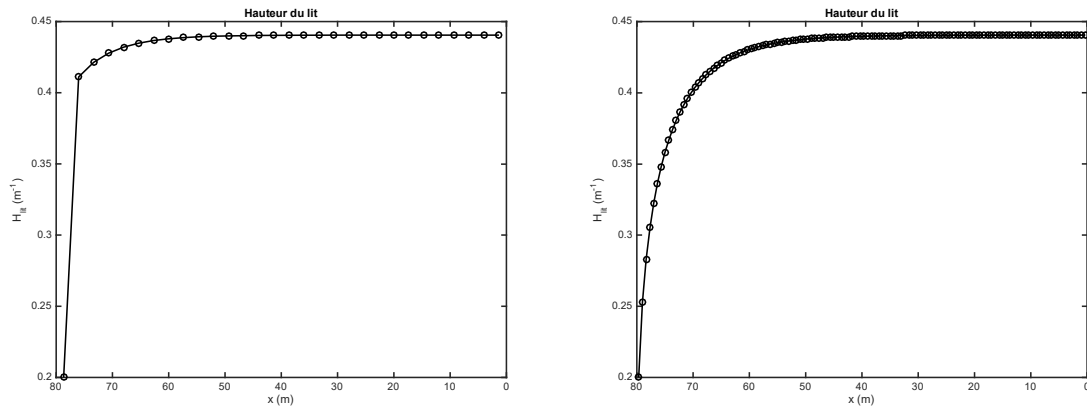


Figure 58 – Comparaison des profils de chargement obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd seul).

Comme on peut le remarquer sur ces figures, les profils obtenus sont tout à fait similaires, hormis les profils obtenus pour la hauteur du lit. Le Tableau 40 montre également que les caractéristiques du ciment produit sont très proches.

Tableau 40 – Caractéristiques des ciments obtenus dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	166,42	Température (°C)	2022,6
Composition (% mass)			
CaCO ₃	0,00%	C2S	17,51%
Al ₂ O ₃	0,00%	C3A	7,13%
SiO ₂	0,35%	C4AF	11,63%
Fe ₂ O ₃	0,15%	C3S	55,55%
CaO	3,27%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,41%		

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	166,45	Température (°C)	2024,8
Composition (% mass)			
CaCO ₃	0,00%	C2S	18,22%
Al ₂ O ₃	0,00%	C3A	7,04%
SiO ₂	0,26%	C4AF	11,79%
Fe ₂ O ₃	0,10%	C3S	54,95%
CaO	3,23%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,41%		

En ce qui concerne les flux échangés, le Tableau 41 montre également que les valeurs des flux de chaleur échangés ne comportent pas de différences significatives avec la densité de maillage.

Tableau 41 – Valeurs des flux échangés dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.

30 Noeuds	120 Noeuds
$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 39,54 \text{ MW}$	$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 39,33 \text{ MW}$
$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 31,68 \text{ MW}$	$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 31,73 \text{ MW}$
$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 12,87 \text{ MW}$	$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 13,05 \text{ MW}$

Hormis la différence importante qui existe sur la prédiction de la hauteur du lit, les résultats obtenus avec les deux densités de maillage ne montrent pas de différence significative. Il en est de même pour la satisfaction des bilans globaux de masse, énergie et atomes qui est parfaitement atteinte dans le cas à 30 nœuds également. Il est cependant important de signaler que les temps de calculs requis pour l'obtention de ces résultats sont très différents. En effet, pour le maillage de 30 nœuds seules 278 s CPU (sur le cluster de calcul de l'Université de Pau et des Pays de l'Adour) sont nécessaires, tandis qu'il faut 32810 s CPU pour obtenir les résultats avec un maillage de 120 nœuds, malgré une initialisation à partir des résultats du calcul à 30 nœuds et interpolation.

4.2.2.2 Cas du fonctionnement avec biomasse.

Pour le fonctionnement avec substitution partielle du fuel lourd par de la biomasse, on ajoute à présent 15,7 t/h de biomasse aux 175 t/h de farine qui entrent dans le lit. Les Figure 59, Figure 60, Figure 61, Figure 62, Figure 63, et Figure 64 témoignent des différents profils obtenus avec les deux densités de maillage considérées jusqu'ici.

Par rapport au fonctionnement au fuel lourd seul, l'ajout de biomasse ne modifie que très peu les profils précédemment présentés. Ceci est relativement normal, car l'ajout de biomasse est réalisé à la température d'entrée de la farine (800 °C) et que l'apport de chaleur se fait de façon identique dans cette phase de qualification du modèle monodimensionnel.

Comme dans le cas du fuel lourd seul, la densité de maillage utilisée n'a que peu d'influence sur la nature des résultats obtenus. On note néanmoins, en plus de la différence sur la prédiction de la hauteur du lit, une différence importante dans les profils de prédiction de la composition des

déchets (Figure 61) et sur le profil d'évolution de la vitesse des gaz quittant le lit (Figure 63). Cette différence est à associer aux processus de séchage et de pyrolyse. En ce qui concerne le premier, et par construction du modèle, il est considéré comme étant un processus instantané. Aussi, dès le premier nœud de calcul, l'intégralité de l'eau liquide contenue dans le déchet est évacuée par la surface libre du lit. Néanmoins, comme les cellules associées au maillage à 120 nœuds sont quatre fois plus petites que les cellules associées au maillage à 30 nœuds, la surface libre de ces cellules est également plus petite. Le même débit d'eau vapeur à évacuer, se fait donc sur une surface beaucoup plus petite dans le cas à 120 nœuds que dans le cas à 30 nœuds. C'est pour cette raison que la vitesse des gaz prédite par le modèle à 120 nœuds est beaucoup plus importante que pour le maillage à 30 nœuds (Figure 63).

Le principe est assez similaire dans le cas de la prédiction de la teneur en char et en cendres dans les déchets (Figure 61). Le char est produit par la réaction de pyrolyse qui, compte tenu de la température d'entrée des déchets, se déroule très rapidement et est terminée au bout de 10 m dans le four (voir l'évolution de la teneur en matière organique dans les déchets sur la Figure 61 et l'évolution de la composition des gaz dans le lit sur la Figure 62). Ces 10 mètres ne représentent que 4 cellules de calcul dans le cas à 30 nœuds, tandis qu'ils en représentent 12 dans le cas du maillage à 120 nœuds. Dans le même temps la réaction de décarbonatation qui démarre après 3 m de lit libère du CO_2 qui devient disponible pour la gazéification du char, libérant par la même occasion du monoxyde de carbone (Figure 62). Il y a donc compétition entre le processus de production de char sous l'effet de la pyrolyse, et consommation sous l'effet de sa gazéification. Cette compétition est moins bien captée par le maillage à 30 nœuds que par le maillage à 120 nœuds. En effet, dans le premier cas, la teneur en char dans le lit n'atteint que 42 % tandis qu'elle atteint près de 75 % dans le cas du maillage à 120 nœuds. L'évolution en cendres dans le déchet découle directement de cette différence, puis que lorsque le char est consommé, il laisse place aux cendres initialement contenues dans le déchet. Il y a donc, dans le cas de la présence de déchet, une différence assez importante sur la prédiction des profils de sa composition, de celle du gaz qui quitte le lit et de sa vitesse.

Cette différence n'exerce néanmoins que très peu d'influence sur la composition et la température du ciment en sortie de four (voir Tableau 42) et sur la valeur des flux échangés à l'intérieur du four (Tableau 43). On remarque néanmoins que dans le cas où de la biomasse est présente, la hauteur

du lit est légèrement plus importante que dans le cas du fuel lourd seul, ce qui se traduit également par une augmentation des surfaces S_{free} et S_{couv} et une diminution de la surface S_{decouv} . Ceci exerce la même influence sur les flux échangés par le biais de ces surfaces.

En ce qui concerne les temps de calcul, les différences sont du même ordre de grandeur que dans le cas du fuel lourd seul.

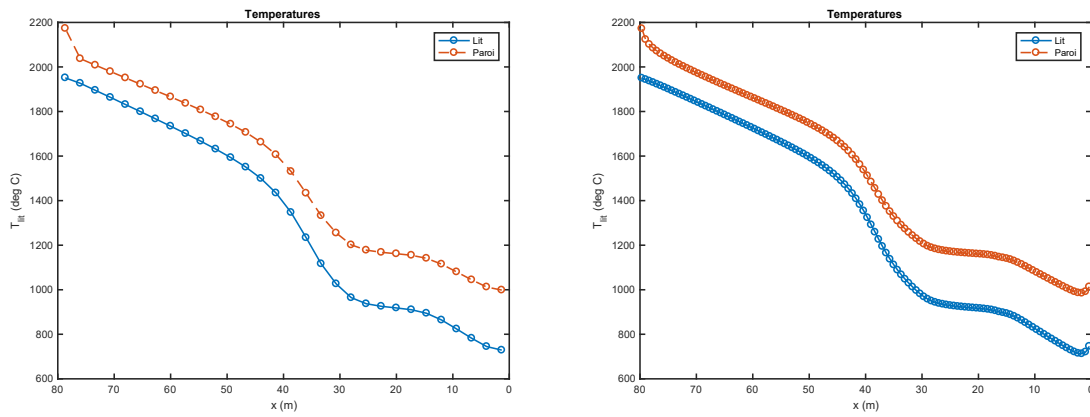


Figure 59 – Comparaison des profils de température obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).

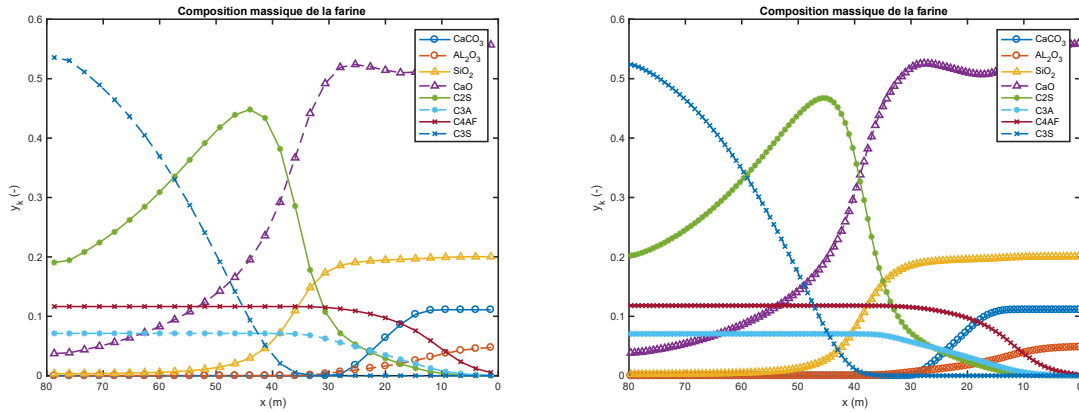


Figure 60 – Comparaison des profils de composition de farine obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul. (Fuel lourd et biomasse).

Chapitre 4 Résultats

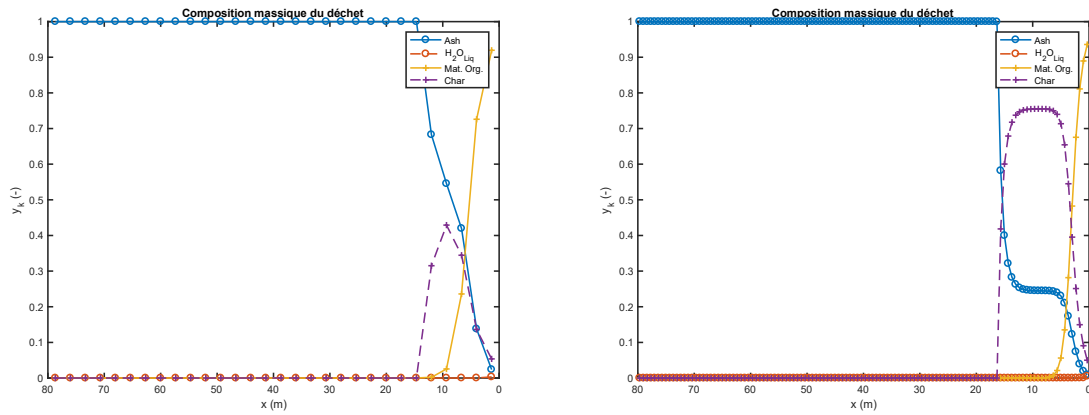


Figure 61 – Comparaison des profils de composition des déchets obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).

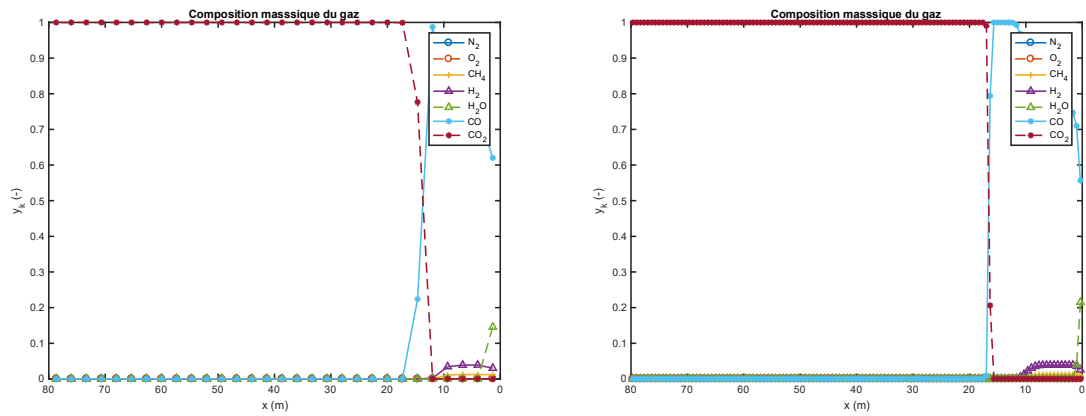


Figure 62 – Comparaison des profils de composition de gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).

Chapitre 4 Résultats

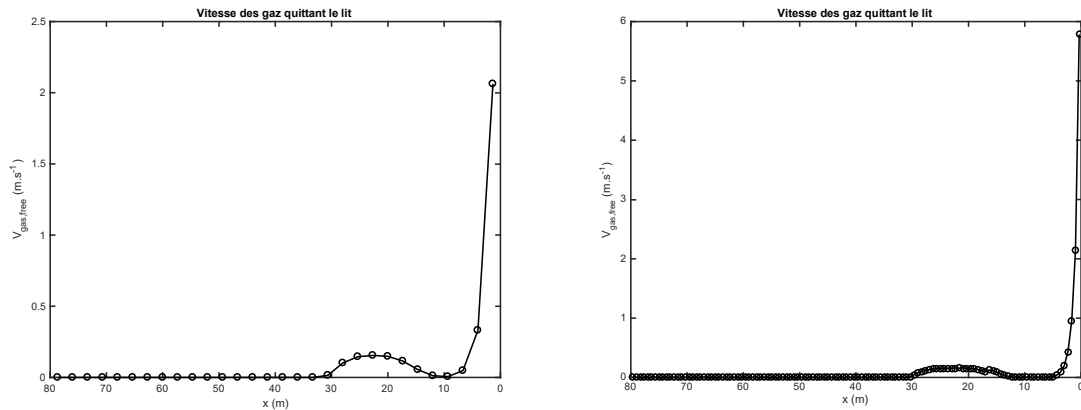


Figure 63 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).

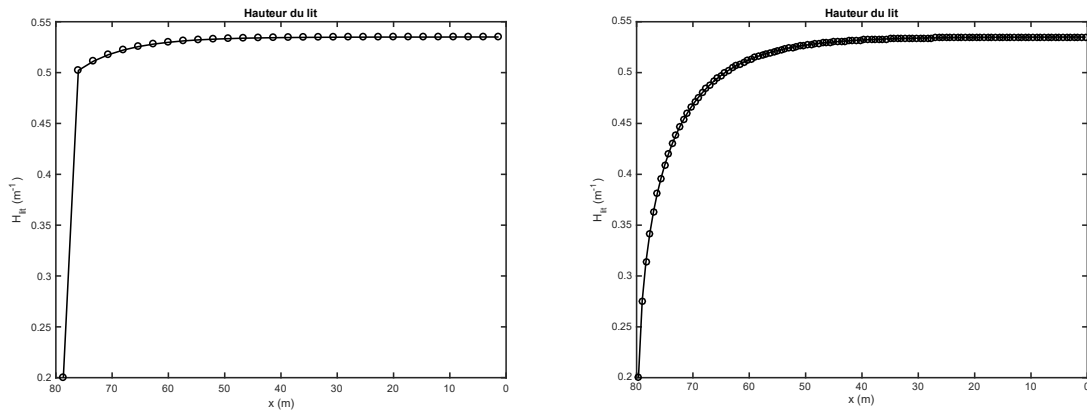


Figure 64 – Comparaison des profils de chargement obtenus avec 30 (gauche) et 120 (droite) nœuds de calcul (Fuel lourd et biomasse).

Tableau 42 – Caractéristiques des ciments obtenus dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd avec biomasse.

