

## Modèle d'échange d'énergie et de matière dans un four rotatif, incluant la combustion

K. Moussi <sup>1\*</sup>, D. Touil <sup>2</sup>, M. Fedailaine <sup>1†</sup> et S. Belaadi <sup>3</sup>

<sup>1</sup> Centre de Développement des Energies Renouvelables, CDER  
B.P. 62, Route de l'Observatoire, 16340 Bouzaréah, Algiers, Algeria

<sup>2</sup> Laboratoire Energie et Pollution de l'air, Faculté des Sciences de l'Ingénieur  
Université Saâd Dahlab, B.P. 270, 09000 Blida, Algeria

<sup>3</sup> Laboratoire Génie de la Réaction, Faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés  
Université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene, USTHB  
B.P. 32, El Alia, 16111 Bab Ezzouar, Algiers, Algeria

(reçu le 23 Décembre 2013 – accepté le 25 Mars 2015)

**Résumé** - Cette étude a pour objet la modélisation d'un four rotatif d'une cimenterie par voie sèche. Le modèle repose sur la connaissance des cinétiques des réactions et sur la représentation macroscopique des écoulements par une cascade de réacteurs parfaitement agités, avec reflux pour la zone de calcination, suivie d'une série de réacteurs tubulaires pour la zone de transition, de clinkerisation et de refroidissement. Les équations du modèle sont constituées des bilans de matière et de chaleur couplées entre elles par la cinétique des réactions. Le modèle validé par les mesures expérimentales permet d'obtenir la température et les compositions du gaz et du solide le long des différentes zones du four.

**Abstract** - This work concerns the modelling of a rotary kiln of cement plant. This system is modeled by a gas-solid series of cross-current contacting stages fully mixed and tubular reactors based on heat and mass balance, reaction kinetics and macroscopic representation of flows. This model validated by experimental data. It enables the calculation of temperature and composition of gas and solid along the various zones of rotary kiln.

**Mots clés:** Energie - Four rotatif – Cimenterie - Modélisation.

### 1. INTRODUCTION

L'industrie cimentière est un grand secteur consommateur d'énergie et une source fortement émettrice de gaz à effet de serre (CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> et les imbrûlés), du aux besoins en énergie calorifique pour la cuisson du clinker, la calcination du calcaire et la consommation électrique représente environ 80 % de la matière première à ciment.

L'analyse thermodynamique des procédés, par l'approche exergetique, est essentielle en vue de l'optimisation énergétique des procédés (Szargut *et al.*, 1988 [1]; Brodayanski *et al.*, 1994 [2]).

Si l'ensemble des résultats de l'analyse exergetique, appliquée à l'industrie de ciment cités dans la littérature (Touil *et al.*, 2005 [3]; Rasul *et al.*, 2005 [4]) tend à identifier le procédé de cuisson du clinker (constitué par le préchauffeur à cyclones, le four rotatif et le refroidisseur à grilles) comme étant le plus dégradant d'énergie, la compréhension et l'identification des mécanismes et des causes qui président à leur imperfection thermodynamique restent inconnues.

---

\* k.moussi@cder.dz

† m.fedailaine@cder.dz

Le procédé du four rotatif, faisant l'objet de cette étude, met en œuvre des échanges thermiques accompagnés de différentes réactions chimiques nécessaires à la cuisson de la farine crue.

