HAL open science

Modélisation d'un préchauffeur à cyclones d'une cimenterie et analyse des pertes physico-chimiques d'exergie

Djamel Touil, Salah Belaadi, Mènouar Boughedaoui, Saadane Chikhi, Christine Frances

To cite this version:

Djamel Touil, Salah Belaadi, Mènouar Boughedaoui, Saadane Chikhi, Christine Frances. Modélisation d'un préchauffeur à cyclones d'une cimenterie et analyse des pertes physico-chimiques d'exergie. 11ème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés, Oct 2007, Saint-Etienne, France. pp.0. hal-04033886

HAL Id: hal-04033886

https://hal.science/hal-04033886v1

Submitted on 17 Mar 2023

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

Récents Progrès en Génie des Procédés – Numéro 96 – 2007
ISBN 2-910239-70-5, Ed. SFGP, Paris, France

11ème Congrès de la Société Française de Génie des Procédés, Saint Etienne, 9-11/10/07

Modélisation d'un préchauffeur à cyclones d'une cimenterie et analyse des pertes physico-chimiques d'exergie

Touil Djamel [a], Belaadi Salah [a], Boughedaoui Mènouar [b], Chikhi Saadane [b], Frances Christine [c1]

[a] Laboratoire Génie de la Réaction, FGMGP, Université Houari Boumediene, Alger, Algérie

[b] Laboratoire Energie et Pollution de l'air, FSI, Université Saad-Dahleb, Blida, Algérie

[c] Laboratoire de Génie Chimique, UMR CNRS 5503, Université de Toulouse, France

Résumé

Un modèle du préchauffeur à cyclones d'une unité de ciment est développé sur la base de données recueillies sur une installation industrielle comprenant quatre étages de cyclonage avec des alimentations à contre-courant de gaz chaud et de farine crue servant à la fabrication de clinker. La division du préchauffeur est modélisée par une cascade de mélangeurs parfaits avec reflux de solide afin d'évaluer la quantité de poussières quittant chaque étage. Les pertes d'exergie associées au transfert thermique et à la réaction principale liée à la décomposition du $CaCO_3$ sont analysées sous différentes conditions opératoires. Les résultats montrent que la température du gaz à l'entrée du préchauffeur et le nombre d'étages des cyclones ont une influence très significative sur les pertes physico-chimiques d'exergie. L'intensité de l'irréversibilité de la réaction de décarbonatation reste peu significative comparée à celle de l'échange thermique.

Mots-clés : Exergie, préchauffeur à cyclones, 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_2, NOx et les imbrûlés), du aux besoins en énergie calorifique pour la cuisson du clinker, la calcination du calcaire et la consommation électrique. La réduction des émissions de gaz à effet de serre dans ce secteur doit porter sur la maîtrise de l'énergie par des actions en faveur de l'accroissement de l'efficacité énergétique.

L'analyse thermodynamique des procédés, par l'approche exergétique, est essentielle en vue de l'optimisation énergétique des procédés (Szargut et al., 1988, Brodayanski et al., 1994). Si l'ensemble des résultats de l'analyse exergétique, appliquée à l'industrie de ciment cités dans la littérature (Appelbaum et Lannus, 1978, Gharsalli et al., 1999, Schijndel et al., 2000, Touil et al., 2005, Rasul et al. 2005) 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.

Le procédé du préchauffeur à cyclones, faisant l'objet de cette étude, met en œuvre un préchauffage accompagné de différentes réactions chimiques nécessaires à la décarbonatation partielle de la farine crue. L'étude nécessite sa modélisation afin d'examiner l'intensité des pertes d'exergie thermique associées à l'échange thermique entre la farine et le gaz, et des pertes d'exergie chimique liées à la réaction de décarbonatation, sous différentes conditions opératoires. Le modèle repose sur une représentation macroscopique des écoulements gaz-solide avec la connaissance des cinétiques de réactions pour ce type de procédé.