Sortie lit				Sortie lit			
Débit massique (t/h)	166,5	Température (°C)	1951,1	Débit massique (t/h)	166,5	Température (°C)	1949,7
Ciment dans le lit (% mass)	99,96%			Ciment dans le lit (% mass)	99,96%		
Composition ciment (% mass)				Composition ciment (% mass)			
CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	19,05%	CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	20,22%
Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,12%	Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,04%
SiO ₂	0,34%	C ₄ AF	11,65%	SiO ₂	0,24%	C ₄ AF	11,79%
Fe ₂ O ₃	0,15%	C ₃ S	53,56%	Fe ₂ O ₃	0,10%	C ₃ S	52,36%
CaO	3,73%	MgCO ₃	0,00%	CaO	3,83%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,41%			MgO	4,41%		
Déchets dans le lit (% mass)	0,36%			Déchets dans le lit (% mass)	0,36%		
Composition déchet (%mass)				Composition déchet (%mass)			
Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%	Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%
Humidité	0,00%	Char	0,00%	Humidité	0,00%	Char	0,00%

Tableau 43 – Caractéristiques des flux échangés dans le cas de 30 nœuds (gauche) et 120 nœuds (droite) dans le cas du Fuel lourd seul.

30 Nœuds	120 Nœuds
$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 42,90 \text{ MW}$	$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 42,54 \text{ MW}$
$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 30,82 \text{ MW}$	$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 30,89 \text{ MW}$
$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 13,44 \text{ MW}$	$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 13,69 \text{ MW}$

4.2.3 Influence de la nature du combustible alternatif.

L'influence de la nature du combustible alternatif sur les résultats obtenus par le modèle monodimensionnel est représentée sur les Figure 65, Figure 66, Figure 67, Figure 68 et les Tableau 44, et Tableau 45.

Chapitre 4 Résultats

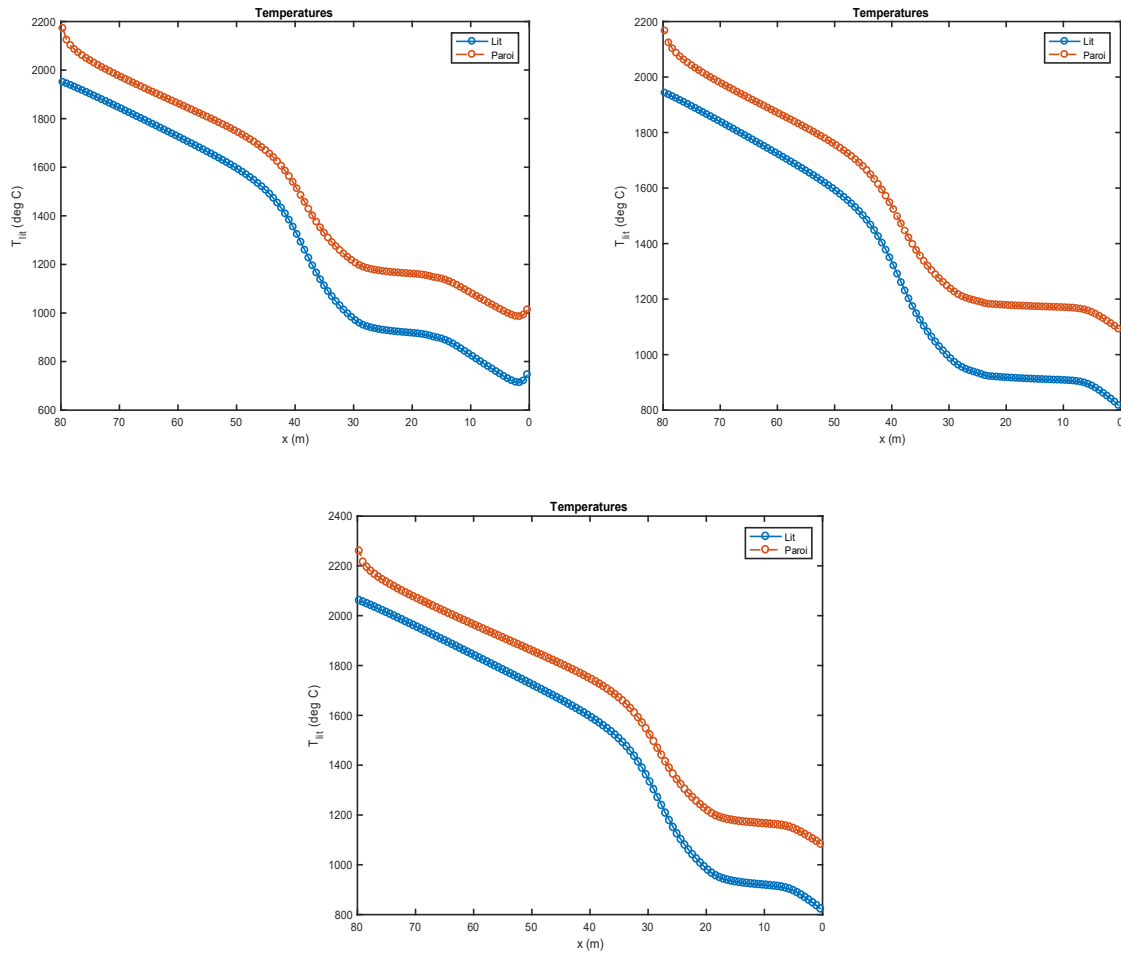


Figure 65 – Comparaison des profils de température obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).

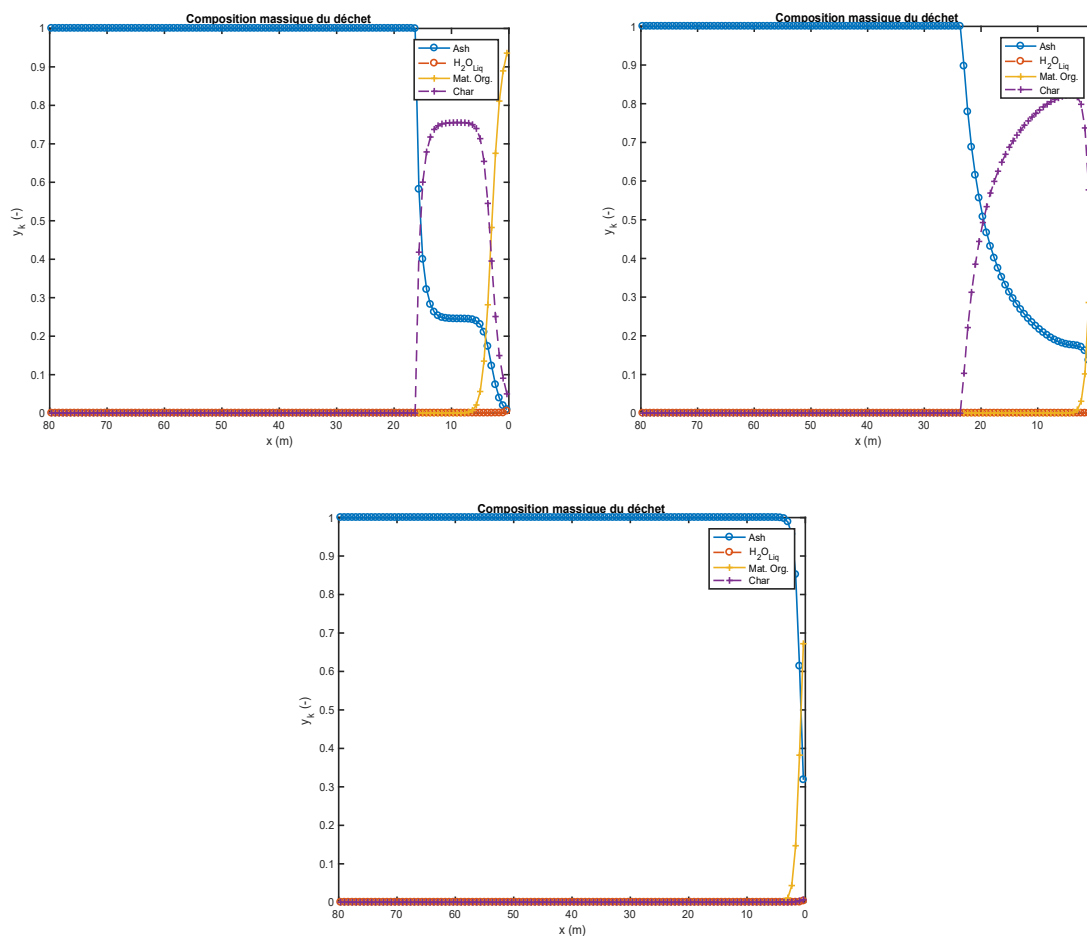


Figure 66 – Comparaison des profils de composition des déchets obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).

Les profils de température obtenus avec les trois combustibles de substitution sont relativement similaires après que la pyrolyse des déchets ait eu lieu. Durant cette phase, les profils marquent quelques différences principalement associées aux chaleurs de ces réactions. Celles-ci sont calculées à partir des enthalpies de formation des combustibles alternatifs et des enthalpies de formation des produits de réaction (voir Tableau 32). Dans le cas de la biomasse ($\Delta_r H^{pyro} = 184,9 \text{ kJ/kg}$), la pyrolyse est endothermique. C'est pour cette raison que la courbe d'évolution de la température du lit (et de la paroi) marque une décroissance sur les deux premiers mètres du four. Dans le cas des pneus et du RDF, la réaction de pyrolyse est exothermique ($\Delta_r H^{pyro} = -1296,3 \text{ kJ/kg}$ pour les pneus et $\Delta_r H^{pyro} = -679,5 \text{ kJ/kg}$ pour le RDF). L'accroissement de la température du lit est donc plus important que dans le cas de la biomasse.

L'évolution de la composition des déchets, quant à elle, est à rapprocher de la quantité de char résiduel formé par l'étape de pyrolyse (voir Tableau 32). En effet, ce sont les pneus qui produisent le plus de char (0,261 kg/kg_{Mat.Org}) alors que le RDF a la plus faible production de ce résidu (0,112 kg/kg_{Mat.org}). La biomasse, quant à elle, a une production intermédiaire (0,196 kg/kg_{Mat.org}). La valeur de ce coefficient stœchiométrique associée à la valeur de la chaleur de réaction permet de bien comprendre les profils d'évolution de la composition des déchets. Dans le cas des pneus, compte tenu de la forte exothermicité de la réaction et de sa forte production de char, on monte très rapidement vers une importante teneur en char dans le déchet. Cette valeur est plus faible dans le cas de la biomasse (coefficient stœchiométrique) et elle est atteinte moins rapidement (pyrolyse endothermique entraînant une réaction moins rapide). Dans le cas du RDF, l'exothermicité associée à un faible coefficient stœchiométrique font que la production de char est rapidement plus petite que sa consommation par la réaction de gazéification au CO₂. Sa teneur décroît donc rapidement vers zéro.

Chapitre 4 Résultats

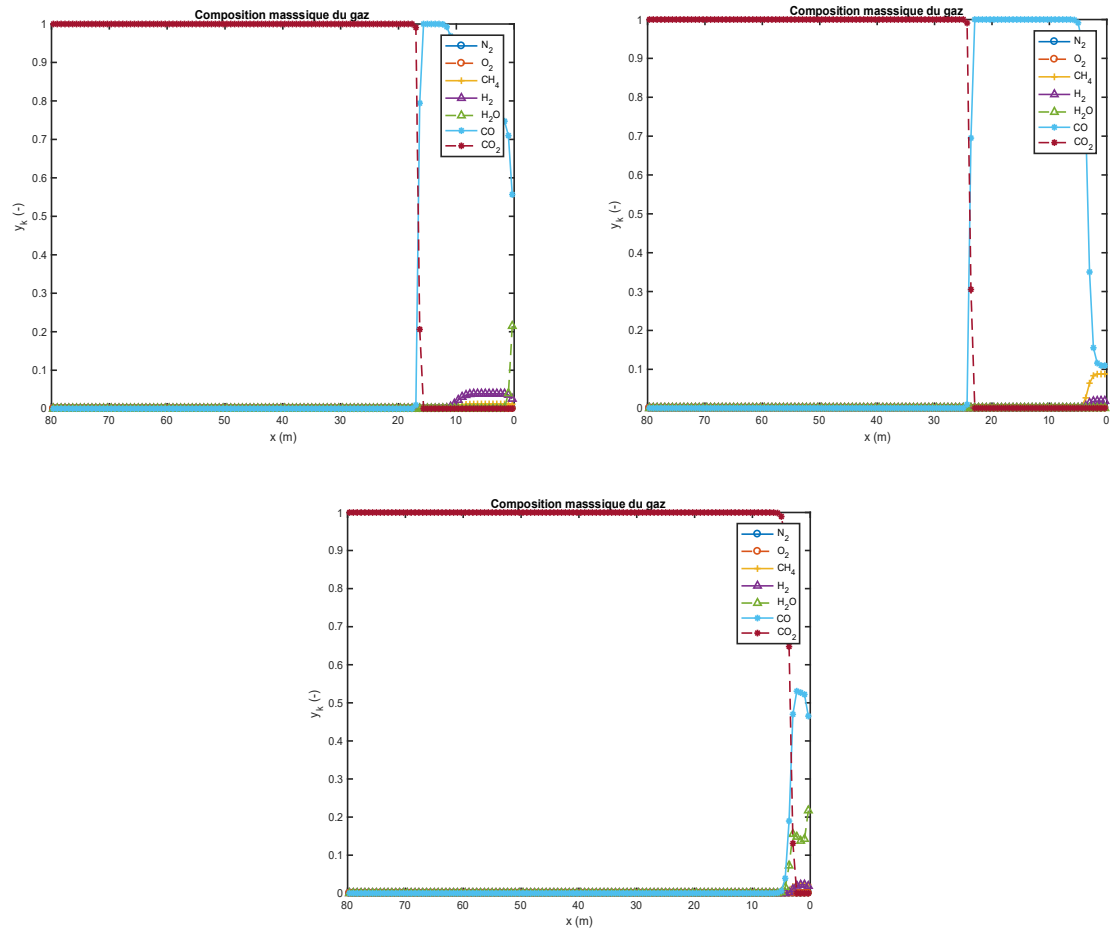


Figure 67 – Comparaison des profils de composition des gaz obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).

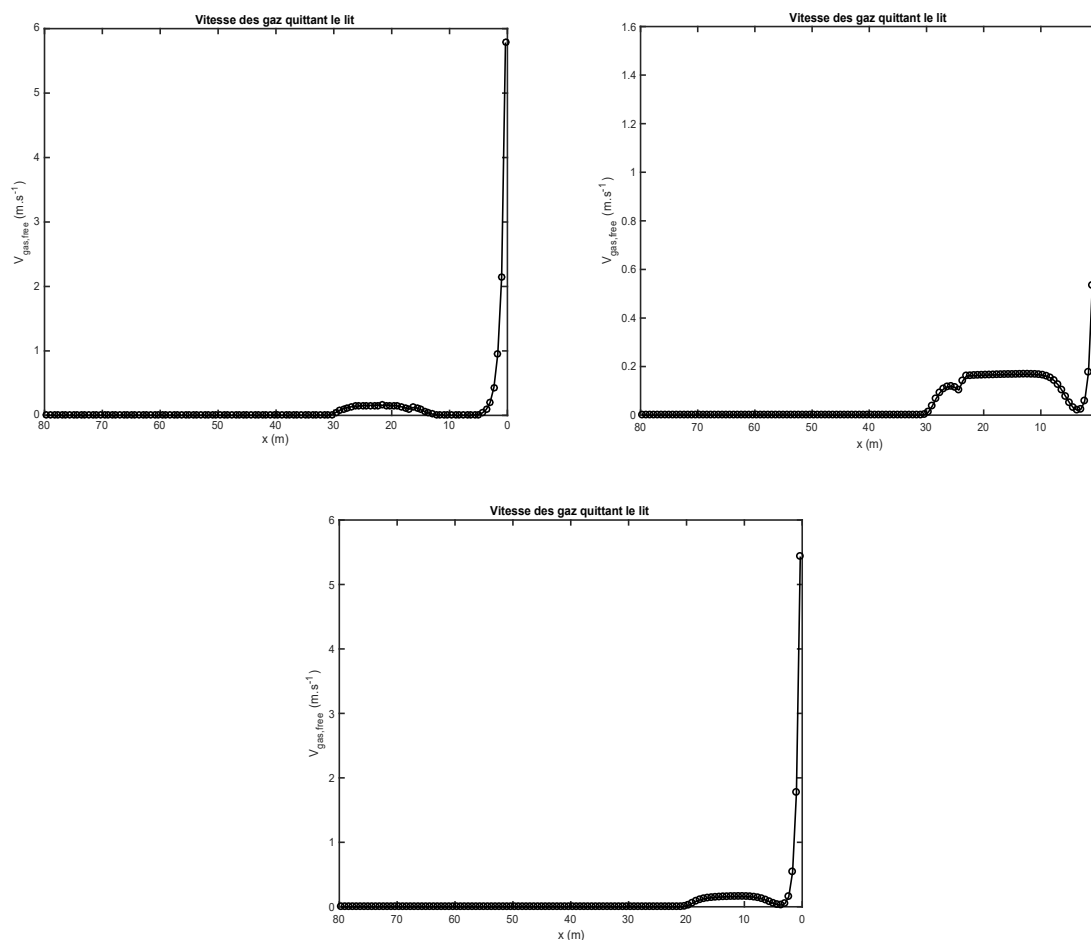


Figure 68 – Comparaison des profils de vitesse des gaz obtenus avec les différents combustibles de substitution (haut gauche : biomasse; haut droite : pneus ; en bas : RDF).