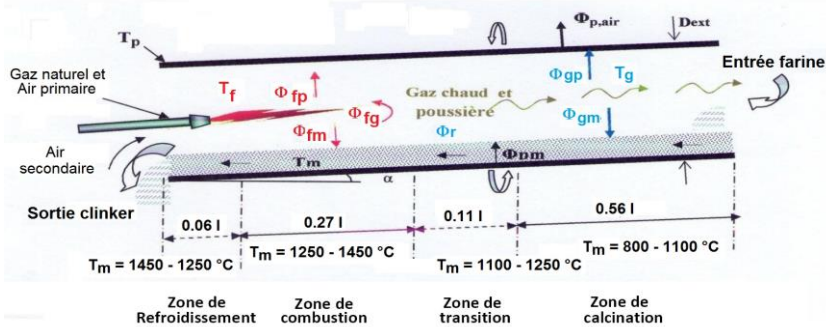


Fig. 1: Four rotatif

L'étude nécessite sa modélisation afin d'examiner l'intensité des irréversibilités associées à l'échange thermique et à la réaction chimique. Le modèle repose sur une représentation macroscopique des écoulements gaz-solide avec la connaissance des cinétiques de réactions pour ce type de procédé.

## 2. DESCRIPTION DU FOUR ROTATIF

Le four rotatif de l'unité (Fig. 1) de dimensions ( $\varnothing = 5\text{ m}$  et  $L = 89\text{ m}$ ) se compose d'une enveloppe en tôle d'acier, d'une épaisseur de 25 mm. Il est garni d'éléments réfractaires, et présente une inclinaison de 3.5 %, vers la sortie.

Après passage dans le préchauffeur à cyclones, la farine décarbonatée partiellement progresse vers l'aval sous l'effet de la rotation et la pente du four. Au contact des gaz chauds produits par la combustion du gaz naturel, la farine s'échauffe jusqu'à clinkerisation (fusion partielle) vers 1450 °C.

A la sortie du four, le clinker comprend essentiellement les deux silicates de calcium  $3\text{CaOSiO}_2$  ( $\text{C}_3\text{S}$ ) et  $2\text{CaOSiO}_2$  ( $\text{C}_2\text{S}$ ); l'aluminium et le fer passent, en majeure partie, à l'état de  $3\text{CaOAl}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_3\text{A}$ ) et d'une solution solide de composition approximative  $4\text{CaOAl}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_4\text{AF}$ ).

Tableau 1: Paramètres opératoires des gaz et solide

	Pression (bar)	Température (°C)	Débit (kg/s)
Gaz entrée four	0.989	1080	44.85
Gaz naturel	1	15	2.52
Air primaire	1.011	25	6.72
Air secondaire	1.016	800	36.40
Air parasite	1	25	4.51
Farine, entrée préchauffeur	-	63	60.82
Poussières, entrée four	-	1080	7.04
Poussière, sortie préchauffeur	-	350	7.04
Farine, entrée four	-	850	50.98
Clinker	-	1300	34.72

**Tableau 2:** Réactions mises en jeu (Seidel *et al.*, 1980)

Réaction chimique	T (°C)	Zone
CaCO <sub>3</sub> = CaO + CO <sub>2</sub>	800 - 1250	Calcination Et transition
2CaO + SiO <sub>2</sub> = C <sub>2</sub> S		
CaO + Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> = CA		
3CaO + Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> = C <sub>3</sub> A		
4CaO + Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> + Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> = C <sub>4</sub> AF	1250 - 1450	Combustion
C <sub>2</sub> S + CaO = C <sub>3</sub> S		
Cristallisation de C <sub>2</sub> S, C <sub>3</sub> S, C <sub>4</sub> A et C <sub>4</sub> AF	1450 - 1250	Refroidissement

L'augmentation de température de la matière est très prononcée environ 1450°C à cause de l'accélération du processus de fusion.

Ceci s'explique par la présence de la flamme de combustion environ 1950 °C dans cette zone qui génère une haute valeur de la température des gaz, d'où l'effet thermique gaz-matière devient plus important.

**Tableau 3:** Composition massique farine et clinker

Comp.	CaO	MgCO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	CaSO <sub>4</sub>
Farine	56.40	2.41	4.65	16.04	16.24	0.60	1.96
Clinker	-	-	-	-	1.26	1.96	1.02
Comp.	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>3</sub> S	C <sub>2</sub> S	C <sub>3</sub> A	C <sub>4</sub> AF
Farine	0.52	0.32	2.33	-	-	-	-
Clinker	0.67	0.17	-	57.00	18.98	8.89	9.55

### 3. FORMULATION MATHÉMATIQUE DU MODÈLE

Parmi les modèles généralement retenus pour rendre compte de l'écoulement complexe du gaz et du solide dans le four rotatif, nous avons choisi celui de mélangeurs parfaits en série avec reflux du solide pour la zone de calcination, suivi d'un réacteur tubulaire pour les autres zones. Le reflux du solide permet le calcul de la quantité de poussières entraînée par le gaz.