[1] Christine.Frances@ensiacet.fr

2. Description du préchauffeur à cyclones

Le préchauffeur est de type F. L. Smith, constitué par deux divisions à 4 étages de cyclones. Il permet le traitement d'un débit de farine de 60.83 kg/s, d'une humidité de 0.33%. Un débit spécifique d'air de transport de 0.027 kg/kg $_{farine}$ permet l'introduction de la farine dans le premier cyclone à l'étage supérieur (figure 1). Un ventilateur d'aspiration assure la circulation ascendante des gaz chauds provenant du four, produite par la combustion de 2.52kg/s de gaz naturel. Le courant gazeux provenant du cyclone inférieur entraîne cette matière vers le cyclone supérieur à l'aide d'une gaine de grandes dimensions. Le processus d'échange thermique, s'effectuant par contact intime entre la matière et les gaz, est suivi par la séparation des gaz qui se reproduit à chaque étage. Le préchauffage permet le dégagement de l'eau résiduelle, la déshydratation et la décomposition complète de l'argile et du carbonate de magnésium, et enfin la décarbonatation partielle de $CaCO_3$.

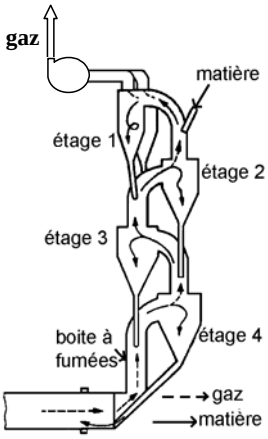

Figure 1. Division à 4 étages de cyclones du préchauffeur

2.1 Analyse et mesures expérimentales

Les tableaux 1 et 2 donnent les résultats de mesures expérimentales effectuées sur la farine à la sortie des étages et des gaz à l'entrée et à la sortie de la division étudiée du préchauffeur. L'analyse de l'O_2 et de CO_2 permet le calcul des débits du gaz à l'entrée de la division et de l'air infiltré (air faux) par les inétanchéités des cyclones. La température et l'humidité relative de l'air ambiant sont 25°C et 70%.

Tableau 1. Analyse des gaz et mesures expérimentales

	Farine	Gaz	Gaz		
	Température (°C)	Température (°C)	Pression (bar)	O_2 (%)	CO_2 (%)
Cyclone 1	352	350	0.953	2.47	36.24
Cyclone 2	579	570	0.965	-	-
Cyclone 3	721	720	0.974	-	-
Cyclone 4	820	822	0.982	-	-
Entrée division	63	1080	0.989	1.27	27.99

Tableau 2. Analyse de la farine à la sortie des étages

Elements (%)	Alimentation	Cyclone 1	Cyclone 2	Cyclone 3	Cyclone 4
SiO_2	13.22	14.20	13.58	13.88	16.04
Al_2O_3	3.84	3.18	3.91	3.72	4.65
Fe_2O_3	1.95	1.96	1.90	1.85	2.42
MgO	1.55	1.62	1.78	1.64	1.71
CaO	42.32	42.11	43.39	45.58	50.87

Na_2O	0.14	0.12	0.12	0.12	0.11
K_2O	0.62	0.67	0.77	1.11	1.63
SO_3	0.97	0.76	0.52	1.00	1.80
Perte au feu	35.16	34.54	33.63	24.20	19.54

Plusieurs auteurs admettent, sans constat expérimental, que la décarbonatation de $CaCO_3$ débute dans le quatrième étage du préchauffeur (Appelbaum et Lannus, 1978, Belot et al., 1993 et Zhirong et Zeping, 1995). L'analyse expérimentale montre, du fait de la présence des différents oxydes, que la réaction de décomposition débute légèrement dans le 3eme et se poursuit dans le 4eme étage. On note aussi que la deshydroxylation de la Kaolinite ($Al_2O_32SiO_22H_2O$) assimilée à l'argile et la décomposition de $MgCO_3$ s'achèvent totalement dans le deuxième et le troisième étage.