Les profils de composition des gaz (Figure 67) et de vitesse des gaz quittant le lit (Figure 68) permettent de bien mettre en évidence la phase de séchage (instantané et qui se déroule sur la première cellule de calcul, conduisant à une valeur de la vitesse des gaz d'autant plus importante que l'humidité initiale du déchet l'est), la phase de pyrolyse (qui s'étale sur les dix premiers mètres de four dans le cas de la biomasse et sur les trois premiers dans le cas des pneus et du RDF), et la phase de gazéification au CO_2 qui conduit à une forte teneur en CO dans le gaz contenu dans le lit. La fin de l'étape de gazéification est marquée par un basculement de la composition de gaz de CO à CO_2 . La fin de la décarbonatation est plus rapide dans le cas du RDF (achevée après 20 m de four) que dans le cas des pneus et de la biomasse (30 m nécessaires). Cette différence est à associer à la teneur en char plus importante pour ces deux combustibles, qui réclame plus d'énergie pour sa gazéification.

Chapitre 4 Résultats

Tableau 44 – Caractéristiques des ciments obtenus avec les différents combustibles de substitution.

Biomasse				Pneus				RDF							
Sortie lit				Sortie lit				Sortie lit							
Débit massique (t/h)		166,5		Température (°C)		1949,7		Débit massique (t/h)		166,8		Température (°C)		1942,13	
Ciment dans le lit (% mass)		99,96%		Ciment dans le lit (% mass)		99,78%		Ciment dans le lit (% mass)		98,85%		Ciment dans le lit (% mass)		2060,3	
Composition ciment (% mass)				Composition ciment (% mass)				Composition ciment (% mass)							
CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	20,22%	CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	21,19%	CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	16,29%	Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,04%
Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,04%	Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,04%	Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,04%	SiO ₂	0,24%	C ₄ AF	11,78%
SiO ₂	0,24%	C ₄ AF	11,79%	SiO ₂	0,27%	C ₄ AF	11,79%	SiO ₂	0,22%	C ₄ AF	11,78%	Fe ₂ O ₃	0,10%	C ₃ S	57,67%
Fe ₂ O ₃	0,10%	C ₃ S	52,36%	Fe ₂ O ₃	0,10%	C ₃ S	51,00%	Fe ₂ O ₃	0,10%	C ₃ S	57,67%	CaO	3,83%	MgCO ₃	0,00%
CaO	3,83%	MgCO ₃	0,00%	CaO	4,21%	MgCO ₃	0,00%	CaO	2,48%	MgCO ₃	0,00%	MgO	4,41%		
MgO	4,41%			MgO	4,41%			MgO	4,41%			Déchets dans le lit (% mass)	1,15%		
Déchets dans le lit (% mass)	0,36%			Déchets dans le lit (% mass)	0,22%			Déchets dans le lit (% mass)	1,15%			Composition déchet (%mass)			
Composition déchet (%mass)				Composition déchet (%mass)				Composition déchet (%mass)							
Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%	Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%	Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%	Cendres	100,00%	Mat. Org.	0,00%
Humidité	0,00%	Char	0,00%	Humidité	0,00%	Char	0,00%	Humidité	0,00%	Char	0,00%	Humidité	0,00%	Char	0,00%

Les caractéristiques des différents ciments obtenus sont rapportées au sein du Tableau 44. Elles sont très proches, si ce n'est celle obtenue à l'aide du RDF qui montre une conversion du C₂S en C₃S plus importante. Ceci est à rapprocher du fait qu'avec ce matériau, la décarbonatation est plus rapide, (voir paragraphe précédent).

En ce qui concerne les flux de chaleur échangés pour chacune des configurations testées, les variations observées sont relativement faibles et principalement dues aux variations de la hauteur du lit engendrées par le débit plus ou moins important de combustible de substitution utilisé.

Tableau 45 – Caractéristiques des flux échangés dans différents cas de substitution.

Biomasse		Pneus		RDF	
$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 42,54 \text{ MW}$		$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 40,91 \text{ MW}$		$\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 42,23 \text{ MW}$	
$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 30,89 \text{ MW}$		$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 31,33 \text{ MW}$		$\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 30,98 \text{ MW}$	
$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 13,69 \text{ MW}$		$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 13,79 \text{ MW}$		$\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 12,17 \text{ MW}$	

4.3 Résultats du modèle complet.

Le paragraphe précédent a permis d'avérer qualitativement le bon fonctionnement du modèle monodimensionnel en imposant des densités de flux chaleur uniformes pour la surface libre du lit et pour la paroi découverte du four. Ces densités de flux de chaleur sont à associer aux phénomènes physico-chimiques (combustion du fuel lourd, rayonnement, turbulence) se déroulant dans le volume de gaz situé au-dessus de la surface libre du lit. Comme il a été expliqué au troisième

chapitre, la mécanique des fluides numérique va être utilisée pour évaluer l'importance de ces phénomènes et leur impact sur les processus se déroulant au sein du lit.

Afin de diminuer les temps de calculs impartis par la simulation, le maillage à 30 nœuds sera utilisé pour le modèle monodimensionnel.

4.3.1 Cas du fonctionnement « tout fossile ».

On s'intéresse dans cette partie au fonctionnement classique de l'installation, c'est à dire sans combustible alternatif.

4.3.1.1 Convergence.

Pour ce premier calcul « couplé », 22 itérations globales ont été nécessaires pour que la convergence soit atteinte.

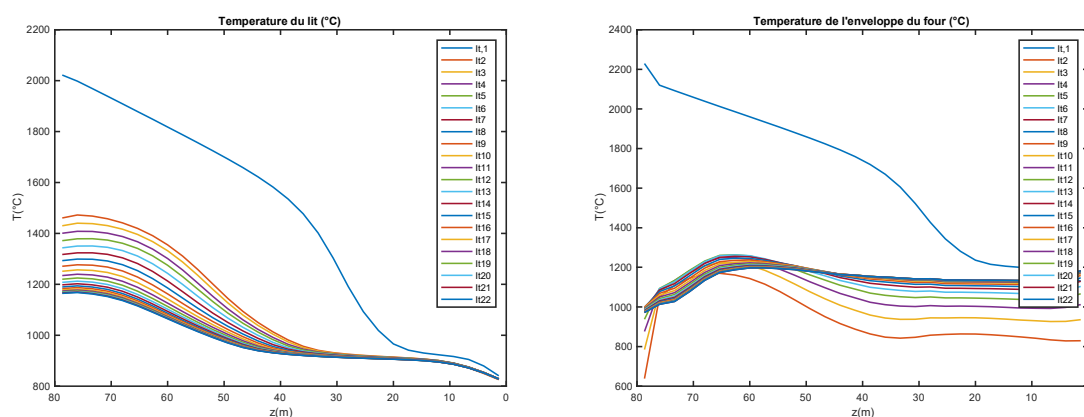


Figure 69 – Evolution de la température du lit (gauche) et de la paroi (droite) avec les itérations globales.

Les Figure 69 et Figure 70 montrent les évolutions des profils de température (du lit et de la paroi du four) et des densités de flux (reçues par le lit et la paroi découverte) avec le nombre d'itérations globales effectuées. En ce qui concerne le lit, on remarque que les évolutions de la température et de la densité de flux sont assez « monotones » avec les itérations. On remarque également que le profil de température obtenu à l'itération 1 (correspondant au calcul monodimensionnel avec une densité de flux de chaleur reçue par le lit de $20 \times 10^4 \text{ W/m}^2$ pour le lit et $4 \times 10^4 \text{ W/m}^2$ pour la paroi découverte du four) est beaucoup plus élevé que celui obtenu à la dernière itération. En ce qui

concerne la paroi du four, la valeur de densité de flux à l'itération 2 est très inférieure (malgré la relaxation) à la valeur utilisée pour l'initialisation. Après cette deuxième itération, l'évolution de la densité de flux est assez monotone avec les itérations, ce qui n'est pas tout à fait le cas pour la température. Le profil de température obtenu à la dernière itération est très différent, tant dans sa forme que dans ses valeurs, du profil obtenu à l'initialisation.

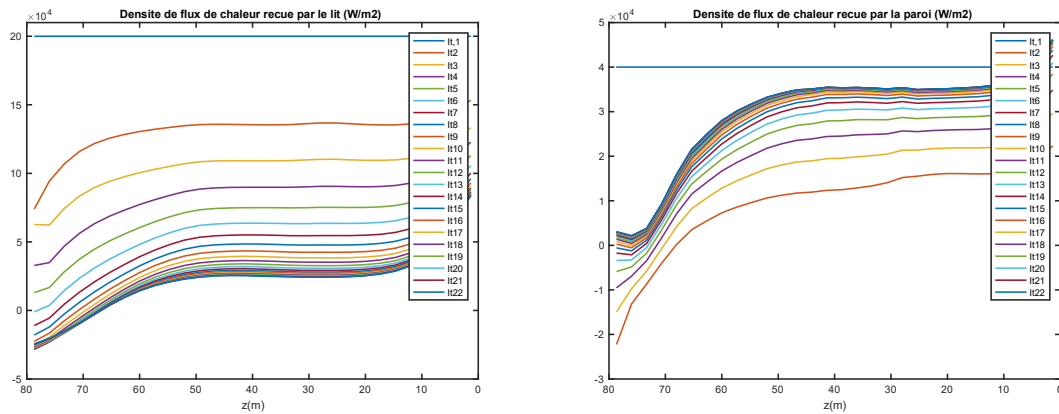


Figure 70 – Evolution densités de flux de chaleur reçues par le lit (gauche) et par la paroi découverte du four (droite) avec les itérations globales.

Tableau 46 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global.

Bilans (%)			
Masse	0,046	Cl	
Energie	0,771	Ca	0,001
C	0,095	Si	0,001
H	0,077	Al	0,001
O	0,046	Fe	0,001
N	0,069	Mg	0,001
S	0,098	Cendres	0,000

Afin d'avérer la convergence globale du processus itératif, le Tableau 46 permet d'évaluer la satisfaction des bilans globaux sur l'ensemble de l'installation. Ils prennent en compte comment les différentes grandeurs (masse, atomes et énergie) entrantes dans le procédé (sous forme de farine, fuel, déchet, air initial contenu dans le lit solide, air bruleur) se retrouvent bien dans les flux de sortie du système (gaz quittant l'installation, ciment, pertes thermiques). Comme le montre le Tableau 46, les différentes grandeurs considérées dans le système sont bien conservées, et plus particulièrement, les grandeurs ne transitant pas par la surface libre du lit (Ca, Si, Al, Fe, Mg).

4.3.1.2 Résultats globaux.

Le Tableau 47 suivant montre les caractéristiques du « ciment » obtenu après convergence globale du système. Comme on peut le remarquer, le niveau de température de sortie est très faible (1164,6 °C) et ce niveau ne permet pas de consommer le CaO issu de la décarbonatation et le SiO₂. La teneur en C₂S est assez importante, mais celle en C₃S est très faible.

Tableau 47 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd seul).

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	166,45	Température (°C)	1164,61
Composition (% mass)			
CaCO ₃	0,00%	C ₂ S	34,92%
Al ₂ O ₃	0,00%	C ₃ A	7,07%
SiO ₂	8,75%	C ₄ AF	11,73%
Fe ₂ O ₃	0,12%	C ₃ S	0,56%
CaO	32,44%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,41%		

Les caractéristiques du gaz quittant le four sont reportées au sein du Tableau 48. En ce qui concerne la composition, celle-ci est assez conforme à une combustion en excès d'air (pas d'imbrûlés, teneur en O₂ résiduel non nulle). La différence importante entre la teneur en H₂O et en CO₂ est à associer à la réaction de décarbonatation qui vient grossir le flux de CO₂ quittant l'installation.

Tableau 48 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd seul).

Sortie Gaz			
Débit volumique (Nm ³ /h)	40250	Temperature (°C)	2341,5
Composition (% vol)			
N ₂	73,65%	C ₆ H ₆	0,00%
O ₂	0,69%	H ₂ S	0,00%
CH ₄	0,00%	HCl	0,00%
H ₂	0,00%	NH ₃	0,00%
H ₂ O	6,14%	SO ₂	0,04%
CO	0,00%	NO	0,02%
CO ₂	19,47%		

Le niveau de température atteint par les gaz est extrêmement élevé avec une valeur à plus de 2340 °C.

En ce qui concerne les flux de chaleur échangés, les résultats du modèle fournissent les grandeurs suivantes :

- Flux transmis depuis la phase gaz au lit : $\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 4,38 \text{ MW}$

- Flux transmis depuis la phase gaz à la paroi découverte du four : $\int_{S_{decouv}} \phi^{free, four} dS = 23,55 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la paroi couverte au lit : $\int_{S_{couv}} \phi^{four, lit} dS = 10,66 \text{ MW}$

On remarque de grosses différences par rapport aux résultats qui avaient été obtenus avec des densités de flux chaleur imposées de façon uniforme (voir paragraphe 4.2.2.1). En effet, la quantité de chaleur reçue par le lit est abaissée d'un facteur 10, celle reçue par la paroi d'un facteur 1,5, tandis que l'échange entre le lit et la paroi couverte est du même ordre de grandeur.

4.3.1.3 Analyse des résultats relatifs à la partie monodimensionnelle du modèle.

Les Figure 71 et Figure 72 suivantes permettent d'apporter un éclairage complémentaire aux résultats globaux.

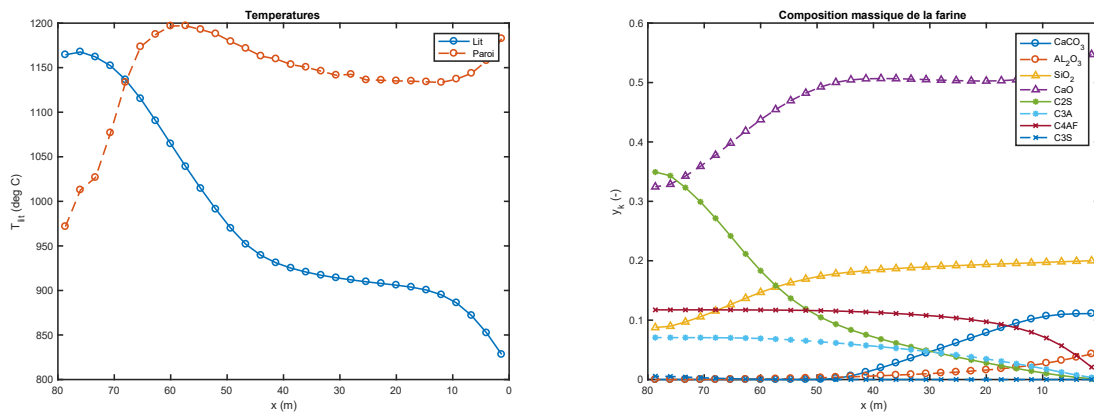


Figure 71 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « tout fossile ».

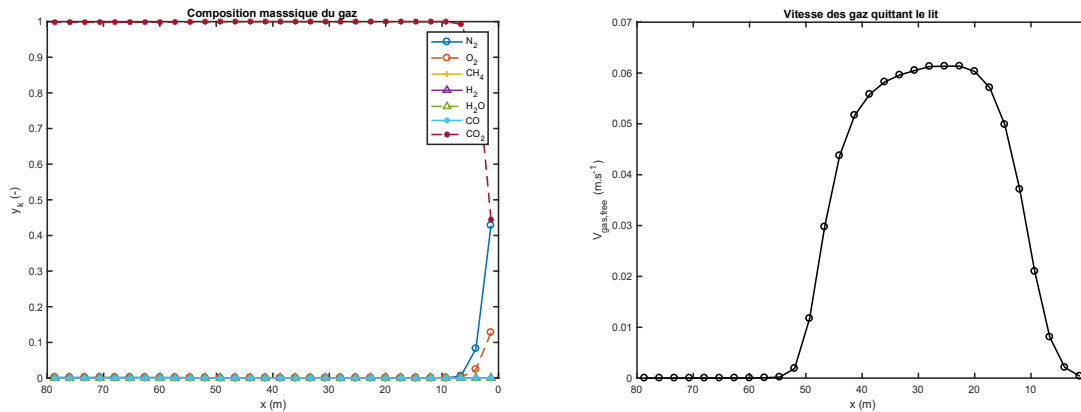


Figure 72 – Profil de composition des gaz (gauche) et de leur vitesse (droite) à convergence, dans le cas « tout fossile ».

Sur la Figure 71, on peut remarquer que la température de la paroi du four est assez basse coté brûleur (≈ 975 °C) et qu'elle monte rapidement pour atteindre 1200 °C, à la cote $z=60$ m. Même si la densité de flux de chaleur reçue par la paroi découverte est toujours positive sous l'effet de la flamme du brûleur (voir Figure 70 au paragraphe 4.3.1.1), la température de la paroi décroît car elle cède plus d'énergie au lit que ce qu'elle ne reçoit du brûleur. Ceci reste vrai jusqu'à la cote $z=10$ m, où la température de la paroi s'accroît de nouveau.