#### 3.1 Zone de calcination

Les équations du modèle sont similaires à celles développées pour le préchauffeur à cyclones (Touil *et al.*, 2007) [6]. Les bilans massiques et enthalpiques sont établis pour chaque étage dans lesquels les compositions de solide et du gaz sont exprimées par les fractions massiques des différentes espèces en présence.

Dans cette zone, on suppose la terminaison de la décomposition du carbonate de calcium suivie de la formation de C<sub>2</sub>S aux environ de 1100 °C. La cinétique réactionnelle solide-solide de la formation de C<sub>3</sub>S, C<sub>2</sub>S, C<sub>3</sub>A et C<sub>4</sub>AF est régie par l'équation de Jander (cité par Seidel *et al.*, 1980), [5] suivante:

$$1 - \sqrt[3]{(1 - y)^2} = K \times t$$

y est la fraction massique, t est le temps de séjour moyen de la matière. La constante de vitesse K est décrite par la loi d'Arrhenius, pour laquelle le facteur de fréquence et l'énergie d'activation du composé i sont donnés par Spang (1972) [7].

### 3.2 Zones de transition, de combustion et de refroidissement

#### 3.2.1 Expressions des flux thermiques

Les flux thermiques échangés dans les zones de transition, de combustion et de refroidissement sont exprimés en fonction des longueurs d'échange  $L_1$ ,  $L_2$  et  $L_3$  (Fig. 2).

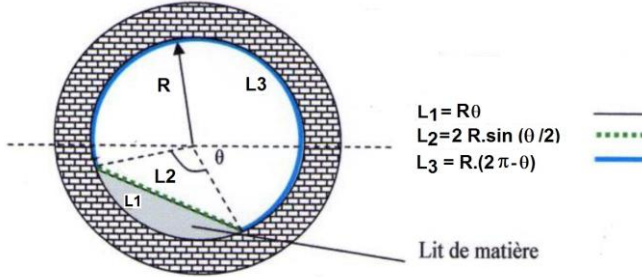


Fig. 2: Angle du talus de matière et longueurs d'échange de chaleur

$\theta$ , Angle de talus de la matière (rad)

Les flux thermiques mis en jeu dans le four sont donnés par les équations suivantes:

- Flux d'échange de chaleur entre les gaz et la matière

$$\phi_{gm} = h_g \cdot L_2 \cdot (T_g - T_m) + \sigma \cdot L_2 \cdot \varepsilon_m \cdot \varepsilon_g \cdot (T_g^4 - T_m^4) L$$

- Flux d'échange de chaleur entre les gaz et la paroi

$$\phi_{gp} = h_g \cdot L_3 \cdot (T_g - T_p) + \sigma \cdot L_3 \cdot \varepsilon_p \cdot \varepsilon_g \cdot (T_g^4 - T_p^4)$$

- Flux d'échange de chaleur entre la paroi et la matière

$$\phi_{pm} = h_p \cdot L_1 \cdot (T_p - T_m) + \sigma \cdot L_2 \cdot \varepsilon_p \cdot \varepsilon_m \cdot (1 - \varepsilon_g) (T_p^4 - T_m^4)$$

- Flux d'échange de chaleur entre la paroi et l'air

$$\phi_{pA} = h_e \cdot \Pi \cdot D \cdot (T_p - T_A)$$

- Flux d'échange de chaleur entre la flamme et la paroi

$$\phi_{fp} = \sigma \cdot L_3 \cdot \varepsilon_f (1 - \varepsilon_g) \cdot \varepsilon_p \cdot F_{fp} \cdot (T_f^4 - T_p^4)$$