3. Modelisation de la division du préchauffeur

Les modèles du procédé de cette installation rapportés par la littérature (Belot et al., 1993 et Zhirong et Zeping, 1995) utilisent des rendements de dépoussiérage des cyclones mesurés sur des installations pilotes ou fournis par le constructeur. L'efficacité de dépoussiérage des cyclones industriels dépend des conditions de fonctionnement. Le modèle proposé est une cascade de mélangeurs parfaits avec reflux du solide (Rs) supposé constant, permettant l'évaluation de la quantité de poussières entraînée par le gaz. Cette configuration (figure 2) semble la plus recommandée à cette division du préchauffeur, compte tenu de l'uniformité du mélange entre le gaz (G) et la farine (S) dans les étages. Le cyclone et sa conduite de liaison du gaz ascendant forment l'étage " K ". L'ensemble de la boite à fumée comprenant la zone de calcination, située dans la partie amont du four, est considéré comme étant l'étage (N+1). AT, AF et Wo, sont respectivement les débits massiques de l'air de transport, les débits d'air faux (considérés identiques à tous les étages) et l'humidité contenue dans la farine.

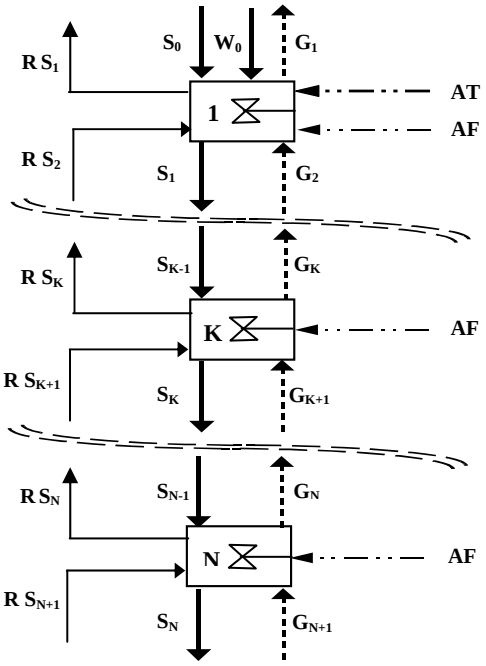

Figure 2. Cascade de mélangeurs parfaits de la division du préchauffeur

3.1 Formulation des équations du modèle

Les différentes espèces chimiques du gaz, de l'air humide et celles de la farine sont affectées d'un indice spécifique i :

i = 1 : $CaCO_3$ **i = 2** : $MgCO_3$ **i = 3** : (Al_2O_3 $2SiO_2$ $2H_2O$) **i =4** : Al_2O_3
i = 5 : SiO_2 **i = 6** : CaO **i =7** : MgO **i = 8** : $CaSO_4$
i =9 : K_2O **i=10** : Fe_2O_3 **i = 11** : Na_2O **i = 12** : CO_2
i = 13 : O_2 **i = 14** : N_2 **i =15** : H_2O

Pour un étage K ($1 \leq K \leq N$), et pour une espèce i donnée, le bilan de matière de la farine s'écrit :

$$R_s S_{K+1} X_{i,K+1} + S_{K-1} X_{i,K-1} = S_K (1 + R_s) X_{i,K} + \nu_i r_{i,K} M_{s,K} \tag{1}$$

Le bilan de matière du gaz est :

$$AF\ X_{i,0} + G_{K+1}\ X_{i,K+1} = G_k\ X_{i,K} + \nu_i r_{i,K}\ M_{s,K} \tag{2}$$

Le bilan massique de l'eau donne :

$$(AF_K + AT) X_{i,0} + W_0 + G_{K+1}\ X_{i,K+1} = G_k\ X_{i,K} + \nu_i r_{i,K}\ M_{s,K} \tag{3}$$

ν_i et $X_{i,K}$ sont le coefficient stœchiométrique et la fraction massique de l'espèce i.
$M_{s,K}$ est la masse de la farine retenue dans chaque étage, donnée par (4) :

$$M_{s,K} = S_K\ .\ t_s \tag{4}$$

Le temps de séjour moyen de la farine dans l'étage (t_S) est calculé par la corrélation de Lédé et al. (1989) proposée pour des particules solides dans un réacteur cyclone.
Les vitesses ($r_{i,K}$) de décomposition de la Kaolinite et de $MgCO_3$ sont approchées par l'équation cinétique ci-aprés. Les paramètres cinétiques A_i et Ea_i sont fournies par Mac Kenzie (1973) et Bhattacharya (1993).