Les Figure 71 et Figure 72 permettent également de voir que la décarbonatation de $CaCO_3$ démarre quasiment à l'entrée du four, mais s'étale jusqu'à une position de $z=50$ m. Par rapport au cas utilisé pour l'initialisation du modèle (densités de flux de chaleur imposées), les profils de températures sont beaucoup plus bas, ce qui ne permet pas d'amorcer la réaction de transformation de C_2S en C_3S (blocage cinétique). Les courbes d'évolution de C_3A et C_4AF , quant à elles, sont assez similaires à celles obtenues dans le cas de l'initialisation.

4.3.1.4 Analyse des résultats relatifs à la partie CFD du modèle.

Les Figure 73, Figure 74, Figure 75, et Figure 76 proposent une représentation des résultats obtenus grâce à la mécanique des fluides numérique, dans le plan transversal du four.

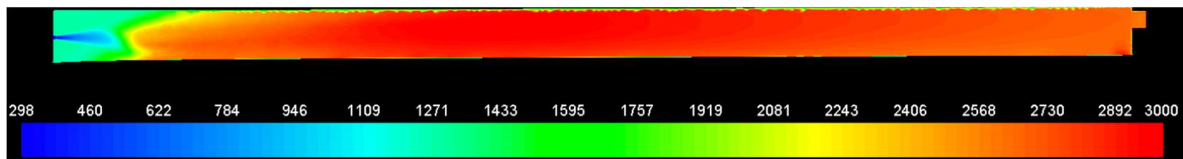


Figure 73 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four.

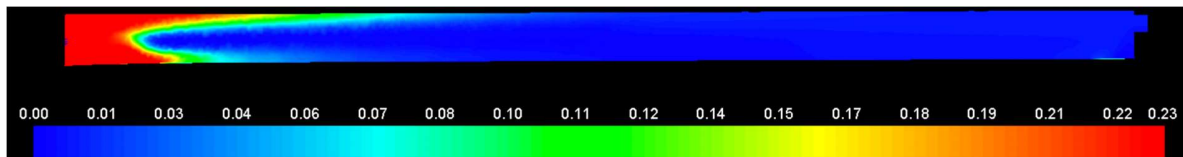


Figure 74 – Profil de fraction massique en O₂ dans le plan transversal du four.

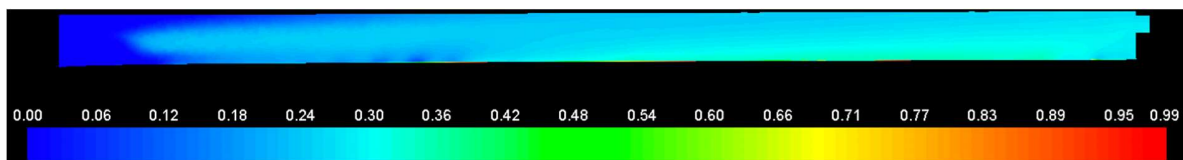


Figure 75 – Profil de fraction massique en CO₂ dans le plan transversal du four.

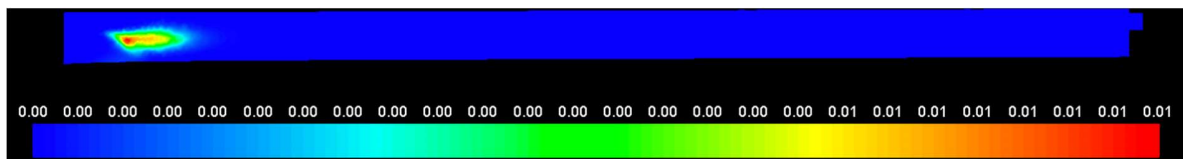


Figure 76 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four.

Sur le profil de température (Figure 73), on remarque bien l'entrée de l'air primaire à 100 °C et la naissance de la flamme, qui est également attestée par les Figure 74 et Figure 75 montrant l'évolution de la teneur en O₂, et CO₂ dans le four. La zone contenant la plus grande partie du CO (Figure 76) permet de localiser l'endroit où la pyrolyse du fuel lourd se réalise. C'est en aval de cette zone que se déroule l'oxydation homogène des produits de cette pyrolyse. En ce qui concerne le CO₂, sa teneur en phase gaz est liée à la combustion de ces volatils, mais également à celui issu de la surface libre du lit, après décarbonatation de CaCO₃.

4.3.1.5 Synthèse.

Les résultats obtenus par le couplage entre les modèles 1D et 3D sont satisfaisants du point de vue du respect des bilans globaux sur l'installation (masse, atomes, énergie). Néanmoins, les quantités d'énergie transférées depuis la phase gaz (où prend place la flamme du brûleur) vers le lit ou vers

la paroi sont insuffisantes pour amorcer significativement les réactions de clinkérisation. En témoigne une faible valeur de la température du lit, une forte température des gaz en sortie de l'installation et des flux de chaleur échangés faibles par rapport à ceux obtenus dans le cas du calcul initial. Dans la littérature, on trouve des valeurs moyennes suivantes, $0,6 \times 10^5 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$ (E. Mastorakos et al., 1999), et $4,29 \times 10^5 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$ (Nørskov, 2012) respectivement pour les densités de flux reçues par la paroi découverte et la surface libre du lit. Ces dernières valeurs sont très proches de celles données au paragraphe 4.2.

L'origine de ce manque de transfert de chaleur peut provenir de problèmes numériques et plus particulièrement de la mauvaise représentation des processus de rayonnement par le modèle « DO ». Il peut également être associé à une mauvaise prédiction de la géométrie de la flamme du brûleur qui est intimement liée à l'aérodynamique interne du brûleur (Marias and Puiggali, 2000). N'ayant pas eu accès à la géométrie exacte du brûleur, il est possible que la forme de la flamme prédite par le modèle CFD soit trop longue, par rapport à la flamme réelle qui pourrait avoir une forme plus courte.

4.3.2 Cas du fonctionnement « tout fossile » et biomasse.

On s'intéresse dans ce paragraphe au cas où une partie de l'apport énergétique du fuel est compensé par un apport de biomasse. Aussi, le débit de fuel lourd est globalement réduit de moitié et on apporte une quantité de biomasse de 15,7 t/h.

4.3.2.1 Convergence.

La convergence est obtenue au bout de 24 itérations globales.

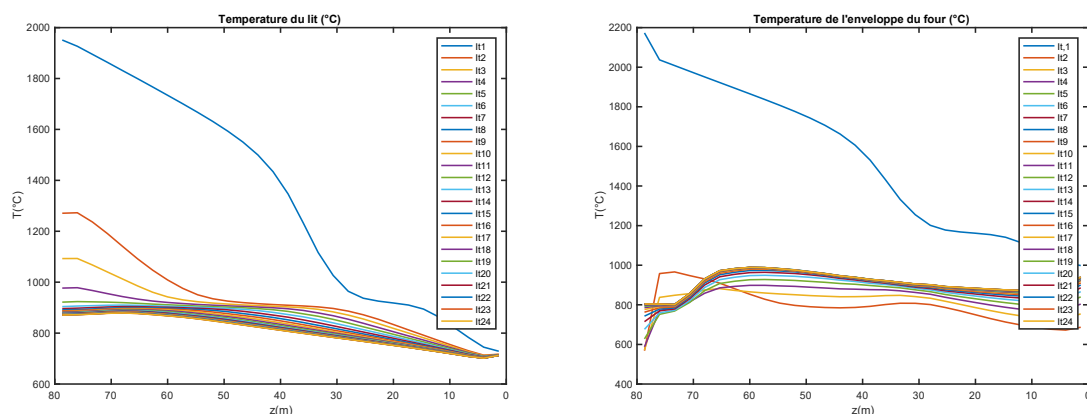


Figure 77 – Evolution de la température du lit (gauche) et de la paroi (droite) avec les itérations globales. Cas de la substitution partielle par de la biomasse.

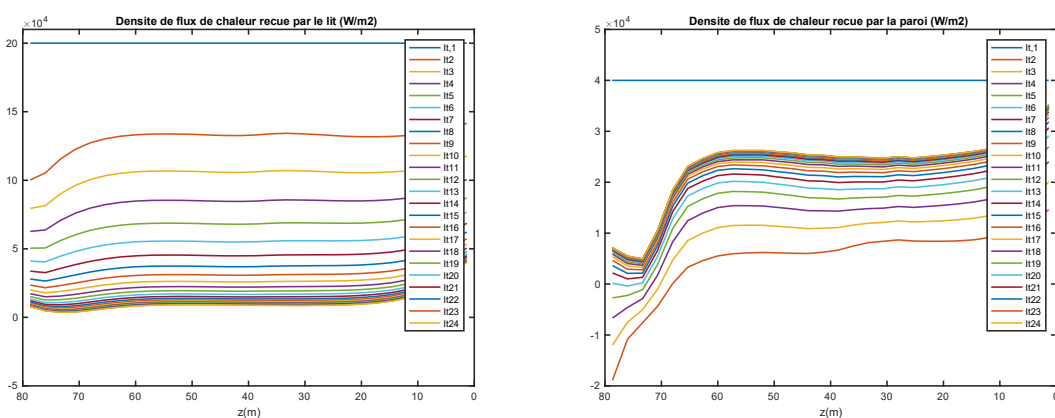


Figure 78 – Evolution de densités de flux de chaleur reçues par le lit (gauche) et par la paroi découverte du four (droite) avec les itérations globales. Cas de la substitution partielle par de la biomasse.

L'évolution des profils associés au lit (température : Figure 77 et de densité de flux de chaleur : Figure 78) est monotone avec les itérations tandis qu'elle montre un parcours différent dans le cas de la paroi du four. Dans ce cas, le flux de chaleur part de sa valeur d'initialisation la plus élevée à l'itération 1, pour atteindre le profil le plus bas à l'itération 2. Il devient ensuite monotone et croissant à partir de cette dernière itération. L'établissement du profil de température de la paroi est plus long à se dessiner, étant la résultante d'autres transferts que celui avec le gaz contenu dans le freeboard.

Tableau 49 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel-biomasse).

Bilans (%)			
Masse	0,008	Cl	0,000
Energie	0,894	Ca	0,000
C	0,776	Si	0,000
H	0,122	Al	0,000
O	0,317	Fe	0,000
N	0,054	Mg	0,000
S	0,012	Cendres	0,000

Le Tableau 49 permet de montrer la très bonne satisfaction des différents bilans globaux menés sur l'installation. Cette satisfaction est excellente pour les atomes qui ne « transitent » pas entre le modèle 1D et le modèle 3D, et est un peu moins bonne dans le cas du carbone et de l'énergie.

4.3.2.2 Résultats globaux.

Comme dans le cas du fonctionnement « tout fossile », on présente en premier lieu les résultats globaux du modèle. Le Tableau 50 propose les caractéristiques de la sortie du modèle monodimensionnel. L'information la plus importante apportée par ce tableau réside dans la valeur de la température de sortie qui n'est que de 871 °C. On remarque également que seule une petite partie du calcaire a été convertie en chaux : passage de 11,11 % en entrée à 9,83 % en sortie. Globalement, l'avancement des différentes réactions de clinkérisation reste très faible. La conversion des déchets en cendres, quant à elle, est totale.

Tableau 50 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et biomasse).

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	174,034	Température (°C)	870,927534
Ciment dans le lit (% mass)	99,96%		
Composition (% mass)			
CaCO3	9,83%	C2S	4,31%
Al2O3	1,08%	C3A	4,28%
SiO2	18,67%	C4AF	10,55%
Fe2O3	0,34%	C3S	0,00%
CaO	46,73%	MgCO3	0,00%
MgO	4,21%		
Déchets dans le lit (% mass)	0,03%		
Composition déchet (% mass)			
Cendres	100,00%	Mat.org	0,00%
Humidité	0,00%	Char	0,00%

La composition et la température des gaz quittant le four sont reportées au sein du Tableau 51. Comme dans le cas du fuel lourd seul, la valeur de la température de sortie reste élevée (1979 °C).

On constate également que le gaz de sortie contient beaucoup d'imbrûlés sous forme d'H₂, de CO et dans une moindre mesure de C₆H₆, malgré la présence d'oxygène à cet endroit.

Tableau 51 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et biomasse).

Sortie Gaz			
Débit volumique (Nm ³ /h)	42470	Temperature (°C)	1978,9
Composition (% vol)			
N ₂	69,69%	C ₆ H ₆	0,37%
O ₂	5,43%	H ₂ S	0,00%
CH ₄	0,07%	HCl	0,00%
H ₂	1,97%	NH ₃	0,01%
H ₂ O	7,18%	SO ₂	0,02%
CO	3,19%	NO	0,03%
CO ₂	12,02%		

Comme nous le verrons dans les prochains paragraphes, ces imbrûlés sont issus de la pyrolyse de la biomasse.

En ce qui concerne les flux de chaleur échangés, le modèle fournit les grandeurs suivantes :

- Flux transmis depuis la phase gaz au lit : $\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 2,42 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la phase gaz à la paroi découverte du four : $\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 17,97 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la paroi couverte au lit : $\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 7,72 \text{ MW}$

Par rapport aux résultats obtenus en fonctionnement « tout fossile », les flux de chaleur reçus par le lit et la paroi découverte sont diminués de 4,38 à 2,42 MW et de 23,55 à 17,97 MW respectivement).

4.3.2.3 Analyse des résultats relatifs à la partie monodimensionnelle du modèle.

Depuis l'entrée « farine », le profil de température du lit (Figure 79) commence par diminuer sous l'effet de la pyrolyse endothermique de la matière organique qui se déroule globalement sur les 10 premiers mètres de four (Figure 80). La température du lit augmente ensuite sous l'effet du transfert depuis la paroi et depuis le gaz contenu dans le freeboard, jusqu'à une cote d'environ 70 m. Ce passage par un maximum dans la courbe d'évolution de la température du lit s'explique par la réalisation simultanée de la réaction de décarbonatation endothermique (qui commence pour $z=50$ m, voir Figure 79, et Figure 80) et de l'inversion de la différence de température lit-paroi. A partir de 60 m, le lit « perd » donc plus d'énergie qu'il n'en reçoit.

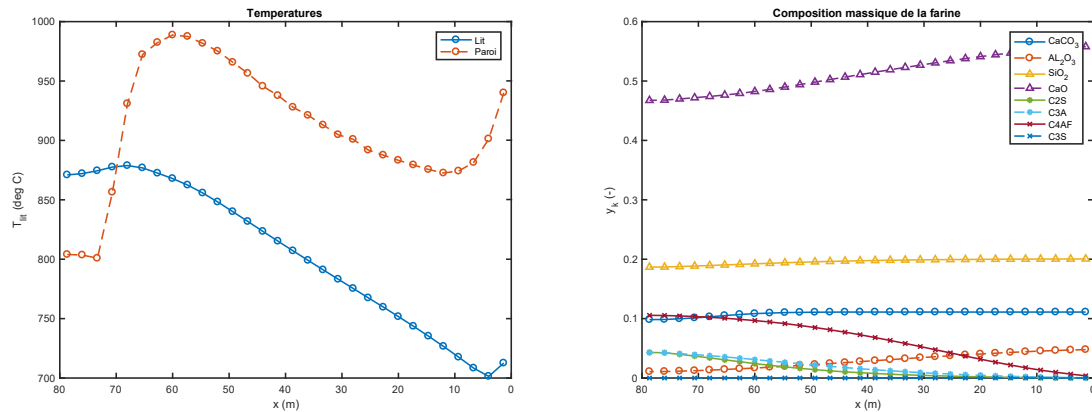


Figure 79 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « fuel-biomasse ».

Si on regarde maintenant l'évolution du profil de température de la paroi depuis le brûleur ($z=80$ m, gauche du graphique) vers la sortie gaz ($z=0$ m, droite du graphique), on constate que dans un premier temps le profil est plat, malgré une densité de flux de chaleur reçue depuis le freeboard positive (voir Figure 78 du paragraphe 4.3.2.1) et une densité de chaleur reçue depuis le lit positive (la température du lit est supérieure à celle de la paroi). Les pertes vers l'extérieur sont donc égales à la somme des flux reçus sur cette partie de la paroi. Lorsque la paroi « voit » la flamme du brûleur, sa température augmente brutalement pour atteindre près de 1000 °C pour $z=60$ m. Pour les cotes situées entre $z=60$ m et $z=10$ m, la paroi cède plus d'énergie au lit et au milieu extérieur qu'elle n'en reçoit depuis les gaz du freeboard. Sa température décroît. Enfin, pour les cotes comprises entre $z=10$ m et $z=0$ m, le flux de chaleur reçu depuis la phase gaz augmente (sous l'effet de la combustion d'une partie des volatils libérés lors de la pyrolyse). Le net reçu par la paroi redevient positif, et sa température augmente pour finir à une valeur d'environ 950 °C .