- Flux d'échange de chaleur entre la flamme et les gaz

$$\phi_{fg} = \sigma \cdot S_1 \cdot \varepsilon_f \cdot \varepsilon_g \cdot (T_f^4 - T_p^4) + h_f \cdot S_f \cdot (T_f - T_g)$$

- Flux d'échange de chaleur entre la flamme et la matière

$$\phi_{fm} = \sigma \cdot L_2 \cdot \varepsilon_f \cdot \varepsilon_m \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot F_{fm} \cdot (T_f^4 - T_m^4)$$

La mise en équation du processus de cuisson du clinker dans le four rotatif, comporte d'énormes difficultés dues à la nature complexes des phénomènes physico-chimiques mis en jeu, à la rotation du four, au déplacement relatif de la matière qui renouvelle sans cesse des surfaces de contacts avec les gaz et la paroi, ainsi qu'au mouvement des gaz chargés de poussières. Afin de s'affranchir partiellement de ces contraintes et d'aboutir à une formulation des équations décrivant ces phénomènes, les hypothèses simplificatrices s'imposent.

Les émissivités  $\varepsilon_p$ ,  $\varepsilon_g$ ,  $\varepsilon_m$ ,  $\varepsilon_f$  sont estimées d'après Seidel *et al.*, 1980, [5] aux valeurs respectives de 0.80; 0.27, 0.70 et 0.20. Les facteurs de formes  $F_{fp}$  et  $F_{fm}$  sont estimés d'après Mureau (1992) [8] aux valeurs de 0.367 et 0.364.

$h_g$  est le coefficient d'échange de chaleur par convection entre le gaz et la matière d'une part et entre le gaz et la paroi d'autre part. Il peut être calculé par la corrélation suivante (Man *et al.*, 1988) [90].

$$Nu = 0.036 \times Pr^{1/3} \times Re^{0.8}$$

$h_p$  est le coefficient d'échange de chaleur par conduction paroi – matière, calculé par l'équation de Manitus (cité par Belanger, 1978) [10].

$$h_p = 0.8 \sqrt{529.55 \times \Omega (1 + 2.5 \times 10^{-4} \times (T_{p\text{moy}} - 273))}$$

$T_{p\text{moy}}$  est la t moyenne de la paroi du four.

### 3.2.2 Flux réactionnels et de changement de phase

Les différents flux réactionnels, de fusion et de cristallisation par rapport à l'unité de longueur du four rotatif sont donnés ci-après.

$\phi_4 = -S \times \frac{\partial y_4}{\partial l} \Delta H_4$	- Flux de fusion
	$\phi_{\text{fus},i} = S \times \Delta H_{\text{fus},i} \frac{\partial y_i}{\partial l}$
$\phi_3 = -S \times \frac{\partial y_5}{\partial l} \Delta H_5$	
$\phi_2 = -S \times \frac{\partial y_2}{\partial l} \Delta H_2$	- Flux de cristallisation
	$\phi_{\text{cris},i} = S \times \Delta H_{\text{cris},i} \frac{\partial y_i}{\partial l}$
$\phi_3 = -S \times \frac{\partial y_3}{\partial l} \Delta H_3$	

$\Delta H_i$ , Enthalpie de la réaction chimique du composé i

$\Delta H_{\text{fus},i}$ , Enthalpie de fusion du composé i

$\Delta H_{\text{cris},i}$ , Enthalpie de cristallisation du composé i.

$$V_m = K_m \cdot \Omega \cdot \alpha \cdot D$$

$V_m$  étant la vitesse moyenne de déplacement de la matière supposée être proportionnelle à la vitesse de rotation du four ( $\Omega$ ), à son diamètre (D) et à l'inclinaison ( $\alpha$ ) par rapport l'horizontal, la constante  $K_m$  est estimée à 0.19 (Dumont, 1978) [11]

### 3.2.3 Bilans thermiques des différentes zones

Les bilans thermiques permettent de prendre en compte les enthalpies des réactions et les différents échanges thermiques entre solide, gaz et paroi du four (Fig. 3). Afin de

simplifier le calcul, les chaleurs spécifiques e les débits massiques du solide (S) et du gaz (G) sont considérés constants.

