

N° d'ordre : 01/2003-M/C.I

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'Enseignement Supérieure et de la Recherche Scientifique
Université Des Sciences et de la Technologie
HOUARI BOUMEDIENE

Faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés
Spécialité : Energétique des Procédés

*Mémoire présenté pour l'obtention du grade de
Magister en : CHIMIE INDUSTRIELLE*

Par : Melle MALIKA HAMDY Epouse CHAFA

Thème

**MODELISATION EN REGIME PERMANENT
D'UN PRECHAUFFEUR A CYCLONES D'UNE
CIMENTERIE PAR VOIE SECHE**

Soutenu Publiquement Le 12.04.2003 devant le jury composé de :

Mme A. BENMAILI, Professeur USTHB

Président

Mr S. BELAADI, Professeur USTHB

Dteur de Thèse

Mr Dj. TOUIL, Chargé de Cours USTHB

Co-Dteur de Thèse

Mr L. OUFER, Maître de conférence USTHB

Examineur

Mr A. Azzi, Maître de conférence USTHB

Examineur

Dédicaces

Je dédie ce travail :

*A tous ceux qui m'ont soutenu dans mes peines et
partagé mes joies*

*A La mémoire de ma mère, de ma belle mère et de mon
frère **Moumouh***

A mon père et mon beau père

*A mon mari **Mohamed***

*A mes sœurs **Kahina, Zaina, Saliha, Nadia et Tassadite***

*A mes frères **Karim et Tarik** et leurs femmes*

*A mes belle sœurs **Nadia et Faiza***

*A mes tantes **Taous et Tassadite***

A mes neveux et nièces

A mes amies

Merci du fond du cœur

Nomenclature

a : diamètre de la conduite d'entrée du gaz (m)

A_j : aire de la surface du cyclone (m^2)

A_{cj} : aire de la surface externe de calorifuge (m^2)

AF : débit massique d'air faux (kg / s)

C_p : chaleur spécifique molaire ($J.mol^{-1}.K^{-1}$)

D : diamètre du cyclone (m)

d_p : diamètre moyen des particules solides (μm)

E_a : énergie d'activation ($kJ.mol^{-1}$)

e_c : épaisseur de calorifuge (m)

G_k : débit massique du gaz sortant de l'étage k ($kg.s^{-1}$)

H : hauteur du cyclone (m)

$H_{i,k}$: enthalpie molaire de l'espèce i à l'étage k ($kJ.mol^{-1}$)

h_e : coefficient superficiel d'échange à la surface extérieure du calorifuge ($W.m^{-1}.K^{-1}$)

h_f : coefficient d'échange entre la paroi du cyclone et le milieu réactionnel ($W.m^{-1}.K^{-1}$)

H_i^0 : enthalpie molaire de formation de l'espèce i à 298K ($kJ.mol^{-1}$)

k : constante cinétique (s^{-1})

m : ordre de réaction par rapport au solide réactif

M_i : masse molaire de l'espèce i ($g.mol^{-1}$)

MS_i : masse solide retenue dans chaque étage (kg)

n : nombre d'étage

Nu : nombre de Nusselt

P_k : pression totale moyenne dans l'étage k (atm)

R : rayon du cyclone (m)

$r_{i,k}$: vitesse de disparition de l'espèce i à l'étage k ($kg.s^{-1}$)

R_s : taux de reflux solide (%)

S_k : débit massique du solide sortant de chaque étage ($kg.s^{-1}$)

T_k : température du milieu réactionnel à l'étage k (K)

T_{Pk} : température de la paroi du cyclone à l'étage k (K)

t : temps (s)

t_s : temps de séjour de la particule dans chaque étage (s)

t_c : temps de chute libre de la particule solide en parcourant un étage (s)

Q_k : flux de chaleur échangé à la paroi du cyclone à l'étage k (W)

$X_{i,k}$: fraction massique de l'espèce solide à l'étage k

$y_{i,k}$: fraction massique de l'espèce gazeuse à l'étage k

W : puissance thermique fournie par le ventilateur d'exhaure (W / s)

Lettres Grecques

α_g : facteur d'absorption du gaz

ΔH : variation d'enthalpie (kJ.mol⁻¹)

ΔT : variation de température (K)

ε_g : émissivité thermique du gaz

λ_c : conductivité thermique du calorifuge (W.m⁻¹.K⁻¹)