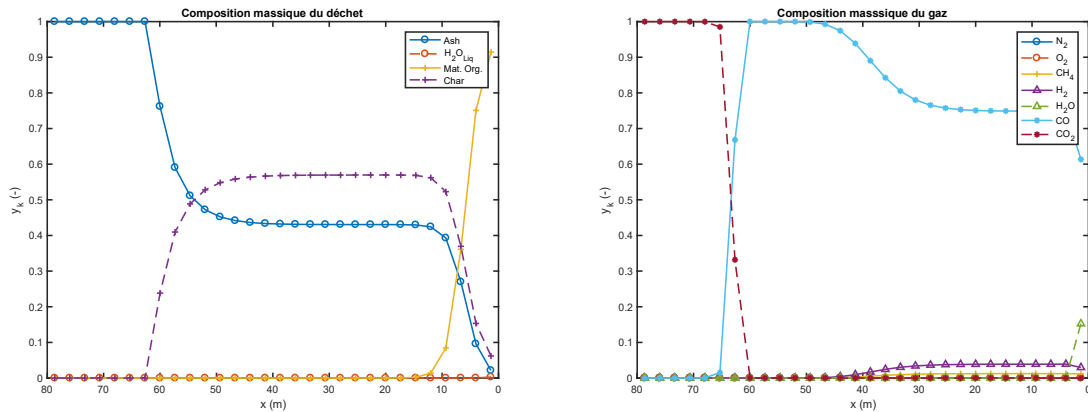


Figure 80 – Profil de composition du déchet (gauche) et du gaz du lit (droite) à convergence dans le cas « fuel-biomasse ».

Le profil de composition du déchet et des gaz contenus dans le lit montre bien la phase de pyrolyse de la matière organique qui se déroule sur les 10 premiers mètres. En effet, au bout de cette longueur, le gaz contenu dans le lit est composé à hauteur de 75 % en masse par du CO, 20 % par du C₆H₆ (non représenté sur le graphe) qui sont les principaux constituants formés lors de la pyrolyse de la biomasse (voir tableau 32). La teneur en char reste également stable à une valeur de 58 % de la masse de déchets. A partir de z=50 m, la température devient suffisante pour que la réaction de décarbonatation s’active. Sous cet effet, la gazéification du char par le CO₂ s’opère et la teneur en char diminue, conjointement à l’augmentation de la teneur en CO dans le lit. Lorsque la gazéification est terminée (z≈62 m), la poursuite de la réaction de décarbonatation sature le gaz du lit en CO₂.

4.3.2.4 Analyse des résultats relatifs à la partie CFD du modèle.

Les figures suivantes (Figure 81 à Figure 84) donnent une représentation des différents profils obtenus dans le plan transversal du four grâce à la mécanique des fluides numérique.

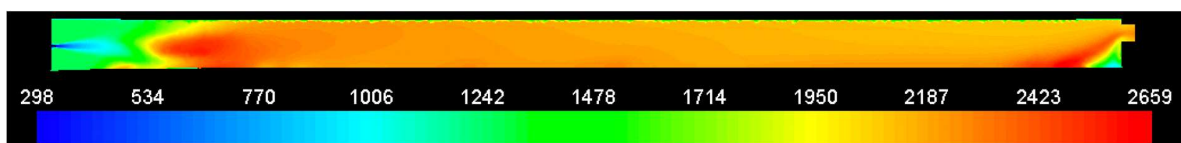


Figure 81 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).

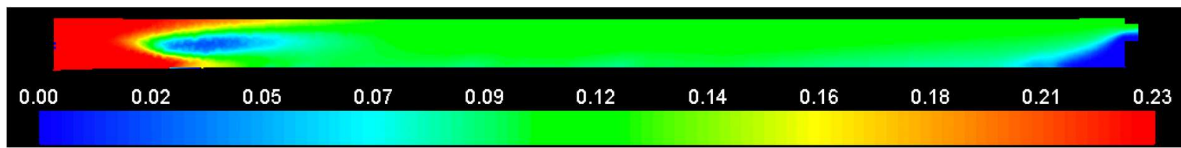


Figure 82 – Profil de fraction massique en O₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).

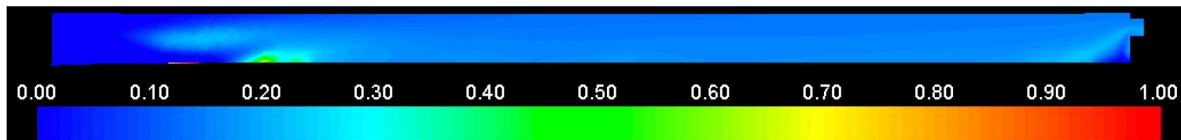


Figure 83 – Profil de fraction massique en CO₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).

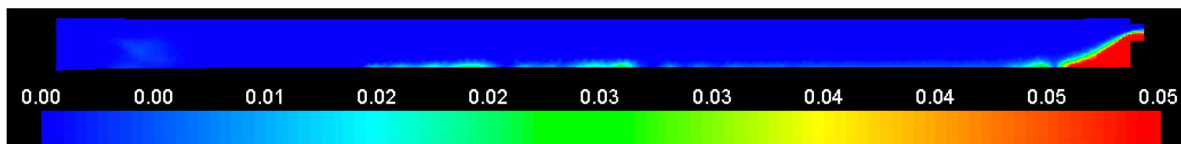


Figure 84 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four (cas fuel-biomasse).

Les niveaux de température sont moins élevés avec la biomasse que lorsque le four fonctionne en mode « tout fossile ». Ceci est principalement lié au fait que, sur sa plus grande partie, le four fonctionne en grand excès d'air (voir aussi Figure 82). En effet, comme il a été dit au paragraphe 4.1.2.2, le débit d'air introduit au brûleur a été gardé à sa valeur d'origine bien que le débit de fuel lourd ait été divisé par deux. Comme la pyrolyse ne se déroule que près de la sortie des gaz, le four opère pour sa plus grande partie en large excès d'air, ce qui conduit à des températures plus faibles qu'en fonctionnement « tout fossile ». On remarque également près de la sortie des gaz une nouvelle zone plus chaude correspondant à la zone où les gaz (principalement CO et C₆H₆) issus de la pyrolyse de la biomasse s'oxydent. Cette zone correspond également à une forte diminution de la teneur en oxygène.

Le profil de fraction massique en CO₂ (Figure 83) est conforme à l'attendu. On peut distinguer la génération de cette espèce au niveau de la flamme du brûleur, (partie gauche), son apport par la surface libre du lit de solides lorsque la gazéification est terminée et sa génération par l'oxydation du CO quittant le lit.

En ce qui concerne le profil de CO (Figure 84), il est libéré sur une grande partie de la longueur de la surface libre du lit (voir Figure 80 précédente) et est oxydé en CO₂. Néanmoins, une partie du flux de CO libéré lors de la pyrolyse n'est pas oxydé directement dans le four, et quitte l'installation sans y avoir transmis toute l'énergie qu'il aurait pu y libérer.

4.3.2.5 Synthèse.

Comme dans le cas du fonctionnement « tout fossile », le fonctionnement du modèle global est satisfaisant du point de vue du respect des bilans. Dans le cas d'une substitution partielle du fuel lourd par de la biomasse, les flux de chaleur reçus par le lit sont inférieurs à ceux, déjà faibles, reçus dans le cas d'un fonctionnement « tout fossile ». Ces faibles flux ne permettent pas d'atteindre les niveaux de température nécessaires à la conversion de la farine en ciment. Par rapport au cas du fuel lourd seul, la compensation potentielle de la diminution de l'apport d'énergie par de la biomasse n'est pas complètement effective. Dans un mode de fonctionnement à contre-courant, une partie des espèces volatiles libérées par la pyrolyse rapide de la biomasse quitte l'installation sans y avoir réagi et sans avoir libéré l'énergie qu'ils auraient dû y libérer.

4.3.3 Cas du fonctionnement « tout fossile » et Pneus.

4.3.3.1 Convergence.

Dans le cas de la substitution partielle du fuel lourd par des pneus, 17 itérations globales sont nécessaires pour atteindre la convergence. Les graphiques témoignant de l'évolution des densités de flux de chaleur et des températures de paroi et de lit ne seront pas présentés ici, ayant des allures tout à fait similaires à ceux présentés précédemment.

Le Tableau 52 permet de montrer le bon respect des bilans matière, atomes et énergie sur l'ensemble du système, avec une meilleure satisfaction pour les espèces ne transitant pas entre les deux sous-modèles, c'est à dire la surface libre du lit.

Tableau 52 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel-pneus).

Bilans (%)			
Masse	0,031	Cl	0,000
Energie	0,091	Ca	0,000
C	0,818	Si	0,000
H	0,644	Al	0,000
O	0,124	Fe	0,000
N	0,130	Mg	0,000
S	0,921	Cendres	0,000

4.3.3.2 Résultats globaux.

Le Tableau 53 suivant synthétise les caractéristiques de la sortie « ciment » du four rotatif.

Tableau 53 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et pneus).

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	171,524	Température (°C)	875,2
Ciment dans le lit (% mass)	99,47%		
Composition (% mass)			
CaCO ₃	5,56%	C ₂ S	8,67%
Al ₂ O ₃	0,43%	C ₃ A	5,88%
SiO ₂	17,54%	C ₄ AF	11,23%
Fe ₂ O ₃	0,19%	C ₃ S	0,01%
CaO	46,19%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,30%		
Déchets dans le lit (% mass)	0,52%		
Composition déchet (% mass)			
Cendres	40,59%	Mat.org	0,00%
Humidité	0,00%	Char	59,41%

Comme dans le cas de la substitution partielle par de la biomasse, le niveau thermique de sortie est assez bas avec une valeur de 875 °C. De façon similaire au cas précédent, la réaction de décarbonatation n'est pas achevée à la sortie du four tournant. La transformation de la farine en ciment n'est pas vraiment effective à ce niveau de température. Une différence majeure par rapport au cas de la substitution à la biomasse réside dans une conversion incomplète de la fraction organique des déchets en sortie d'installation, les déchets en ce point étant constitués à 59 % de char.

Le Tableau 54 permet de caractériser le gaz quittant l'installation. Sa température est une fois encore très élevée avec une température de 2128 °C. On peut également remarquer la présence d'imbrûlés gazeux dans ce flux de sortie, avec des fractions massiques inférieures à celles obtenues dans le cas fuel-biomasse.

Tableau 54 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et biomasse).

Sortie Gaz			
Débit volumique (Nm ³ /h)	39776	Temperature (°C)	2127,9
Composition (% vol)			
N ₂	74,35%	C ₆ H ₆	0,53%
O ₂	5,06%	H ₂ S	0,02%
CH ₄	0,22%	HCl	0,00%
H ₂	0,25%	NH ₃	0,01%
H ₂ O	5,24%	SO ₂	0,08%
CO	0,10%	NO	0,03%
CO ₂	14,11%		

En ce qui concerne les flux de chaleur échangés, les résultats du modèle sont les suivants :

- Flux transmis depuis la phase gaz au lit : $\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 2,74 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la phase gaz à la paroi découverte du four : $\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 17,81 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la paroi couverte au lit : $\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 6,79 \text{ MW}$

Ces valeurs sont similaires à celles relevées dans le cas de la substitution à la biomasse, inférieures à celles relevées dans le cas « tout fossile ».

4.3.3.3 Analyse des résultats relatifs à la partie monodimensionnelle du modèle.

Les Figure 85 et Figure 86 donnent une représentation des résultats obtenus par le modèle monodimensionnel, à convergence du modèle global. Malgré l'exothermicité de la réaction de pyrolyse qui conduit à une élévation initiale de la température du lit, les profils de température et de composition de la farine solide sont similaires à ceux obtenus dans le cas du mélange fuel biomasse. La discussion autour de ces profils ne sera donc pas reprise ici.

Chapitre 4 Résultats

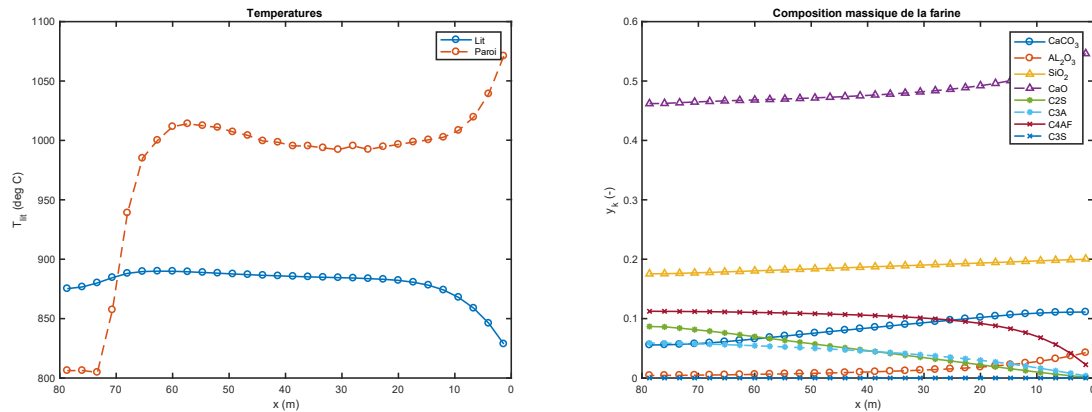


Figure 85 – Profil de température (gauche) et composition de la farine (droite) à convergence dans le cas « fuel-pneus ».

Les profils relatifs à la composition du combustible de substitution et des gaz sont par contre assez différents de ceux rencontrés dans le cas du mélange fuel-biomasse. Compte tenu de l'exothermicité de la pyrolyse, celle-ci est plus rapide et est globalement achevée après 8 m dans le four. La teneur en char est maximale en ce point. La consommation de ce char se fait par gazéification au CO_2 (lui-même issu de la décarbonatation de $CaCO_3$). Néanmoins, compte tenu d'une production plus importante en char que dans le cas de la biomasse, et malgré une température plus importante, la gazéification du résidu de pyrolyse n'est pas complète en sortie de four. Cette gazéification qui se déroule sur la quasi intégralité de la longueur du four fait que du CO est présent dans le lit et c'est cette espèce qui est libérée à sa surface libre.

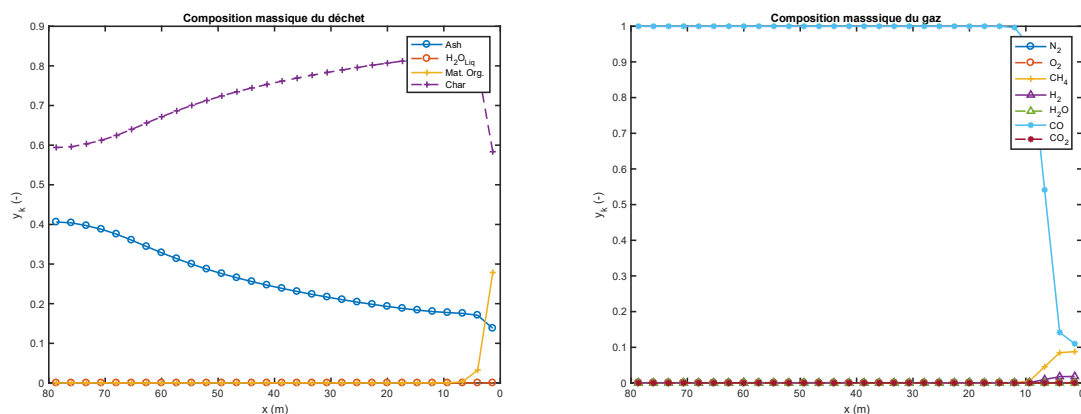


Figure 86 – Profil de composition du déchet (gauche) et du gaz du lit (droite) à convergence dans le cas « fuel-pneus ».

4.3.3.4 Analyse des résultats relatifs à la partie CFD du modèle.

Les Figure 87, Figure 88, Figure 89 et Figure 90 suivantes donnent les profils de température et de fraction massique en O₂, CO₂ et CO dans le plan transversal du four.

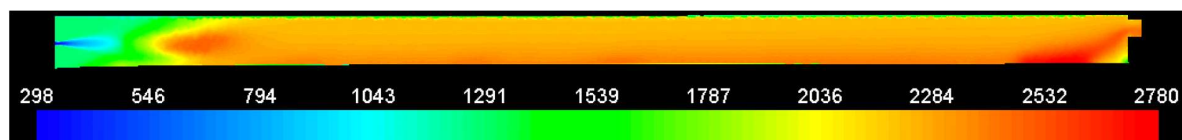


Figure 87 – Profil de température (K) dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).

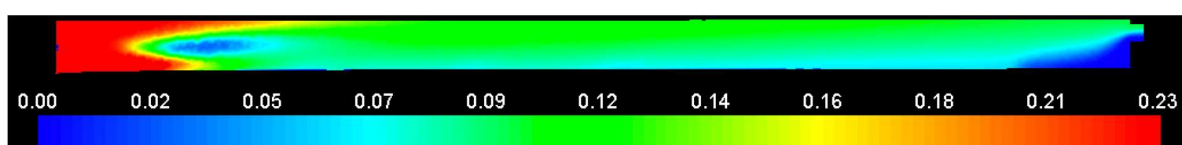


Figure 88 – Profil de fraction massique en O₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).