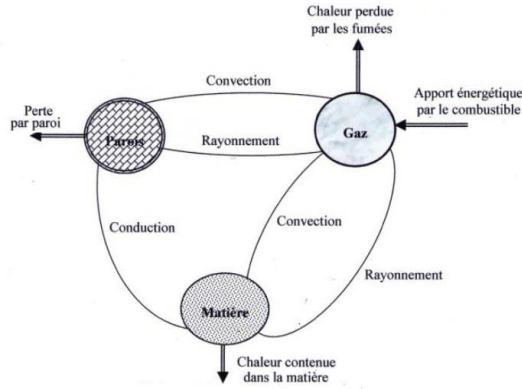


Fig. 3: Mode de transfert thermique du four rotatif

### Zone de transition

$$\frac{\partial}{\partial l} (S \cdot C_{pm} \cdot T_m) = \phi_{gm} + \phi_{pm} - \phi_{r4} - \phi_5 + \phi_{fus8} + \phi_{fus9}$$

$$\frac{\partial}{\partial l} (G \cdot C_{pg} \cdot T_g) = -\phi_{gm} - \phi_{gp}$$

$$\phi_{gp} - \phi_{pm} - \phi_{pA} = 0$$

### Zone de combustion

$$\frac{\partial}{\partial l} (S \cdot C_{pm} \cdot T_m) = \phi_{gm} + \phi_{pm} + \phi_{fm} - \phi_{r3}$$

$$\frac{\partial}{\partial l} (G \cdot C_{pg} \cdot T_g) = -\phi_{gm} - \phi_{gp} + \phi_{fg}$$

$$\phi_{gp} + \phi_{fp} - \phi_{pA} - \phi_{pm} = 0$$

### Zone de refroidissement

$$\frac{\partial}{\partial l} (S \cdot C_{pm} \cdot T_m) = \phi_{gm} + \phi_{pm} + \phi_{cris,2} + \phi_{cris,3} + \phi_{cris,4} + \phi_{cris,5}$$

$$\frac{\partial}{\partial l} (G \cdot C_{pg} \cdot T_g) = \phi_{gm} + \phi_{gp}$$

$$\phi_{gp} - \phi_{pA} - \phi_{pm} = 0$$

La substitution des équations des flux thermiques et réactionnels dans les équations précédentes donne pour chaque zone après réarrangement.

### Zone de transition

$$\frac{\partial T_m}{\partial l} = \left[ \begin{array}{l} N_1 T_m^4 + N_2 T_m + N_3 T_g^4 + N_4 T_g + N_5 T_p^4 + N_6 T_p + F_4 (F_1 \exp\left(\frac{\gamma_5}{T_m}\right) + F_2 \exp\left(\frac{2\gamma_5}{T_m}\right)) \\ + F_3 l^2 \exp\left(\frac{3\gamma_5}{T_m}\right) + F_8 (F_5 \exp\left(\frac{\gamma_4}{T_m}\right) + F_6 \exp\left(\frac{2\gamma_4}{T_m}\right) + F_7 l^2 \exp\left(\frac{3\gamma_4}{T_m}\right)) \end{array} \right]$$

### Zone de combustion

$$\frac{\partial T_m}{\partial l} = \left[ \frac{M_1 T_m^4 + M_2 T_m + M_3 T_g^4 + M_4 T_g + M_5 T_p^4 + M_6 T_p + M_7 T_f^4 + F_9 \cdot l^{-1/2} \exp\left(\frac{\gamma_3}{2 \cdot T_m}\right) + F_{10} \exp\left(\frac{\gamma_3}{T_m}\right) + F_{11} \cdot l^{1/2} \exp\left(\frac{3\gamma_3}{2 \cdot T_m}\right)}{\right]$$

$N_i$ ,  $F_i$ ,  $\gamma_i$ ,  $M_i$  et  $R_i$  sont des constantes, regroupant les débits du gaz, de la matière, des coefficients de transfert de chaleur, des enthalpies standards de formation des composés, des enthalpies de fusion, de cristallisation, des émissivités de la matière, du gaz et de la paroi, ainsi que d'autres constantes.