$$r_{i,K} = \frac{dX_{i,K}}{dt} = A_i \exp\left[-(Ea_i / RT_K)\right] \tag{5}$$

La décomposition de $CaCO_3$ est décrite par l'équation (6), proposée par Muller et al (cité par Seidel et al., 1980)

$$r_{i,K} = \frac{dX_{i,K}}{dt} = A_i \frac{1}{d_p}\left[\frac{1}{P_{CO_2,K}} - \frac{1}{P_{eK}}\right] exp - (Ea_i / RT_K) \tag{6}$$

La pression partielle de CO_2 dans l'étage et celle de l'équilibre s'écrivent :

$$P_{CO_2,K} = X_{CO_2,K}\left[P_{K+1} - \Delta P_K\right] \tag{7}$$

$$P_{eK} = exp\left[-\frac{\Delta H}{rT_K} + \frac{\Delta S}{r}\right] \tag{8}$$

ΔH et ΔS sont les variations d'enthalpie et d'entropie de la réaction, r est la constante massique des gaz parfaits, P_K est la pression du gaz dans l'étage, ΔP_K est la perte de charge, calculée par la corrélation de Casal et Martinez (1983), et d_p est le diamètre moyen des particules de la farine, estimée par analyse granulométrique à 30µm.
Le bilan thermique sur l'étage K donne l'équation (9) suivante :

$$\left[S_{K-1}\sum_i X_{i,K-1}\ h_{i,K-1} + R_s S_{K+1}\sum_i X_{i,K+1}\ h_{i,K+1} + G_{K+1}\sum_i X_{i,K+1}\ h_{i,K+1}\right] = \left[(1+R_s) S_K \sum_i X_{i,K}\ h_{i,K} + G_K \sum_i X_{i,K}\ h_{i,K} + Q_K\right] \tag{9}$$

h_i est l'enthalpie spécifique du composé i, calculée par l'équation (10) :

$$h_i = h_{i\,(T0)}^{o} + \int_{T0}^{T} Cp_i(T)\, dT \tag{10}$$

La chaleur spécifique moyenne $Cp_i(T)$, fonction de la température, est calculée par l'équation (11).

$$Cp_i(T) = a_i + b_i T + c_i T^{-2} \tag{11}$$

Les constantes a_i, b_i ,c_i et l'enthalpie de référence $h^0_{i\,(T0)}$ sont fournies par Barin et al. (1977).
La conservation du flux thermique traversant la surface de l'étage donne l'égalité suivante :

$$Q_K = \frac{1}{R_K}(T_{p_K} - T_0) \tag{12}$$

$T_{p,K}$ et T_0 sont les températures de la paroi interne de l'étage et du milieu extérieur.
La résistance thermique globale R_K est donnée par :

$$R_K = \frac{1}{A_K}\left(\frac{e_{br}}{\lambda_{br}} + \frac{e_{tôle}}{\lambda_{tôle}} + \frac{1}{h_c}\right) \tag{13}$$

A_K est la surface moyenne de l'étage, (e_{br}, $e_{tôle}$, λ_{br}, $\lambda_{tôle}$) sont les épaisseurs et les conductivités thermiques des briques réfractaires et de la tôle du cyclone. h_c est le coefficient de convection entre la paroi externe de l'étage et le milieu extérieur.

3.2 Résolution et résultats

Afin de simplifier le calcul, le débit du CO_2 libéré dans l'étage est supposé négligeable devant celui de la farine, et la composition des poussières provenant du four est prise égale à celle de la farine sortant du 4eme étage. Le procédé étant à contre courant, la composition du gaz à la sortie de la division est connue et permet la résolution du système d'équations composé par composé. Les températures des étages sont initialisées, puis recalculées par résolution du bilan thermique de l'étage. Le taux de reflux est initialisé à zéro pour estimer les fractions massiques dans chaque étage lors de la première itération. Il est introduit dès la deuxième itération jusqu'à convergence des fractions massiques des farines et des gaz. Les températures des parois sont initialisées lors de la résolution du bilan thermique de l'étage et recalculées par la résolution du bilan thermique sur la paroi de l'étage. Le tableau 3 donne une comparaison des valeurs mesurées et calculées de la température de la farine et son degré de décarbonatation, qui est défini comme étant la quantité de $CaCO_3$ décomposée par rapport à la quantité initiale introduite dans la division. Les écarts moyens observés de 5% pour la température et 13%, pour le degré de décarbonatation, montrent que le modèle rend bien compte de l'échange thermique et de la réaction de décarbonatation.