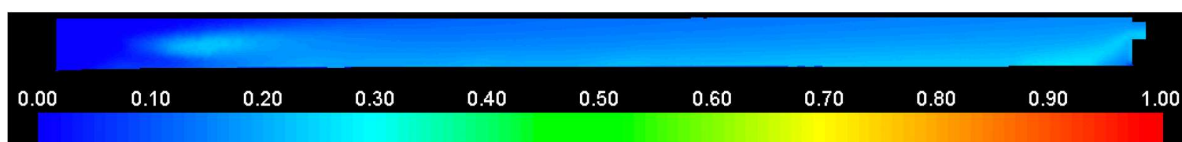


Figure 89 – Profil de fraction massique en CO₂ dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).

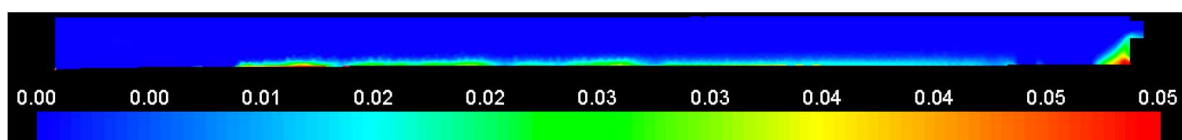


Figure 90 – Profil de fraction massique en CO dans le plan transversal du four (cas fuel-pneus).

Le profil de température (Figure 87) est assez similaire à celui obtenu dans le cas fuel-biomasse.

On distingue trois zones de températures plus importantes :

- la zone située immédiatement en aval du bruleur, et qui correspond à la zone où les volatiles libérés lors de la pyrolyse du fuel lourd sont oxydés ;
- la zone située immédiatement au-dessus de la surface libre du lit et qui correspond à la zone où le monoxyde de carbone libéré du lit est oxydé, et ;
- la zone près de la sortie gaz du four, correspondant à l'endroit où les volatiles libérés lors de la pyrolyse sont oxydés.

La forme des profils de O_2 et CO_2 est complètement associée à ces zones de combustion, puisque dans le cas du mélange fuel-pneus, il n'y a pas de libération de CO_2 de décarbonatation depuis le lit. Pour le profil de CO , on trouve deux principales régions :

- celle située au-dessus de la surface libre du lit, sur la quasi intégralité de sa longueur et qui correspond à la libération du CO issu de la gazéification du char, et ;
- celle proche de la sortie et qui correspond à la partie libérée par la pyrolyse instantanée des déchets à leur entrée dans le four.

4.3.3.5 Synthèse et bilans.

D'un point de vue « numérique », le modèle global montre encore une bonne satisfaction des bilans globaux (masse, atomes et énergie). Comme dans le cas du mélange « fuel-biomasse », et « fuel seul » les quantités de chaleur transmises au lit ne lui permettent d'atteindre les températures susceptibles de mettre en œuvre les réactions de clinkérisation. Compte tenu des coefficients stœchiométriques estimés pour la réaction de pyrolyse de ce matériau, sa pyrolyse rapide conduit à une production plus importante de char et moins importante de volatiles que dans le cas de la biomasse. Les espèces volatiles sont donc presque intégralement oxydées à l'intérieur du four, ce qui permet de penser que cette énergie a bien été mise au service des réactions de clinkérisation. Néanmoins, il reste une forte partie de char (et donc de carbone) dans le flux solide quittant le four. Ceci signifie que l'énergie potentielle qu'il contient n'a pas été restituée à l'intérieur du four. Il y a donc, une fois encore, un déficit d'apport énergétique au niveau du lit à transformer, ce qui se traduit par un avancement très limité des réactions de clinkérisation.

4.3.4 Cas du fonctionnement « tout fossile » et RDF.

4.3.4.1 Convergence.

Grâce à une modification des facteurs de relaxation sur les densités de flux de chaleur entre deux itérations globales, la convergence est cette fois obtenue en 15 itérations. Le Tableau 55 permet de montrer la satisfaction des bilans globaux sur l'installation avec, comme dans les cas précédents, une meilleure valeur pour les espèces ne « transitant » pas entre les sous-modèles.

Tableau 55 – Valeur des bilans masse, atomes et énergie pour le système global (cas fuel et RDF).

Bilans (%)			
Masse	0,011	Cl	0,000
Energie	0,906	Ca	0,000
C	0,016	Si	0,000
H	0,267	Al	0,000
O	0,001	Fe	0,000
N	0,014	Mg	0,000
S	0,014	Cendres	0,000

4.3.4.2 Résultats globaux.

Les Tableau 56 et Tableau 57 qui suivent donnent des informations sur les deux sorties « matière » du procédé.

Tableau 56 – Caractéristiques de la sortie « ciment » à convergence (fuel lourd et RDF).

Sortie Ciment			
Débit massique (t/h)	169,933	Température (°C)	895,325
Ciment dans le lit (% mass)	98,86%		
Composition (% mass)			
CaCO ₃	2,10%	C ₂ S	11,58%
Al ₂ O ₃	0,24%	C ₃ A	6,43%
SiO ₂	16,84%	C ₄ AF	11,52%
Fe ₂ O ₃	0,15%	C ₃ S	0,01%
CaO	46,76%	MgCO ₃	0,00%
MgO	4,36%		
Déchets dans le lit (% mass)	1,14%		
Composition déchet (% mass)			
Cendres	100,00%	Mat.org	0,00%
Humidité	0,00%	Char	0,00%

En ce qui concerne la sortie solide, on remarque, comme dans les cas précédents, une température relativement faible (895 °C) une teneur non nulle en CaCO₃ (traduisant une décarbonatation non achevée en sortie de four). La composition de cette sortie matière montre également un très faible avancement des réactions de clinckerisation (teneur en C₃S=0,01 %).

Tableau 57 – Caractéristiques de la sortie « gaz » à convergence (fuel lourd et RDF).

Sortie Gaz			
Débit volumique (Nm ³ /h)	42386	Temperature (°C)	1932,0
Composition (% vol)			
N ₂	69,87%	C ₆ H ₆	0,46%
O ₂	5,94%	H ₂ S	0,00%
CH ₄	0,13%	HCl	0,00%
H ₂	0,99%	NH ₃	0,02%
H ₂ O	7,16%	SO ₂	0,02%
CO	1,97%	NO	0,03%
CO ₂	13,41%		

Comme dans les cas précédents aussi, le gaz qui quitte l'installation est très chaud (1932 °C) et contient une part significative d'imbrulés, plus que dans le cas des pneus (Tableau 54) mais moins que dans le cas de la biomasse (Tableau 51).

En ce qui concerne les flux de chaleur échangés, les résultats du modèle sont les suivants :

- Flux transmis depuis la phase gaz au lit : $\int_{S_{free}} \varphi^{free,lit} dS = 2,11 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la phase gaz à la paroi découverte du four : $\int_{S_{decouv}} \varphi^{free,four} dS = 16,16 \text{ MW}$
- Flux transmis depuis la paroi couverte au lit : $\int_{S_{couv}} \varphi^{four,lit} dS = 5,33 \text{ MW}$

Par rapport aux deux cas précédents, le RDF a une production en espèces volatiles comparable à celle de la biomasse, mais avec une réaction exothermique. La pyrolyse est donc opérée très rapidement à l'entrée des déchets dans le four. Même si la combustion des volatils est réalisée à l'intérieur du four, elle est effectuée tellement près de la sortie qu'elle ne contribue pas significativement au rayonnement dans l'enceinte, ce qui réduit les flux radiatifs reçus par le lit et par la paroi découverte.

Les profils monodimensionnels obtenus au sein du lit et les profils issus de la mécanique des fluides numérique ne présentent pas de singularité particulière par rapport aux précédents et qui justifierait leur présentation.

4.3.4.3 Synthèse.

Les bilans macroscopiques sur l'installation sont bien satisfaits dans le cas du mélange Fuel-RDF. Comme dans tous les cas simulés de façon globale (couplage entre modèle monodimensionnel et

mécanique des fluides numérique) les flux de chaleur reçus par le lit sont insuffisants pour que les réactions de clinkérisation se déroulent avec une intensité permettant la transformation de la farine en ciment.

4.4 Conclusion.

Ce chapitre s'est focalisé sur la présentation des résultats des différents modèles développés dans le cadre de ce travail. En ce qui concerne le modèle monodimensionnel (incluant le modèle de lit et le modèle de paroi), il permet une très bonne satisfaction des différents bilans (masse, atomes et énergie) et permet d'obtenir des résultats qui semblent qualitativement pertinents, au moins sur la composition du ciment en sortie. Le niveau thermique estimé en sortie reste néanmoins très élevé et laisse à penser qu'il serait nécessaire d'inclure la description de la fusion d'une partie du lit dans le modèle.

En ce qui concerne le modèle global, il est d'abord important de remarquer que ce modèle permet d'aboutir à une solution convergée et qui satisfait les bilans macroscopiques sur l'ensemble de l'installation. Le modèle ne permet néanmoins pas de bien représenter le fonctionnement de l'installation, et ce même lorsque celle-ci fonctionne avec ses paramètres nominaux, sans combustible alternatif. Afin de pouvoir envisager de caler le modèle, il faudrait disposer de relevés expérimentaux plus précis, notamment sur les caractéristiques d'entrée du système. En effet, la forme de la flamme du brûleur exerce une influence très importante sur l'intensité avec laquelle elle rayonne vers le lit et vers la paroi. N'ayant pas une description suffisamment précise de ces réglages, il est probable que la géométrie utilisée pour représenter le brûleur ne corresponde pas complètement à celle utilisée dans la cimenterie.

L'exploitation du modèle nous a quand même permis de montrer que lors d'une substitution partielle du combustible fossile par un combustible alternatif dans un four où le brûleur opère à contre-courant de la charge, la majeure partie des matières volatiles ne contribue pas au bilan énergétique de l'installation. En effet, dans ce mode de fonctionnement, les gaz issus de la pyrolyse sont à la fois évacués de l'enceinte mais aussi oxydés à un endroit qui ne permet pas que le rayonnement des gaz chauds associés participe complètement à la chauffe du lit et de la paroi.

Conclusion générale et perspectives.

Après avoir analysé les enjeux associés à la consommation énergétique impliquée dans la production de ciment et après avoir effectué un état de l'art sur la modélisation des installations dans lesquelles elle se déroule, nous avons développé un modèle mathématique permettant de décrire et comprendre les processus physico-chimiques s'y déroulant.

Cette modélisation s'est effectuée dans un objectif d'analyser les conséquences d'une substitution partielle de la ressource fossile par des combustibles alternatifs, dans les fours tournants dédiés à la transformation de farine en ciment. Pour ce faire, un premier modèle monodimensionnel a été intégralement développé à partir des équations de conservations des grandeurs pertinentes : espèces constitutives de la farine, des déchets et de l'énergie. Ces équations ont été accompagnées d'une équation permettant de décrire le transport de la charge et d'équations algébriques permettant de fermer le système. Ce premier modèle a été complété par un modèle dédié à la paroi réfractaire du four tournant, dont l'importance dans l'équilibre thermique du four est capitale. Ces deux sous modèles mathématiques ont été résolus en utilisant les méthodes de discrétisation classiques (volume finis et différences finies) puis en résolvant le système algébrique résultant de l'étape de discrétisation par la méthode de Newton-Raphson. Un programme en Fortran 90 a été entièrement développé pour prédire les profils de température et de composition dans la charge en mouvement en fonction des conditions opératoires de l'installation et des flux de chaleur reçus par la surface libre du lit et par la paroi découverte du four. La mécanique des fluides numérique a, quant à elle, permis d'évaluer les processus se déroulant au sein du volume de gaz contenu à chaque instant dans le cylindre tournant. Les processus tels que rayonnement et réactions chimiques homogènes dans un écoulement turbulent et multiphasique, ont été intégrés afin de pouvoir estimer les flux de chaleur reçus par la surface libre du lit et par la paroi découverte du four. Une procédure itérative a ensuite été mise en place pour gérer le couplage entre les deux sous modèles dont les résultats deviennent les grandeurs d'entrée de chacun des modèles.

Nous avons ensuite cherché à appliquer ce modèle à une installation industrielle de référence, située à Lukala, en République Démocratique du Congo. Pour cette installation où l'apport d'énergie se

fait par la combustion de fuel lourd au-dessus de la surface libre du lit et fonctionnant à contre-courant, les principales grandeurs géométriques ainsi que les paramètres opératoires étaient connus. Nous nous sommes alors intéressés à la substitution partielle (50 %) de l'apport d'énergie par des combustibles alternatifs tels que biomasse, déchets de pneus et RDF.

La qualification du modèle monodimensionnel à proprement décrire les processus qu'il est censé représenter, a été effectuée dans une première étape. En imposant des valeurs de densités de flux d'initialisation, nous avons pu montrer que le modèle monodimensionnel semblait à même de répondre aux objectifs que nous recherchions. Nous avons ensuite cherché à utiliser le modèle global pour représenter le fonctionnement « classique » de l'installation, celui où l'intégralité de l'apport énergétique est réalisé par la ressource fossile. Nous avons été obligés de constater que le modèle global n'arrivait pas à reproduire le fonctionnement pourtant quotidien de l'installation. Nous associons ce défaut de représentation à une mauvaise estimation des transferts de chaleur entre le volume de gaz contenu dans le four tournant et la charge qu'il transporte. Au jour d'aujourd'hui, il nous est difficile de savoir si cette mauvaise estimation est d'ordre numérique, ou due à une méconnaissance importante des réglages du brûleur qui peuvent profondément affecter la forme de la flamme et donc sa capacité à restituer l'énergie qu'elle contient vers les surfaces qui l'entourent.

Nous avons également montré qu'une substitution partielle de la ressource fossile par des combustibles alternatifs pourrait être délicate sur l'installation étudiée. Compte tenu de la circulation à contre-courant des gaz chauds issus du brûleur et de la charge solide à transformer, l'étape de pyrolyse des déchets conduit à une libération des volatiles dans la phase gaz trop proche de la sortie gazeuse. Leur combustion, si elle est réalisée dans l'enceinte, n'assure pas que l'intégralité de l'énergie potentielle qu'ils contiennent soit restituée à la charge à transformer. Le fonctionnement à contre-courant ne semble donc pas adapté à la substitution de la ressource fossile par des combustibles alternatifs.

Les résultats obtenus ne sont donc pas à la hauteur de nos objectifs initiaux. Malheureusement, les temps associés au développement du modèle monodimensionnel et à sa résolution, au développement du modèle de la phase gaz dans Fluent et à la mise en place du couplage entre ces différents sous modèles ont été importants et ne nous ont pas permis de pouvoir tester ce modèle sur d'autres installations. Il n'en reste pas moins que ce modèle est aujourd'hui développé et que son utilisation est parfaitement maîtrisée.

La première perspective que nous envisageons est bien évidemment d'arriver à reproduire le fonctionnement de l'installation dans son état actuel, sans substitution. Pour arriver à ces fins, il faudra connaître avec beaucoup plus de précisions les réglages géométriques relatifs au brûleur et avoir des informations sur les valeurs des différentes variables en sortie de l'installation. La bonne reproduction de ce mode de fonctionnement sera un premier point de validation du modèle.

Il faudra ensuite impérativement trouver une autre installation industrielle, ou en développer une à l'échelle pilote, fonctionnant à co-courant. Il semble en effet que seul ce mode de fonctionnement autorise la substitution partielle sans altérer la composition des gaz qui quittent l'installation et sans devoir apporter beaucoup plus d'énergie que nécessaire à l'installation. Une fois les données expérimentales obtenues sur ce type d'installation, il sera alors possible d'avérer (ou non) nos prédictions et donc de valider (ou non) la capacité de notre modèle à proprement représenter les processus se déroulant dans l'installation.

Une fois bien validé, le modèle pourra ensuite être utilisé pour optimiser le fonctionnement des installations existantes et ou le dimensionnement de nouvelles installations. Les problématiques associées aux interactions entre les hétéroatomes et les cendres initialement contenues dans les déchets et la charge à convertir pourront alors également être analysées.

Références bibliographiques.