### Zone de refroidissement

$$\frac{\partial T_m}{\partial l} = \left[ \frac{R_1 T_m^4 + R_2 T_m + R_3 T_g^4 + R_4 T_g + R_5 T_p^4 + R_6 T_p + F_{12} (F_{16} l^{-1/2} \exp\left(\frac{\gamma_3}{2 \cdot T_m}\right) + F_{17} \exp\left(\frac{\gamma_3}{2 \cdot T_m}\right) + F_{18} l^{1/2} \exp\left(\frac{3\gamma_3}{2 \cdot T_m}\right) + F_{19} l^2 \exp\left(\frac{3\gamma_5}{T_m}\right)) + F_8 (F_5 \exp\left(\frac{\gamma_4}{T_m}\right) + F_6 l \exp\left(\frac{2\gamma_4}{T_m}\right) + F_7 l^2 \exp\left(\frac{3\gamma_4}{T_m}\right))}{\right]$$

### 3.4 Résultats et interprétations

Au vu de la comparaison de la composition minéralogique et la température du clinker mesurées et calculées (**Tableaux 4** et **5**), nous pouvons dire que le modèle rend bien compte des cinétiques des réactions et des échanges thermiques entre le gaz et la matière.

**Tableau 4:** Comparaison des valeurs des compositions chimiques du clinker de l'Unité et celles calculées par le modèle

Paramètres opératoires		mesurée	calculée
Composition Chimique du Clinker (%)	<b>C<sub>2</sub>S</b>	18.98	20.94
	<b>C<sub>3</sub>S</b>	57.00	54.90
	<b>C<sub>3</sub>A</b>	8.89	8.29
	<b>C<sub>4</sub>AF</b>	9.55	9.88
	<b>CaO</b>	1.26	1.14

**Tableau 5:** Comparaison des valeurs des températures chimiques du clinker de l'Unité et celles calculées par le modèle

Zone du four	Température T (°C)	
	Mesurée	Calculée
<b>Zone de calcination</b>	800-1100	801-1140
<b>Zone de transition</b>	1100-1250	1110-1297
<b>Zone de combustion</b>	1250-1450	1297-1568
<b>Zone de refroidissement</b>	1450-1250	1568-1203

Les figures 4 et 5 représentent en fonction de la longueur du four, les profils de températures de la matière, du gaz et de la paroi, ainsi que les fractions massiques des différents composés en présence.

On constate une forte augmentation de la température du gaz, de la matière et de la paroi dans les zones de transition et de combustion. Ces zones nécessitent des importantes quantités de chaleur pour la naissance de C<sub>3</sub>A et C<sub>4</sub>AF, ainsi que pour

l'accélération du processus de fusion, milieu favorable et nécessaire à la production de  $C_3S$ .

Quant à la zone de refroidissement, une diminution des températures est constatée pour la paroi et la matière à cause du préchauffage d'air secondaire par le refroidissement de la matière.

D'autre part, cette représentation dénote un important non uniformité de la force motrice de température gaz-paroi dans la zone de ce qui entraîne une forte production d'entropie dans cette zone.

Ceci peut être expliqué par la présence de la flamme de combustion qui génère une très haute valeur de la température des gaz. L'intensité thermique du rayonnement diminue au fur et à mesure que l'on s'éloigne de la zone de cuisson, la part prise par la convection et la conduction devenant alors prépondérante et une uniformité de la différence de température est constatée.