Tableau 3: Comparaison des paramètres mesurés et calculés

Etages	Température mesurée (°C)	Température calculée (°C)	Degré de décarbonatation mesurée (%)	Degré de décarbonatation calculée (%)
1	352	380	0	0
2	579	540	0	0
3	721	750	7.6	8.7
4	820	835	35.8	40,5

4. Analyse des pertes physico-chimiques d'exergie

En négligeant les énergies cinétique et potentielle, la perte d'exergie (Pex) de la division du préchauffeur exprimée par unité de CaO, comme produit utile (Leites et al., 2003) est donnée par l'équation (14).

$$P_{ex} = \frac{1}{X_{6,N}.S_N}\left[\begin{array}{l}\left(S_0.ex_{So} + AF.ex_{AF} + G_{N+1}.ex_{G_{N+1}} + H_2O.ex_{H_2O} + AT.ex_{AT} + RS_{N+1}.ex_{RS_{N+1}}\right) \\ -\left(S_N.ex_{SN} + G_1.ex_{G_1} + RS_1.ex_{RS_1}\right)\end{array}\right] \tag{14}$$

L'exergie spécifique (ex) est exprimée par les équations (15-17) pour le calcul de la perte d'exergie physique, associée à l'échange thermique, dépendant de la température et de la pression (Kotas, 1985). Elle est

exprimée par les équations (18-20), dans le cas de la perte d'exergie chimique, essentiellement liée à la décarbonatation de $CaCO_3$. L'exergie standard $e^0_{x_{ch,i}}$ est fournie par Szargut et al. (1988).

$$e_{x_{ph\,farine}} = \sum_i X_i \left[\int_{T_0}^{T} Cp_i(T)\, dT - T_0 \int_{T_0}^{T} Cp_i(T)\, dlnT \right] \tag{15}$$

$$e_{x_{ph\,gaz}} = \sum_i X_i \left[\int_{T_0}^{T} Cp_i(T)\, dT - T_0 \int_{T_0}^{T} Cp_i(T)\, dlnT + \frac{RT_0}{M_i} ln \frac{P}{P_0} \right] \tag{16}$$

$$e_{x_{ph\,H_2O}} = \int_{T_0}^{T} Cp_{\ell,H_2O}(T)\, dT - T_0 \int_{T_0}^{T} Cp_{\ell,H_2O}(T)\, dlnT \tag{17}$$

$$e_{x_{ch\,farine}} = \sum_i X_i e^0_{x\,ch,i} \tag{18}$$

$$e_{x_{ch\,gaz}} = \sum_i X_i \left[e^0_{x\,ch,i} + \frac{RT_0}{M_i} ln \frac{X_i}{M_i} \sum_i X_i M_i \right] \tag{19}$$

$$e_{x_{ch_{H_2O}}} = e^0_{x_{ch_{H_2O_\ell}}} \tag{20}$$

4.1 Influence de la pression du gaz et du nombre d'étages

Les pertes d'exergie en fonction de la pression du gaz, pour différents nombres d'étage, sont représentées en figure 3. La perte d'exergie physique est d'autant plus importante que la pression du gaz est inférieure à 0,94 bar, ce qui engendre une grande perte de charge dans l'installation. Pour des valeurs supérieures, ce paramètre n'a pas d'influence notable. La décarbonatation de $CaCO_3$ est une réaction avec une augmentation de volume due à l'apparition du CO_2 où l'augmentation de la pression est défavorable à l'avancement de cette réaction. Ceci explique, une diminution très prononcée de la perte d'exergie chimique pour des valeurs de la pression supérieure à 0,94 bar. Le procédé ayant une cinétique dans un temps fini, l'augmentation de l'efficacité thermique entre le gaz et la farine par l'augmentation du nombre d'étages de 4 à 6 atténue l'irréversibilité du transfert thermique.