- ABB, 2009. Croissance verte. Groupe ABB 72.
- Ademe, 2015. Enquête sur les prix des combustibles bois pour le chauffage industriel et collectif en 2014-2015.
- Affaires.ma, 2017. Le marché du ciment face à des contraintes [WWW Document]. [Httpaffairesmanotre-Doss.--Marche--Cim.-Face---Contraintes-Majeures](http://affairesmanotre-Doss.--Marche--Cim.-Face---Contraintes-Majeures). URL (accessed 8.23.17).
- Agrawal, A., Ghoshdastidar, P.S., 2017. Numerical simulation of heat transfer during production of rutile titanium dioxide in a rotary kiln. *Int. J. Heat Mass Transf.* 106, 263–279. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.10.024>
- Aranda Usón, A., López-Sabirón, A.M., Ferreira, G., Llera Sastresa, E., 2013. Uses of alternative fuels and raw materials in the cement industry as sustainable waste management options. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 23, 242–260. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.02.024>
- Ariyaratne, W.K.H., Malagalage, A., Melaaen, M.C., Tokheim, L.-A., 2015. CFD modelling of meat and bone meal combustion in a cement rotary kiln – Investigation of fuel particle size and fuel feeding position impacts. *Chem. Eng. Sci.* 123, 596–608. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.10.048>
- Arthur, J.R., 1951. Reactions between carbon and oxygen. *Trans. Faraday Soc.* 47, 164. <https://doi.org/10.1039/tf9514700164>
- Atal, A., Levendis, Y.A., 1995. Comparison of the combustion behaviour of pulverized waste tyres and coal. *Fuel* 74, 1570–1581.
- B. Kohlhaas, Otto Labahn, 1983. *Cement Engineers Handbook*, 6th edition. ed. Bauverlag GMBH, Berlin.
- Babler, M.U., Phounglamcheik, A., Amovic, M., Ljunggren, R., Engvall, K., 2017. Modeling and pilot plant runs of slow biomass pyrolysis in a rotary kiln. *Appl. Energy*. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.06.034>
- Barin, I., Knacke, O., Kubaschewski, O., 1977. *Thermochemical properties of inorganic substances*. Springer Berlin Heidelberg, Berlin, Heidelberg. <https://doi.org/10.1007/978-3-662-02293-1>
- Barr, P.V., Brimacombe, J.K., Watkinson, A.P., 1989. A heat-transfer model for the rotary kiln: Part II. Development of the cross-section model. *Metall. Trans. B* 20, 403–419.
- Basile, L., Tugnoli, A., Stramigioli, C., Cozzani, V., 2016. Thermal effects during biomass pyrolysis. *Thermochim. Acta* 636, 63–70. <https://doi.org/10.1016/j.tca.2016.05.002>
- Bastier, R., Bocan, A., Gilbert, B., Regnault, A., 2000a. Fours de cimenterie. Ateliers de cuisson du clinker. *Tech. Ing. Génie Énergétique* 6, BE8844–1.
- Bastier, R., Bocan, A., Gilbert, B., Regnault, A., 2000b. Fours de cimenterie - Refroidisseurs à clinker. *Tech. Ing. Génie Énergétique* 6, BE8846 V1.
- Bastier, R., Gilbert, B., Bocan, A., Regnault, A., 2001. *Fours de Cimenterie: Fours Rotatifs*. Ed. Techniques Ingénieur.

Références bibliographiques

- Belboom, S., 2008. Influence de l'utilisation des combustibles de substitution sur le cycle de vie du ciment (Mémoire de master). Université de Liège, Liège.
- Bentz, D.P., 1995. A Three Dimensional Cement Hydration and Microstructure Program. I. Hydration Rate, Heat of Hydration, and Chemical Shrinkage.
- Bernada, P., Marias, F., Deydier, A., Couture, F., Fourcault, A., 2012. Modelling of a Traveling Bed WASTE Gasifier. *Waste Biomass Valorization* 3, 333–353. <https://doi.org/10.1007/s12649-012-9115-9>
- Bhad, T.P., Sarkar, S., Kaushik, A., Herrwardkar, S.V., 2009. CFD Modeling of a cement Kiln with multi channel burner for optimization of flame profile, in: *Proceedings of the Seventh International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries*.
- Boateng, A.A., 2012. *Rotary kilns-Transport Phenomena and Transport Processes*, Elsevier. United States of America.
- Boateng, A.A., Barr, P.V., 1996a. Modelling of particle mixing and segregation in the transverse plane of a rotary kiln. *Chem. Eng. Sci.* 51, 4167–4181.
- Boateng, A.A., Barr, P.V., 1996b. A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *Int. J. Heat Mass Transfer.* 39, 2131–2147.
- Bogue, R.H., 1929. Calculation of the Compounds in Portland Cement. *Ind. Eng. Chem. Anal. Ed.* 1, 192–197. <https://doi.org/10.1021/ac50068a006>
- Boriouchkine, A., Sharifi, V., Swithenbank, J., J?ms?-Jounela, S.-L., 2015. Experiments and modeling of fixed-bed debarking residue pyrolysis: The effect of fuel bed properties on product yields. *Chem. Eng. Sci.* 138, 581–591. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2015.07.055>
- Bryden, K.M., Hagge, M.J., 2003. Modeling the combined impact of moisture and char shrinkage on the pyrolysis of a biomass particle☆. *Fuel* 82, 1633–1644. [https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(03\)00108-X](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(03)00108-X)
- Bryden, K.M., Ragland, K.W., Rutland, C.J., 2002. Modeling thermally thick pyrolysis of wood. *Biomass Bioenergy* 22, 41–53. [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(01\)00060-5](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(01)00060-5)
- Cembureau, 2015. *Activity Report 2015*.
- Cembureau, 1999. *Environmental Benefits of Using Alternative Fuels in Cement Production -A life-cycle approach*.
- Cembureau, 1997. *Les combustibles de substitution dans la production du ciment : bilan technique et écologique*.
- Çepelioğullar, Ö., Haykırı-Açma, H., Yaman, S., 2016. Kinetic modelling of RDF pyrolysis: Model-fitting and model-free approaches. *Waste Manag.* 48, 275–284. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.11.027>
- Charreau, A., Cavaillé, R., 1995. Séchage - Théorie et calculs. *Tech. L'Ingénieur* J 2480, 25.
- Charron, C., 2008. *L'industrie du ciment-Données générales*.
- Chen, L., Dupont, C., Salvador, S., Grateau, M., Boissonnet, G., Schweich, D., 2013. Experimental study on fast pyrolysis of free-falling millimetric biomass particles between 800°C and 1000°C. *Fuel* 106, 61–66. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.11.058>
- Cheung, K.-Y., Lee, K.-L., Lam, K.-L., Lee, C.-W., Hui, C.-W., 2011. Integrated kinetics and heat flow modelling to optimise waste tyre pyrolysis at different heating rates. *Fuel Process. Technol.* 92, 856–863. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2010.11.028>
- Colin, B., 2014. *Modélisation de la torréfaction de plaquettes de bois en four tournant et validation expérimentale à l'échelle d'un pilote continu de laboratoire*. Université de Toulouse, Albi-Carmaux & INP Toulouse, Albi-Carmaux.

- Colin, B., Dirion, J.-L., Arlabosse, P., Salvador, S., 2015. Wood chips flow in a rotary kiln: Experiments and modeling. *Chem. Eng. Res. Des.* 98, 179–187. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.04.017>
- Construction Carbone, 2009. Du carbone dans le CIMENT.
- Cooper, J., Hallett, W.L.H., 2000. A numerical model for packed-bed combustion of char particles. *Chem. Eng. Sci.* 55, 4451–4460. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(00\)00097-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(00)00097-X)
- Csernyei, C., Straatman, A.G., 2016. Numerical modeling of a rotary cement kiln with improvements to shell cooling. *Int. J. Heat Mass Transf.* 102, 610–621. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.06.058>
- Cyclope, 2017. La production mondiale de déchets progresse toujours, https://www.actu-environnement.com/ae/news/dechet_produicton_etude_cyclope_7579.php4.
- Daouk, E., 2015. Etudes expérimentale et numérique de la pyrolyse oxydante de la biomasse en lit fixe. Université Nantes Angers Le Mans -École des Mines de Nantes, Nantes, France.
- Darabi, P., 2007. A mathematical model for cement kilns. University of British Columbia.
- Davies, P.R., Norton, M.J.S., Wilson, D.I., Davidson, J.F., Scott, D.M., 2010. Gas flow in rotary kilns. *Particuology*, Special Issue In Honor of Professor Mooson Kwauk on his 90th Birthday 8, 613–616. <https://doi.org/10.1016/j.partic.2010.07.014>
- Debacq, M., Thammavong, P., Vitu, S., Ablitzer, D., Houzelot, J.-L., Patisson, F., 2013. A hydrodynamic model for flighted rotary kilns used for the conversion of cohesive uranium powders. *Chem. Eng. Sci.* 104, 586–595. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.09.037>
- Decideurs en region, 2017. Lafarge: les déchets font tourner la cimenterie, <http://www.decideursenregion.fr/Bretagne-Pays-de-Loire/Innover-En-Region/entreprises/developpement-durable-RSE/Lafarge-les-dechets-font-tourner-la-cimenterie>.
- Delgadillo, M.A., Ibarguengoytia, P.H., García, U.A., 2016. A technique to measure fuel oil viscosity in a fuel power plant. *ISA Trans.* 60, 303–311. <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2015.11.001>
- Descoins, N., Dirion, J.-L., Howes, T., 2005. Solid transport in a pyrolysis pilot-scale rotary kiln: preliminary results—stationary and dynamic results. *Pneum. Conveying Handl. Part. Solids* 44, 315–321. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2004.02.025>
- Deydier, A., 2012. Modélisation d'un réacteur de gazéification à lit fixe. Université de PAU et des Pays de l'Adour, Pau.
- Di Blasi, C., 2000. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chem. Eng. Sci.* 55 2000 2931–2944.
- Di Blasi, C., 1996. Heat, momentum and mass transport through a shrinking biomass particle exposed to thermal radiation. *Chem. Eng. Sci.* 51, 1121–1132. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(96\)80011-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(96)80011-X)
- E. Mastorakos, A. Massias, C.D. Tsakiroglou, D.A. Goussis, V.N. Burganos, A.C. Payatakes, 1999. CFD predictions for cement kilns including Flame modelling, heat transfer and clinker chemistry. *Applied Mathematical Modelling* 55–76.
- Efika, E.C., Onwudili, J.A., Williams, P.T., 2015. Products from the high temperature pyrolysis of RDF at slow and rapid heating rates. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 112, 14–22. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2015.01.004>
- Eliaers, P., Ranjan Pati, J., Dutta, S., De Wilde, J., 2015. Modeling and simulation of biomass drying in vortex chambers. *Chem. Eng. Sci.* 123, 648–664. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.11.043>

Références bibliographiques

- Engineering toolbox, 2017. Dry Air Properties [WWW Document]. [Httpwwwengineeringtoolboxcomdry-Air-Prop.-D973html](http://www.engineeringtoolbox.com/dry-air-prop.-D973.html). URL (accessed 8.28.17).
- Eni, 2017. Spécifications et caractéristiques des lubrifiants [WWW Document]. [HttpswwwenicomfrFRproduits-Serv.-Automob.-Fairespecifications-Characteristiques-Lubrifiantsspecifications-Characteristiques-Lubrifiantsshtml](https://www.enicom.fr/FR/produits-Serv.-Automob.-Fairespecifications-Characteristiques-Lubrifiantsspecifications-Characteristiques-Lubrifiantsshtml). URL (accessed 8.26.17).
- Fan, X., Li, J., Chen, X., Wang, Y., Gan, M., 2013. Temperature Field Simulation Model for Rotary Kiln of Iron Ore Oxidized Pellet. *J. Iron Steel Res. Int.* 20, 16–19. [https://doi.org/10.1016/S1006-706X\(13\)60076-X](https://doi.org/10.1016/S1006-706X(13)60076-X)
- Fethi, C., 2007. Etude physicochimique du ciment. Université de Jijel Algérie.
- FLSmidth, 2011. Rotary kilns for cement plants.
- Gaurav, G.K., Khanam, S., 2017. Computational fluid dynamics analysis of sponge iron rotary kiln. *Case Stud. Therm. Eng.* 9, 14–27. <https://doi.org/10.1016/j.csite.2016.11.001>
- Ginsberg, T., Modigell, M., 2011. Dynamic modelling of a rotary kiln for calcination of titanium dioxide white pigment. *Comput. Chem. Eng.* 35, 2437–2446. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2011.03.029>
- Gorog, J.P., Adams, T.N., Brimacombe, J.K., 1982. Regenerative heat transfer in rotary kilns. *Metall. Trans. B* 13, 153–163.
- Granados, D.A., Chejne, F., Mejía, J.M., Gómez, C.A., Berrío, A., Jurado, W.J., 2014. Effect of flue gas recirculation during oxy-fuel combustion in a rotary cement kiln. *Energy* 64, 615–625. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.09.045>
- Guillermic, A., 1980. Le chauffage par les combustibles liquides: problèmes de combustion, de corrosions, de pollution atmosphérique. *Caractéristiques des combustibles.*, Publications de l'Institut Français du Pétrole. Technip, Paris, France.
- Hallett, W., Green, B., Machula, T., Yang, Y., 2013. Packed bed combustion of non-uniformly sized char particles. *Chem. Eng. Sci.* 96, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.02.070>
- Hanrot, F., 1992. Analyse physico-chimique et modélisation de la pyrolyse de grains de charbon en four tournant. Institut National Polytechnique de Lorraine-INPL, Vandoeuvre.
- Hassaan, M.Y., 2001. Basalt rock as an alternative raw material in Portland cement manufacture. *Mater. Lett.* 50, 172–178.
- Hausen, H., 2013. Wärmeübertragung im Gegenstrom, Gleichstrom und Kreuzstrom. Springer Berlin Heidelberg.
- Hausen, H., 1943. Darstellung des warmeüberganges in rohren durch verallgemeinerte potenzbeziehungen. *Z VDI Beih. Verfahrenstechnik* 4 91 4, 91–98.
- Henein, H., Brimacombe, J.K., Watkinson, A.P., 1985. An experimental study of segregation in rotary kilns. *Metall. Trans. B* 16, 763–774. <https://doi.org/10.1007/BF02667512>
- Hewlett, P., 2003. *Lea's Chemistry of Cement and Concrete*, Butterworth-Heinemann. ed.
- Hiblot, H., 2010. Etude cinétique du reformage thermique des produits issus de la gazéification de la biomasse. Institut National Polytechnique de Lorraine, Vandoeuvre-lès-Nancy.
- Hiromi Ariyaratne, W.K., Manjula, E.V.P.J., Melaaen, M.C., Tokheim, L.-A., 2014. Mathematical Model for Alternative Fuel Combustion in a Rotary Cement Kiln Burner. *Int. J. Model. Optim.* 4, 56–61. <https://doi.org/10.7763/IJMO.2014.V4.347>
- Holman, J.P., 2002. Heat transfer, 6eme ed, McGraw-Hill. McGraw-Hill, Boston.
- IEPF, I. de l'énergie et de l'environnement de la F., 2008. Le diagnostic énergétique d'une cimenterie.
- IFIPS, 2017. Le ciment : fabrication et prise.

Références bibliographiques

- Insee, 2017. Cours des matières premières importées - Fioul lourd (Rotterdam) - Prix en euros par tonne - FAB - 1% de soufre Identifiant 001642885 [WWW Document]. <https://www.insee.fr/fr/statistiques/serie/001642885>.
- Irmak Aslan, D., Parthasarathy, P., Goldfarb, J.L., Ceylan, S., 2017. Pyrolysis reaction models of waste tires: Application of Master-Plots method for energy conversion via devolatilization. *Waste Manag.* <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.06.006>
- Jancovici, J.-M., 2017. Qu'est-ce que le prix du CO₂? [WWW Document]. <https://www.jancovicicom.changement-clim.-ce-que--prix--co2>.
- Jia, D., Bi, X., Lim, C.J., Sokhansanj, S., Tsutsumi, A., 2016. Biomass drying in a pulsed fluidized bed without inert bed particles. *Fuel* 186, 270–284. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.08.100>
- Jovicic, G., 2017. Une centrale thermique utilise les pneus comme combustible [WWW Document]. <https://www.techniques-ingenieur.fr/actualites/articles/une-cent.-therm.-util.-pneus-comme-combust.-24623>.
- Kaantee, U., Zevenhoven, R., Backman, R., Hupa, M., 2004. Cement manufacturing using alternative fuels and the advantages of process modelling. *Fuel Process. Technol.* 85, 293–301. [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(03\)00203-0](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(03)00203-0)
- Khiari, B., Marias, F., Vaxelaire, J., Zagrouba, F., 2007. Incineration of a small particle of wet sewage sludge: A numerical comparison between two states of the surrounding atmosphere. *J. Hazard. Mater.* 147, 871–882. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.01.109>
- Kleppinger, E.W., 1993. Cement clinker: An environmental sink for residues from hazardous waste treatment in cement kilns. *Waste Manag.* 13, 553–572. [https://doi.org/10.1016/0956-053X\(93\)90016-P](https://doi.org/10.1016/0956-053X(93)90016-P)
- Kramers, H., Croockewit, P., 1952. The passage of granular solids through inclined rotary kilns. *Chem. Eng. Sci.* 1, 259–265. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(52\)87019-8](https://doi.org/10.1016/0009-2509(52)87019-8)
- Küssel, U., Abel, D., Schumacher, M., Weng, M., 2009. Modeling of Rotary Kilns and Application to Limestone Calcination. pp. 814–822. <https://doi.org/10.3384/ecp09430084>
- Lafarge, 2016. Lafarge inaugure un nouvel atelier de déchets solides broyés à la cimenterie de Saint-Pierre-la-Cour (53) pour atteindre un taux de substitution des énergies fossiles de plus de 80 % [WWW Document]. <http://www.comfrpress.lafarge.com/2016/03/dechets-Solides-Broyes-Cimenterie-St.-Pierre-Cour-Substit.-Energ.-Foss.-Plus-80>.
- Lafarge, 2014. Usine de Martres-Tolosane : Dossier de réexamen – Directive IED.
- Lebas, E., 1995. Etude et modélisation de la pyrolyse du charbon en four tournant. Institut National Polytechnique de Lorraine-INPL, Vandoeuvre.
- Levendis, Y.A., Atal, A., Carlson, J., Dunayevskiy, Y., Vouros, P., 1996. Comparative Study on the Combustion and Emissions of Waste Tire Crumb and Pulverized Coal. *Environ. Sci. Technol.* 30, 2742–2754. <https://doi.org/10.1021/es950910u>
- Liu, H., Yin, H., Zhang, M., Xie, M., Xi, X., 2016. Numerical simulation of particle motion and heat transfer in a rotary kiln. *Powder Technol.* 287, 239–247. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.10.007>
- Liu, X.Y., Specht, E., 2006. Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns. *Chem. Eng. Sci.* 61, 5176–5181. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.03.054>
- Liu, X.Y., Zhang, J., Specht, E., Shi, Y.C., Herz, F., 2009. Analytical solution for the axial solid transport in rotary kilns. *Chem. Eng. Sci.* 64, 428–431. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.10.024>