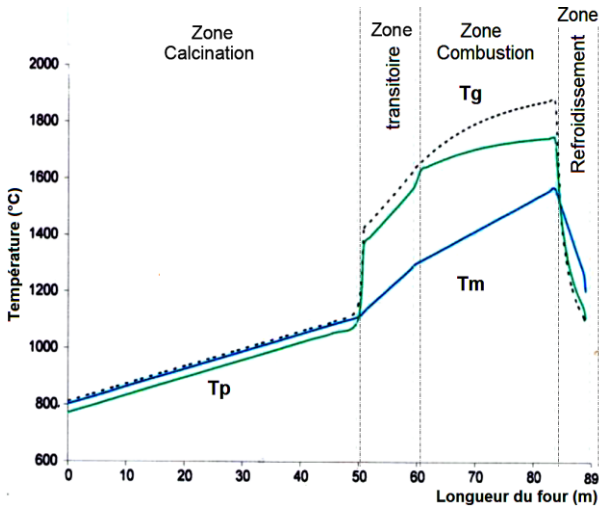


Fig. 4: Profil thermique du gaz, de la paroi et de la matière le long du four

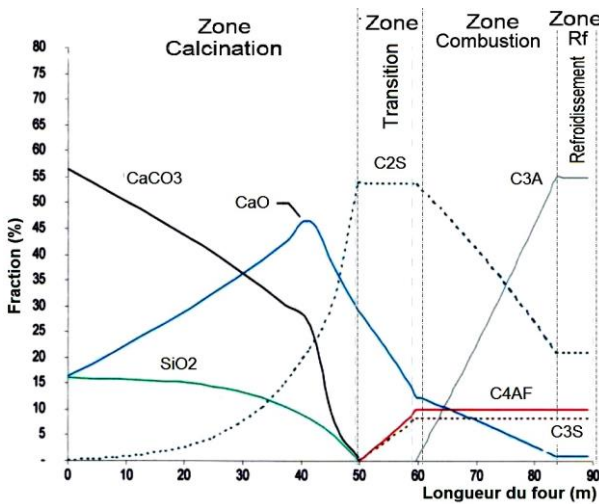


Fig. 5: Profil de la composition chimique du clinker le long du four



## 4. CONCLUSION

Le modèle développé pour la calcination du calcaire dans le four rotatif est validé par les mesures expérimentales. Il a permis le calcul des profils thermiques et chimiques mis en jeu dans ce type d'installation.

La zone de combustion génère une forte production d'entropie associée à l'irréversibilité thermique gaz-paroi et gaz matière.

Le modèle développé permet ainsi de prévoir la composition des différents composés chimiques de la charge le long du four dans les conditions très variées. Il met en évidence la forte imbrication entre les cinétiques des réactions, les charges thermiques et les écoulements.