λ_g : conductivité thermique du mélange gazeux (W.m⁻¹.K⁻¹)

λ_i : conductivité thermique du gaz i (W.m⁻¹.K⁻¹)

μ_g : viscosité dynamique du mélange gazeux (kg. m⁻¹.s⁻¹)

μ_i : viscosité dynamique du gaz i (kg. m⁻¹.s⁻¹)

ρ_i^0 : masse volumique du gaz à 273K et 1atm (kg.m⁻³)

ρ_g : masse volumique du mélange gazeux (kg.m⁻³)

ρ_i : masse volumique du gaz i (kg.m⁻³)

δ : constante de Stephan-Boltzmann (= 5.67. 10⁻⁸ W.m⁻².K⁻⁴)

v : coefficient stœchiométrique

Remerciements

Au terme de ce travail, j'exprime ma profonde gratitude :

A Monsieur le professeur **Salah Belaadi** qui a bien voulu m'accueillir dans son laboratoire, pour ses précieux conseils, son aide capitale dans l'achèvement de cette modeste étude. Je tiens à remercier vivement Monsieur **Djamel Touil** pour son assistance, son dévouement et la patience qui m'a accordé au cours de mes recherches, sans ses efforts je n'aurai pu réaliser cette thèse.

A Mademoiselle **Bensmaili Aicha**, Professeur à la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés pour le grand honneur qu'elle me fait de présider le jury.

A Monsieur **L.Oufer**, Maître de conférence à la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés d'avoir bien voulu accepter de consacrer son temps précieux pour juger ce mémoire.

Plus particulièrement, j'adresse mes remerciements les plus vifs à Monsieur **W.AZZI**, Maître de conférence à la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés, pour son aide et ses conseils qui m'ont été précieuses et d'avoir accepter de participer à ce jury.

Mes remerciements vont également à Monsieur **M.Ghanem** directeur de la cimenterie de Meftah de faire partie du jury en tant qu'invité.

Je suis très reconnaissante à Monsieur **E.H.Mokhbat** Ingénieur à **BROWN'S & CO (SONATRACH)** pour qui m'a profondément aidé lors de la programmation numérique et pour ses précieux conseils.

Que tous ceux et celles qui m'ont aidé de près ou de loin, trouvent ici l'expression de ma sympathie et ma profonde gratitude.

INTRODUCTION GENERALE

Afin de réduire les consommations d'énergie en quantité physique et en coût avec une meilleure rentabilité économique, le secteur cimentier algérien doit améliorer son diagnostic énergétique et surtout une meilleure maîtrise du procédé de cuisson.

Les constatations générales que l'on peut faire à priori sur les standards généralement admis de consommation spécifique d'énergie thermique (gaz naturel), pour les cimenteries performantes à voie sèche, sont largement dépassées dans le secteur cimentier algérien.

Ainsi dans le cadre d'une convention avec la cimenterie de Sour El Ghozlane et dans le but d'améliorer le rendement énergétique de sa ligne de cuisson, notre travail consiste à développer un modèle du préchauffeur à cyclones pour la première section de la ligne de cuisson, afin de simuler et optimiser ensuite les bonnes conditions de marche de cette installation.

Nous essayerons alors de développer un outil mathématique permettant à partir de données facilement accessibles sur des installations industrielles, de simuler les échanges thermiques et massiques en régime permanent de la tour de préchauffage.

Il ne s'agit pas d'un modèle dynamique destiné à l'automatisation des conduites en faisant intervenir le facteur temps (évolution des transferts aux cours du temps), mais d'un modèle statique qui à partir des lois fondamentales de thermodynamique et de cinétique permettent de simuler l'influence de nombreux paramètres sur les performances d'un préchauffeur à cyclones utilisé pour la fabrication du ciment Portland par voie sèche.

Notre travail comporte 5 chapitres :

Une analyse du secteur cimentier algérien permet d'abord de situer l'état actuel de la consommation énergétique dans ce secteur grand consommateur d'énergie et source

importante d'émissions de polluants donc son impact sur l'environnement illustrée par des graphes par comparaison aux données d'une cimenterie moderne.

Dans le deuxième chapitre, nous décrivons le fonctionnement du procédé par voie sèche d'une ligne de cuisson pour la fabrication du ciment Portland.

Nous consacrons le troisième chapitre à la description du procédé et nous présenterons les données de fonctionnement du préchauffeur à cyclones de la cimenterie de Sour El Ghozlane.