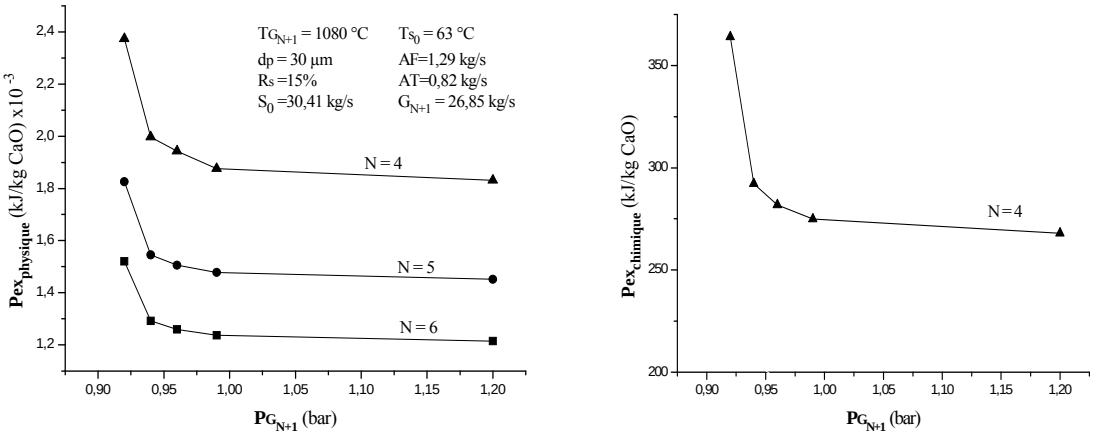

Figure 3. Effet de la pression du gaz et du nombre d'étages sur la perte d'exergie

4.2 Influence de la température du gaz et de la farine

La figure 4 montre l'évolution de la perte d'exergie en fonction de la température du gaz pour différentes températures d'alimentation de la farine. La perte d'exergie physique tend au départ vers un palier autour de 927°C (1200 K), pour croître ensuite significativement. Bien que les calories du gaz chaud sont récupérées par la farine, cet effet entraîne une différence de température très prononcée à la sortie froide de cette installation ce

qui affecte la qualité de l'échange thermique. On peut observer aussi que l'irréversibilité thermique est abaissée par l'augmentation de la température d'alimentation de la farine. Ce qui confirme le fait que plus l'écart de température entre la farine et le gaz est grand, plus la perte exergétique est importante. La cinétique de décomposition de $CaCO_3$ est une réaction fortement endothermique, l'augmentation de la température du gaz engendre une augmentation dans le degré de décarbonatation ainsi que dans la perte d'exergie chimique. Ces deux effets opposés montrent qu'il existe nécessairement tenant compte des contraintes du procédé une température optimale du gaz pour laquelle la perte d'exergie est minimale.