## NOMENCLATURE

$C_{pm}$ , Capacité calorifique massique de la matière, kcal/kg.K	$C_{pg}$ , Capacité calorifique massique des gaz de fumée, kcal/kg.K
$N$ , Nombre d'étages	$R$ , Rayon du four, m
$F_{fm}$ , Facteur de forme flamme-matière	$Nu$ , Nombre de Nusselt
$F_{fp}$ , Facteur de forme flamme-paroi	$Pr$ , Nombre de Prandtl
$D$ , Diamètre du four, m	$Re$ , Nombre de Reynolds
$G$ , Débit mas. es gaz de combustion, kg/s	$T_a$ , Température atmosphérique, K
$H_{i,k}$ , Enthalpie massique de l'espèce $i$ à l'étage $k$ , kcal/kg	$h_e$ , Coefficient superficiel d'échange à la surface extérieure du calorifuge, kcal/h.m.K
$h_{gr}$ , Coefficient d'échange entre paroi du four et le milieu réactionnel	$h_f$ , Coefficient d'échange thermique de la flamme
$h_g$ , Coefficient d'échange convectif, kcal/h.m <sup>2</sup> .K	$h_p$ , Coefficient d'échange thermique paroi-matière, kcal/h.m <sup>2</sup> .K
$T_f$ , Température de la flamme, K	$t_s$ , Temps de séjour du solide (four), s
$L$ , Longueur du four, m	$M_i$ , Masse molaire de l'espèce $i$
$L_i$ , longueur d'échange, m	$M_s$ , Masse du solide retenu à chaque étage
$S$ , Débit massique du solide, kg/s	$S_f$ , Surface latérale de la flamme, m <sup>2</sup>
$T_g$ , Température des gaz, K	$T_m$ , Température de la matière, K
$T_p$ , Température de la paroi du four, K	$T_{pmoy}$ , Temp. moy. de la paroi four, K
$V_m$ , Vitesse de dépla. de la matière, m/h	$\epsilon_f$ , Emissivité thermique de la flamme
$\alpha$ , Inclinaison du four, %	$\epsilon_g$ , Emissivité thermique du gaz
$\epsilon_m$ , Emissivité thermique de la matière	$\epsilon_p$ , Emissivité thermique de la paroi
$\theta$ , Angle de talus de la matière, rad	$\Phi_i$ , Flux réactionnels, kcal/h
$\Omega$ , Vitesse de rotation du four, Tr/min	$\sigma$ , Cons. Stefan-Boltz. $5.6710^{-8}$ W/m <sup>2</sup> .K <sup>4</sup>

## REFERENCES

- [1] J. Szargut, D.R. Morris and F.R. Steward, 'Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes', Hemisphere, New York, 322 p., 1988.
- [2] V. Brodyanski, M. Sorin and P. Le Goff, 'The Efficiency of Industrial Processes, Exergy Analysis and Optimization', Amsterdam, 1994.

- [3] D. Touil, H.F. Belabed, C. Frances, and S. Belaadi, '*Heat Exchange Modeling of a Grate Clinker Cooler and Entropy Production Analysis*', International Journal of Heat and Technology, Vol. 23, N°1, pp. 61 - 68, 2005.
- [4] M.G. Rasul, W. Widiyanto and B. Mohanty, 'Assessment of the Thermal Performance and Energy Conservation Opportunities of a Cement Industry in Indonesia', Applied thermal engineering, Vol. 25, N°17-18, pp. 2950 – 2965, 2005.
- [5] G. Seidel, H. Huckauf et S. Jochen, '*Technologie des Ciments, Chaux, Plâtres: Processus et Installations de Cuisson*', Septima, Paris.
- [6] D. Touil, S. Belaadi, M. Boughedaoui, S. Chikhi et C. Frances, 2007, '*Modélisation d'un Préchauffeur à Cyclones de Cimenterie et Analyse des Pertes Physico-Chimiques d'Exergie*', Récents Progrès en Génie des Procédés, N°96, Ed. SFGP, Paris, France, 2007.
- [7] H.A. Spang, 'A Dynamic Model of Cement Kiln', Automatica, Vol. 8, N°2, pp. 309-323, 1972.
- [8] P. Mureau, '*Modélisation d'un Four Rotatif de Convection de l'Hexafluorure d'Uranium en Dioxyde d'Uranium*', Thèse de Doctorat, ENSIGC-France, 1992.
- [9] K. Man, '*Simulation of an Industrial Rotary calciner with Trona ore Decomposition*', Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 27, N°7, pp. 1194 – 1198, 1988.
- [10] A. Manitus, A. Kurcysz, and E. Kaweckiw, '*Mathematical model of the Aluminium Oxide Rotary Kiln*', Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, Vol. 13, N°2, pp. 132 - 142, 1974.
- [11] G. Dumont and P.R. Belanger, '*Steady-State Study of Titanium Dioxide Rotary Kiln*', Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, Vol. 17, N°2, pp. 107 - 114, 1978.
- [12] D. Tondeur and E. Kvaalen, '*Equipartition of Entropy Production, an Optimality Criterion for Transfer and Separation Process*', Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 26, pp. 50 – 56, 1987.