Dans le quatrième chapitre, nous présentons une étude sur l'hydrodynamique des écoulements des deux phases et le transfert de chaleur dans le réacteur cyclone, ainsi que les cinétiques des réactions mises en jeu, ensuite nous procédons à une analyse bibliographique des différentes publications sur la modélisation des préchauffeurs à cyclones, ce qui permettra d'orienter notre travail par le choix du modèle, enfin nous établissons les équations du modèle à partir des bilans de matière sur les deux phases et de bilans thermiques sur les étages du préchauffeur. Ces équations reposent sur la connaissance des cinétiques des réactions, sur la représentation macroscopique des écoulements dans la tour de préchauffage et des transferts de chaleur par convection et par rayonnement. Le modèle est ensuite validé par les données expérimentales.

Le cinquième et le dernier chapitre permet la mise à l'épreuve du modèle lors des tests de sensibilité des résultats, taux de décarbonatation de la farine crue et l'efficacité énergétique du préchauffeur aux variations des différents paramètres.

En conclusion, nous mettrons en évidence l'intérêt de ce modèle en tant qu'outil d'optimisation du procédé de fonctionnement du préchauffeur à cyclones dans la ligne de cuisson.

CHAPITRE I : LA CONSOMMATION ENERGETIQUE DU SECTEUR CIMENTIER ALGERIEN

Les cimenteries constituent un grand secteur consommateur d'énergie et une source importante d'émissions de polluants tant gazeux que particulaires. La gestion de la consommation d'énergie dans les cimenteries joue un rôle primordial dans la réduction de la facture énergétique et des émissions des gaz polluants tels que CO_2 , NO_x , les imbrûlés et les poussières. La présente étude a été consacrée à l'analyse de la consommation d'énergie du secteur cimentier algérien et son impact sur l'environnement.

I . 1 Production et consommation énergétique

I.1.1 Potentiel de production

Les données de la production nationale de ciment sont représentées en figure I.1 pour la période 1995-1998. On constate que la production nationale varie autour de 7 millions de tonnes, soit une capacité utilisée de 50 % par rapport à la capacité totale installée. De ce fait, il reste un important potentiel de production susceptible d'être exploité afin de répondre aux besoins du pays en ciment et réduire l'importation annuelle qui avoisine les trois millions de tonnes.

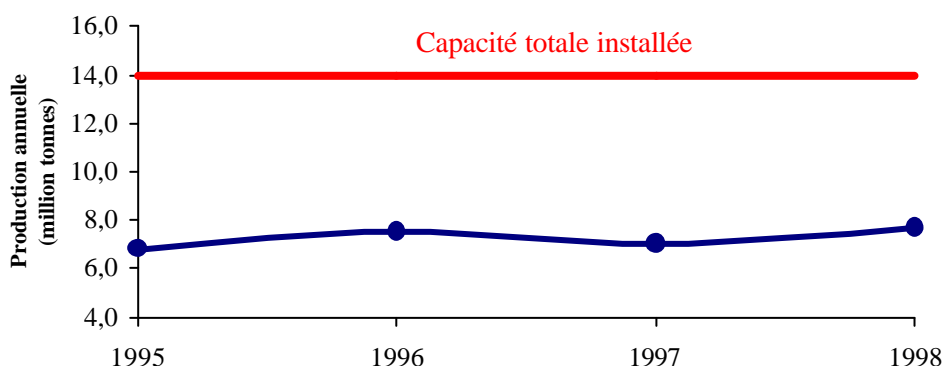


Fig I.1 Production annuelle du secteur cimentier

I.1.2 Consommation énergétique

L'évolution de la consommation des énergies électrique et thermique (gaz naturel) pour la période 95-98, représentée en figure I.2, met en évidence la stagnation des consommations spécifiques qui sont respectivement de 135kWh et 107 Nm³ par tonne de ciment. Ceci confirme l'absence d'amélioration notable de la rentabilité énergétique des procédés de cuisson et de fragmentation durant toute cette période.