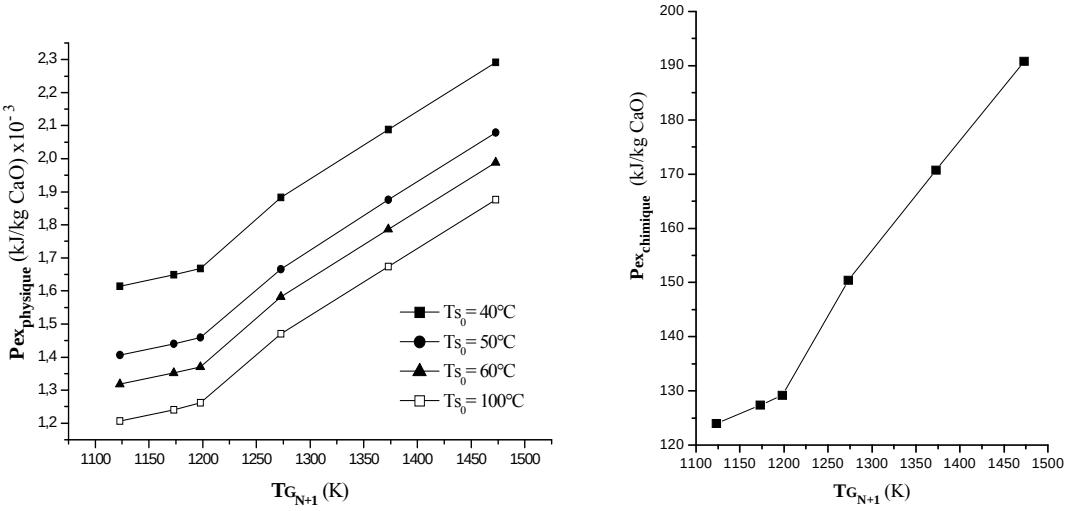

Figure 4. Effet de la température du gaz et de la farine sur la perte d'exergie

4.3 Influence de la composition et du diamètre moyen des particules de la farine

Le degré de décarbonatation de $CaCO_3$ est d'autant plus important que la taille moyenne des particules est faible. D'autre part, comme le montre la figure 5, la perte d'exergie chimique diminue avec l'augmentation du diamètre moyen. Ces deux effets opposés impliquent aussi l'existence d'une taille optimale des particules correspondant à une perte d'exergie chimique minimale. Cette représentation, montre aussi que la perte d'exergie chimique est fortement atténuée par une fraction massique de $CaCO_3$ de 69.79 % dans la farine. En effet, dans les conditions retenues de ce procédé, l'augmentation de la fraction massique de $CaCO_3$ conduit à une réaction incomplète traduite par l'augmentation de l'excès de ce réactant qui freine l'irréversibilité réactionnelle. La perte d'exergie totale étant beaucoup plus affectée par l'échange thermique que par la réaction chimique (figures 3 et 4), son évolution en fonction de la température de la farine pour un nombre d'étages égal à 6 est représentée en figure 6. La décroissance de la perte d'exergie avec l'augmentation de la température de la farine, entraîne l'augmentation de la température du gaz sortant du préchauffeur. Le potentiel thermique résultant de ce gaz permet ainsi de contribuer significativement dans la récupération d'énergie.

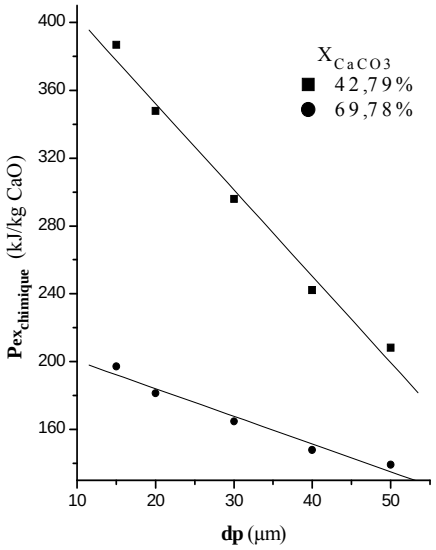

Figure 5. Effet de la composition et du diamètre moyen des particules de la farine sur la perte d'exergie