Références bibliographiques

- Lixhe CBR, 2017. CBR Lixhe [WWW Document]. [Httpwwwcbrbrefcbr-Lixhe](http://www.cbrbrefcbr-Lixhe). URL (accessed 8.19.17).
- Lixhe CBR, 2012. Fiche technique-Usine de Lixhe.
- Lopez, G., Alvarez, J., Amutio, M., Mkhize, N.M., Danon, B., van der Gryp, P., Görgens, J.F., Bilbao, J., Olazar, M., 2017. Waste truck-tyre processing by flash pyrolysis in a conical spouted bed reactor. *Energy Convers. Manag.* 142, 523–532. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.03.051>
- Luc Gerun, 2007. Etude numérique et expérimentale de la valorisation énergétique du bois par gazéification. UNIVERSITE DE NANTES.
- Lybaert, P., 1985. Contribution à l'étude du transfert de chaleur entre un matériau particulaire et la paroi dans les échangeurs rotatifs indirects. Faculté Polytechnique de Mons, Mons.
- Ma, J., Zitney, S.E., 2012. Computational Fluid Dynamic Modeling of Entrained-Flow Gasifiers with Improved Physical and Chemical Submodels. *Energy Fuels* 26, 7195–7219. <https://doi.org/10.1021/ef301346z>
- Magnussen, B.F., Hjertager, B.H., 1977. On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion. *Symp. Int. Combust.* 16, 719–729. [https://doi.org/10.1016/S0082-0784\(77\)80366-4](https://doi.org/10.1016/S0082-0784(77)80366-4)
- Mandl, C., Obernberger, I., Biedermann, F., 2010. Modelling of an updraft fixed-bed gasifier operated with softwood pellets. *Fuel* 89, 3795–3806. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.014>
- Marias, F., 2003. A model of a rotary kiln incinerator including processes occurring within the solid and the gaseous phases. *Comput. Chem. Eng.* 27, 813–825. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(02\)00268-5](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(02)00268-5)
- Marias, F., Benzaoui, A., Vaxelaire, J., Gelix, F., Nicol, F., 2015. Fate of Nitrogen during Fluidized Incineration of Sewage Sludge. Estimation of NO and N₂O Content in the Exhaust Gas. *Energy Fuels* 29, 4534–4548. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.5b01109>
- Marias, F., Puiggali, J.-R., 2000. Simulation numérique d'un brûleur industriel. Analyse qualitative des effets de swirl sur l'écoulement et sur la production de polluants. *Int. J. Therm. Sci.* 39, 249–264. [https://doi.org/10.1016/S1290-0729\(00\)00243-X](https://doi.org/10.1016/S1290-0729(00)00243-X)
- Marias, F., Roustan, H., Pichat, A., 2007. Coupling between CFD and a bed model in a rotary kiln: application to the processing of aluminium waste. *Prog. Comput. Fluid Dyn. Int. J.* 7, 40. <https://doi.org/10.1504/PCFD.2007.011884>
- Marias, F., Roustan, H., Pichat, A., 2005. Modelling of a rotary kiln for the pyrolysis of aluminium waste. *Chem. Eng. Sci.* 60, 4609–4622. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.025>
- Martínez, J.D., Puy, N., Murillo, R., García, T., Navarro, M.V., Mastral, A.M., 2013. Waste tyre pyrolysis – A review. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 23, 179–213. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.02.038>
- Materazzi, M., Lettieri, P., Taylor, R., Chapman, C., 2016. Performance analysis of RDF gasification in a two stage fluidized bed–plasma process. *Waste Manag., Refuse Derived Fuel/Solid Recovered Fuel* 47, Part B, 256–266. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.06.016>
- Matsumoto, K., Takeno, K., Ichinose, T., Ogi, T., Nakanishi, M., 2009. Gasification reaction kinetics on biomass char obtained as a by-product of gasification in an entrained-flow gasifier with steam and oxygen at 900–1000°C. *Fuel* 88, 519–527. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.09.022>

- McKeen, M., 2008. Cement Clinker on the Belt [WWW Document]. www.youtube.com. URL (accessed 10.17.17).
- McMathis, J., 2015. Stressed, brittle, and reactive - Crushing clinker at its hottest provides energy and emissions savings [WWW Document]. [Httpceramicsorgceramic-Tech-Todaystressed-Brittle--React.-Crush.-Clinker--Its-Hottest-Provid.-Energy--Emiss.-Sav](http://ceramics.org/ceramic-Tech-Today/stressed-Brittle--React.-Crush.-Clinker--Its-Hottest-Provid.-Energy--Emiss.-Sav). URL (accessed 10.17.17).
- Menard, Y., 2003. Modélisation de l'incinération sur grille d'ordures ménagères et approche thermodynamique du comportement des métaux lourds. Institut National Polytechnique de Lorraine, Vandœuvre-lès-Nancy.
- Miranda, M., Cabrita, I., Pinto, F., Gulyurtlu, I., 2013. Mixtures of rubber tyre and plastic wastes pyrolysis: A kinetic study. *Energy* 58, 270–282. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.06.033>
- Mokrzycki, E., Uliasz-Bocheńczyk, A., 2003. Alternative fuels for the cement industry. *Appl. Energy* 74, 95–100.
- Mujumdar, A.S., 1995. *Handbook of industrial drying*, 2nd ed. Dekker, New-York.
- Mujumdar, K.S., Ranade, V.V., 2008. CFD modeling of rotary cement kilns. *Asia-Pac. J. Chem. Eng.* 3, 106–118. <https://doi.org/10.1002/apj.123>
- Mujumdar, K.S., Ranade, V.V., 2006. Simulation of Rotary Cement Kilns Using a One-Dimensional Model. *Chem. Eng. Res. Des.* 84, 165–177. <https://doi.org/10.1205/cherd.04193>
- Navarro, A., 2004. Déchets en cimenterie -Contexte général. *Tech. Ing. Énergies Métier Ing. Territ.* G2250 V1.
- Ngako, S., Mouangue, R., Caillat, S., Kuitche, A., Saragba, E., 2015. Numerical investigation of bed depth height, axial velocity and mean residence time of inert particles in steady state industrial cement rotary kiln: Case of Figuil Plant in Cameroon. *Powder Technol.* 271, 221–227. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.11.007>
- Nguyen, T.H., 2015. Étude expérimentale et modélisation du procédé de séchage des végétaux. Université de Bretagne-Sud.
- Nielsen, A.R., 2012. Combustion of large solid fuels in cement rotary kilns: Ph.D. Thesis. Department of Chemistry, Technical University of Denmark, Kgs. Lyngby.
- Nielsen, A.R., Larsen, M.B., Glarborg, P., Dam-Johansen, K., 2012. Devolatilization and Combustion of Tire Rubber and Pine Wood in a Pilot Scale Rotary Kiln. *Energy Fuels* 26, 854–868. <https://doi.org/10.1021/ef201353t>
- Nielsen, A.R., Morten B., L., Glarborg, P., Dam-Johansen, K., 2011a. Sulfur Release from Cement Raw Materials during Solid Fuel Combustion. *Energy Fuels* 25, 3917–3924.
- Nielsen, A.R., Morten B., L., Glarborg, P., Dam-Johansen, K., 2011b. High-Temperature Release of SO₂ from Calciner Cement Raw Materials. *Energy Fuels* 25, 2917–2926.
- Niksiar, A., Sohrabi, M., Rahimi, A., 2013. A correction on a published kinetic model for tyre pyrolysis in a conical spouted bed reactor. *J. Anal. Appl. Pyrolysis* 104, 707–709. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2013.06.013>
- Nørskov, L.K., 2012. Combustion of solid alternative fuels in the cement kiln burner. Technical University of Denmark.
- OFPPT, 2017. Brûleurs industriels.
- Okbas, Y., 1984. Les combustibles pour l'industrie du ciment, Saim Toraman Matbaasi. ed, Saim Toraman Matbaasi. Ankara.

Références bibliographiques

- Oyedun, A., Lam, K.-L., Fittkau, M., Hui, C.-W., 2012. Optimisation of particle size in waste tyre pyrolysis. *Fuel* 95, 417–424. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.09.046>
- 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. *Metall. Mater. Trans. B* 31, 381–390. <https://doi.org/10.1007/s11663-000-0056-5>
- 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. *Metall. Mater. Trans. B* 31, 391–402.
- PEEIC, 2009. Analyse comparative de la consommation d'énergie dans l'industrie canadienne du ciment - Rapport sommaire.
- Perron, J., Bui, R.T., 1990. Rotary cylinders: Solid transport prediction by dimensional and rheological analysis. *Can. J. Chem. Eng.* 68, 61–68. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450680108>
- Perry, R.H., Green, D.W. (Eds.), 1999. Perry's chemical engineers' handbook, 7. ed., [3. Nachdr.]. ed, Perry's chemical engineers' platinum edition. McGraw-Hill, New York, NY.
- Piron, 2017. Combustibles Piron SA [WWW Document]. [Httpwwwcombustibles-PironbedecharbonsindexcategorieMelange](http://www.combustibles-pironbedecharbonsindexcategorieMelange). URL (accessed 8.17.17).
- Piton, M., 2015. Récupération de la chaleur fatale: application aux fours rotatifs. Nantes, Ecole des Mines.
- Piton, M., Huchet, F., Le Corre, O., Le Guen, L., Cazacliu, B., 2015. A coupled thermal-granular model in flights rotary kiln: Industrial validation and process design. *Appl. Therm. Eng.* 75, 1011–1021. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.10.052>
- Pongo Pongo, C., 2012. Caractéristiques des produits Cinat.
- Radwan, A.M., 2012. Different Possible Ways for Saving Energy in the Cement Production. *Adv. Appl. Sci. Res.* 3 (2), 1162–1174.
- Rahman, A., Rasul, M.G., Khan, M.M.K., Sharma, S., 2015. Recent development on the uses of alternative fuels in cement manufacturing process. *Fuel* 145, 84–99. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.12.029>
- Ratte, J., Marias, F., Vaxelaire, J., Bernada, P., 2009. Mathematical modelling of slow pyrolysis of a particle of treated wood waste. *J. Hazard. Mater.* 170, 1023–1040. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.05.077>
- Riffaud, J.B., Koehret, B., 1972. Modeling and simulation of an alumina kiln. *Brit Chem Eng Proc Tech* 17, 413–419.
- Romero Valleöztzl, M.A., 2012. Numerical Modelling of Granular Beds in Rotary Kilns. Delft University of Technology.
- RTCE, 2011. Le guide environnemental du secteur cimentier en Tunisie.
- Saad Alami, Y., 2017. Valorisation des déchets -Les cimentiers misent sur l'expertise européenne [WWW Document]. [Httpwwwleconomistecomarticle1000888-Valoris.--Dechets](http://www.leconomistecomarticle1000888-Valoris.--Dechets). URL (accessed 8.17.17).
- Saeman, W.C., 1951. Passage of solids through rotary kilns. *Chem Eng Prog* 47, 508–514.
- Seghir-Ouali, S., Saury, D., Harmand, S., Phillipart, O., Laloy, D., 2006. Convective heat transfer inside a rotating cylinder with an axial air flow. *Int. J. Therm. Sci.* 45, 1166–1178. <https://doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2006.01.017>
- Shi, D., Vargas, W.L., McCarthy, J.J., 2008. Heat transfer in rotary kilns with interstitial gases. *Chem. Eng. Sci.* 63, 4506–4516. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.06.006>

- Shi, Y.-C., Specht, E., Herz, F., Knabbe, J., Sprinz, U., 2011. Experimental investigation of the axial discharging velocity of particles from rotary kilns. *Granul. Matter* 13, 465. <https://doi.org/10.1007/s10035-011-0258-3>
- Shin, D., Choi, S., 2000. The combustion of simulated waste particles in a fixed bed. *Combust. Flame* 121, 167–180.
- Singh, S., Nimmo, W., Gibbs, B.M., Williams, P.T., 2009. Waste tyre rubber as a secondary fuel for power plants. *Fuel* 88, 2473–2480. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2009.02.026>
- Solvay, 2017. Cimenterie-Neutralisation efficace de HCl & SOx [WWW Document]. [Httpwwwsolvairsolutions.com/fr/secteurs-Ind](http://www.solvairsolutions.com/fr/secteurs-Ind).
- Spang, H.A., 1972. A dynamic model of a cement kiln. *Automatica* 8, 309–323. [https://doi.org/10.1016/0005-1098\(72\)90050-7](https://doi.org/10.1016/0005-1098(72)90050-7)
- Specht, E., Shi, Y.-C., Woche, H., Knabbe, J., Sprinz, U., 2010. Experimental investigation of solid bed depth at the discharge end of rotary kilns. *Powder Technol.* 197, 17–24. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2009.08.024>
- Tartarelli, R., Seggiani, M., 2010. Analisi e modellazione numerica del processo di gassificazione del carbone in reattori updraft.
- Teislev, B., 2006. Simulation of the biomass updraft gasifier.
- Telschow, S., 2012. Clinker burning kinetics and mechanism. FLSmidth A/SFLSmidth A/S.
- Treussart, C.-L., 1829. Mémoire sur les mortiers hydrauliques et sur les mortiers ordinaires, Carillan-Goeury. ed.
- Tsiliyannis, C.A., 2012. Alternative fuels in cement manufacturing: Modeling for process optimization under direct and compound operation. *Fuel* 99, 20–39. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.03.036>
- USGS, 2017. Cement Statistics and Information [WWW Document]. <https://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/cement/>.
- Vàhl, L., Kingma, W.G., 1952. Transport of solids through horizontal rotary cylinders. *Chem. Eng. Sci.* 1, 253–258.
- Van Rompaey, G., 2006. Etude de la réactivité des ciments riches en laitier, à basse température et à temps court, sans ajout chloruré. Université Libre de Bruxelles, Bruxelles.
- Vijeu, R., Gerun, L., Tazerout, M., Castelain, C., Bellettre, J., 2008. Dimensional modelling of wood pyrolysis using a nodal approach. *Fuel* 87, 3292–3303. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2008.06.004>
- Wang, S., Dai, G., Yang, H., Luo, Z., 2017. Lignocellulosic biomass pyrolysis mechanism: A state-of-the-art review. *Prog. Energy Combust. Sci.* 62, 33–86. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.05.004>
- Wang, S., Lu, J., Li, W., Li, J., Hu, Z., 2006. Modeling of Pulverized Coal Combustion in Cement Rotary Kiln. *Energy Fuels* 20, 2350–2356. <https://doi.org/10.1021/ef060027p>
- Watanabe, H., Otaka, M., 2006. Numerical simulation of coal gasification in entrained flow coal gasifier. *Fuel* 85, 1935–1943. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.02.002>
- Werther, J., Saenger, M., Hartge, E.-U., Ogada, T., Siagi, Z., 2000. Combustion of agricultural residues. *Prog. Energy Combust. Sci.* 26, 1–27. [https://doi.org/10.1016/S0360-1285\(99\)00005-2](https://doi.org/10.1016/S0360-1285(99)00005-2)
- Wes, G.W.J., Drinkenburg, A.A.H., Stemerding, S., 1976. Heat transfer in a horizontal rotary drum reactor. *Powder Technol.* 13, 185–192. [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(76\)85003-6](https://doi.org/10.1016/0032-5910(76)85003-6)
- Witsel, A., Renotte, C., Remy, M., 2000. New dynamic model of a rotary cement kiln.

Références bibliographiques

- World Energy, 2017. Conversion Factors and Energy Equivalents [WWW Document]. www.worldenergy.org.
- Yin, H., Zhang, M., Liu, H., 2014. Numerical simulation of three-dimensional unsteady granular flows in rotary kiln. *Powder Technol.* 253, 138–145. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2013.10.044>
- Zabaniotou, A., Theofilou, C., 2008. Green energy at cement kiln in Cyprus—Use of sewage sludge as a conventional fuel substitute. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 12, 531–541. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2006.07.017>
- Zhang, Y., Niu, Y., Zou, H., Lei, Y., Zheng, J., Zhuang, H., Hui, S., 2017. Characteristics of biomass fast pyrolysis in a wire-mesh reactor. *Fuel* 200, 225–235. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.03.070>

ECOLE DOCTORALE :
Ecole doctorale en Sciences Exactes et leurs Applications (ED211)

LABORATOIRE :
Laboratoire de Thermique, Energétique et Procédés (LaTEP)

CONTACT
jr.bisulandu@gmail.com