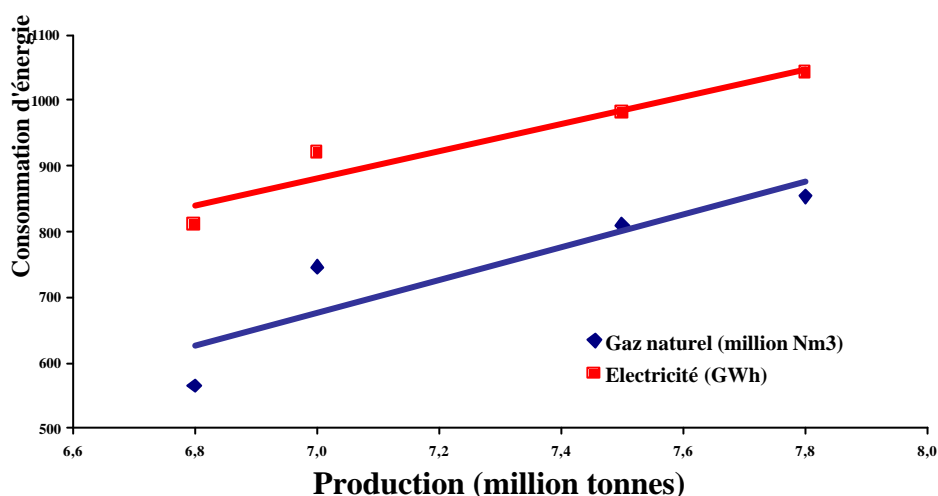


Figure I.2 Evolution de la consommation d'énergie par rapport à la production

I-2 Répartition des consommations spécifiques d'énergie électrique et thermique des cimenteries par voie sèche

A travers les résultats représentés en figure I.3 et figure I.4, il apparaît que les consommations spécifiques sont indépendantes de l'âge des cimenteries. Les performances de rentabilité énergétique thermique et électrique sont dispersées autour des moyennes nationales citées plus haut. Ce qui met en évidence les excès de consommation énergétiques. Par ailleurs, la moyenne nationale de la consommation spécifique accuse un excès de 45 kWh/tonne ciment et de 300th/tonne clinker par rapport à une unité moderne.