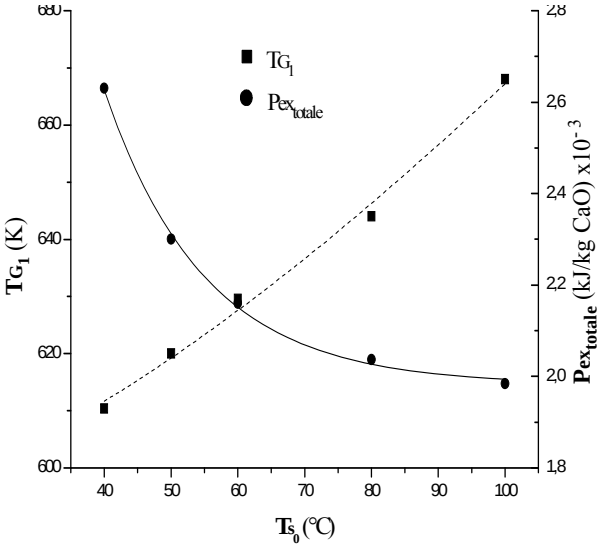

Figure 6. Effet de la perte d'exergie sur la température d'exhaure du gaz

5. Conclusion

Les résultats obtenus montrent que le modèle développé pour le procédé de ce système est validé par l'analyse et les mesures expérimentales. Il a permis le calcul des échanges de matière, d'énergie et d'exergie.
Les principaux résultats de simulation ont permis de tirer les conclusions suivantes :
La température du gaz et le nombre d'étages ont une influence très significative sur les pertes d'exergie physique et chimique. Il existe une température optimale correspondant à une perte d'exergie minimale.
L'augmentation du nombre d'étages à 6 conduit à une diminution des pertes d'exergie. L'effet de ce paramètre peut être expliqué par l'efficacité de transfert thermique qui s'améliore, en raison de l'augmentation du temps de séjour de la farine, et qui favorise en conséquence l'atténuation de l'irréversibilité thermique.
La pression du gaz a un effet sur les pertes d'exergie lorsque sa valeur est inférieure à 0.94 bar.
Bien que ces paramètres aient une influence sur l'intensité de l'irréversibilité de la réaction chimique, la perte exergétique correspondante reste peu significative comparée à celle de l'échange thermique.

Références

Appelbaum, B. et A. Lannus, 1978, Available energy analysis of dry process cement plant, AICHE, 85 th Nat. Meeting, June, Philadelphia, U.S.A, A9, 1.

Barin, I., O. Knacke et O. Kubachewsky, 1977, Thermochemical Properties of Inorganic Substances, Springer Verlag, Berlin

Belot, C., D. Goffe, D. Grouset, C. Bertrand, B. Homassel et J. Phillipe, 1993, Optimization of a cement plant tower equipped with a precalciner, burning pulverized coal, Combustion Sciences and Technology, 93,9.

Bhattacharya, A., 1993, Simulating minerals pyroprocessing by thermal analysis, J.Therm.Anal, 40, 141.

Brodyanski, V., M. Sorin et P. LeGoff, 1994, The efficiency of industrial processes, exergy analysis and optimization, Amsterdam, Elsevier.

Casal, J. et M. Martinez, 1983, A better way to calculate cyclone pressure drop, Chem Eng. J, 24, 99.

Gharsalli, A., N. Hajji, M. Barkati, A. Gaabab et M R. Jeday, 1999, Analyse exergeco-économique de l'atelier de cuisson de la cimenterie de SOTACIB, Entropie, 219, 47.

Kotas, T.J., 1985, The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Butterworths, London.

Lédé, J., H.Z. Li et J. Villermaux, 1989, Le cyclone réacteur, Partie 1 : Mesure directe de la distribution des temps de séjour de la phase solide – lois d'extrapolation, The Chem. Eng. J, 42, 103.

Leites, I.L., D. A. Sama et N. Lior, 2003, The theory and practise of energy saving in the chemical industry: some methods for reducing thermodynamic irreversibility in chemical technology processes, Energy, 28, 55.

Mackenzie, K.J.D, 1973, Thermal Reactions of inorganic hydroxyl-coumponds, dehydratation of kaolinite, J.Therm.Anal, 5, 5.

Rasul, M.G., W. Widianto et B. Mohanty, 2005, Assessment of the thermal performance and energy conservation opportunities of a cement industry in Indonesia, Applied thermal engineering, 25, 2950.

Seidel, G., H. Huckauf et S. Jochen, 1980, Technologie des ciments, chaux, plâtres : Processus et installations de cuisson, Septima, Paris.

Schijndel, P.P.A.J., F.J.J. Van Janssen, G. Mrema et I. L. Greef, 2000, Exergy analysis and environment impact assessment of cement production: Tanzanian and South African case studies, in G.G. Hirs (Editor), proceeding ECOS, Eurotherm Seminar 65, Part 3, 5/7 July, 1425.

Szargut, J., D. R. Morris et F R. Steward, 1988, Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes, Hemisphere, New York.

Touil, D., H. F. Belabed, C. Frances et S. Belaadi, 2005, Heat exchange modeling of grate clinker cooler and entropy production analysis, International Journal of Heat andTechnology , 23/1, 61.

Zhirong, W. et W. Zeping, 1995, Process simulation and analysis on thermodynamics for precalcining system, Cement Technology, 6, 2.