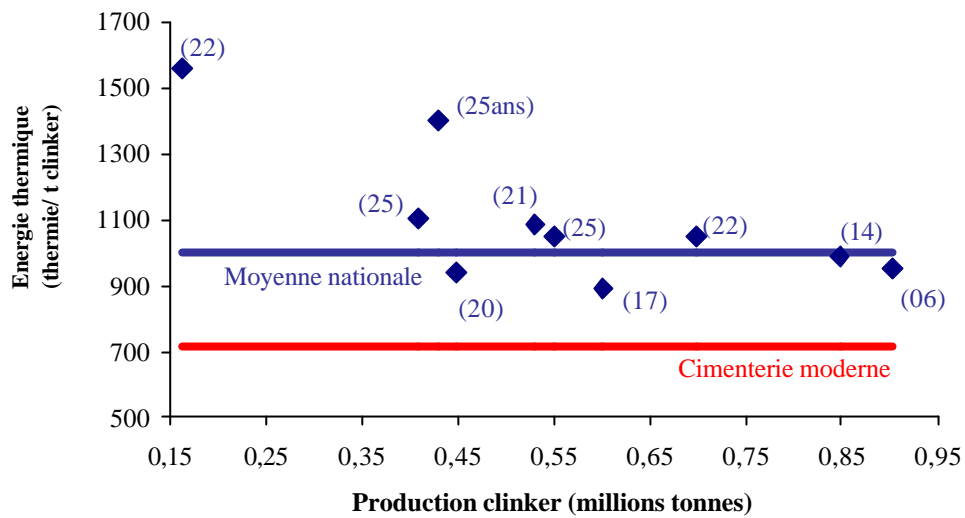


Figure I.3 Répartition de la consommation spécifique d'énergie thermique

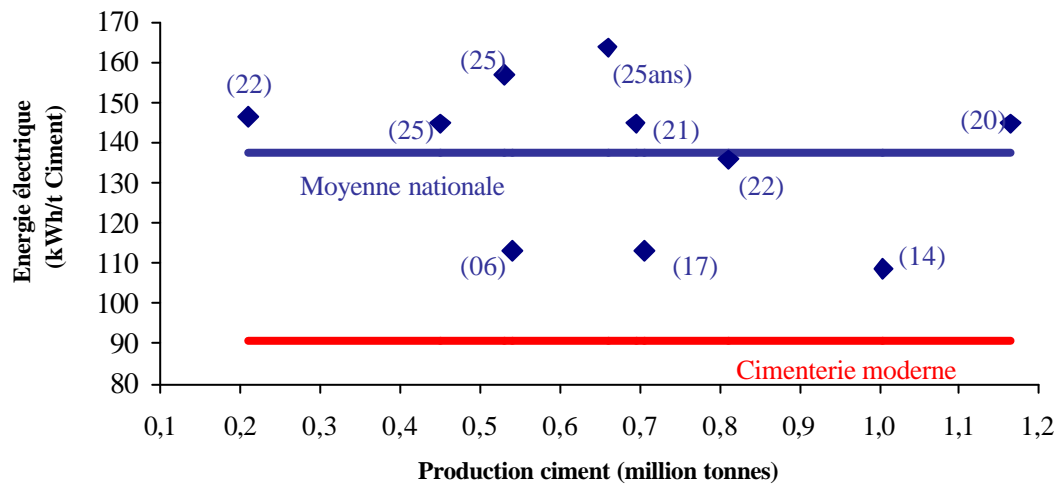


Figure I.4 Répartition de la consommation spécifique d'énergie électrique

I-3 Impact de la surconsommation énergétique

I.3.1 Impact sur la production

On constate pour l'ensemble des cimenteries et durant la période 95-98, l'amélioration du rendement de production de clinker telle que représenté sur la figure I.5 varie dans le même sens que l'efficacité énergétique de cuisson (rapport de la chaleur de cuisson sur la chaleur de combustion). Ceci montre qu'une maîtrise de l'ensemble des facteurs influençant la consommation énergétique affecte la production de clinker.

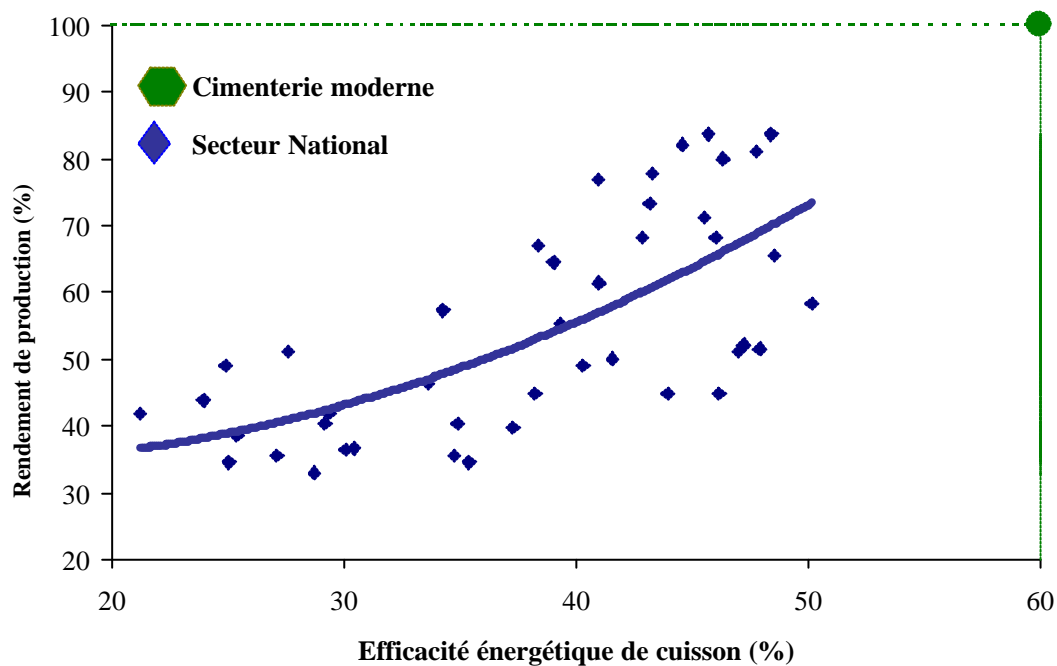


Figure I.5 Influence de l'efficacité énergétique de cuisson sur la production du clinker

I.3.2 Impact sur l'environnement

Les émissions polluantes issues du secteur cimentier algérien selon l'efficacité énergétique de cuisson sont représentées en figure I.6. On constate que ces émissions varient en sens inverse de l'amélioration de la rentabilité énergétique du procédé de cuisson. Il ressort qu'une meilleure maîtrise de l'énergie permettra non seulement de réduire la facture énergétique mais aussi une nette réduction des émissions polluantes.

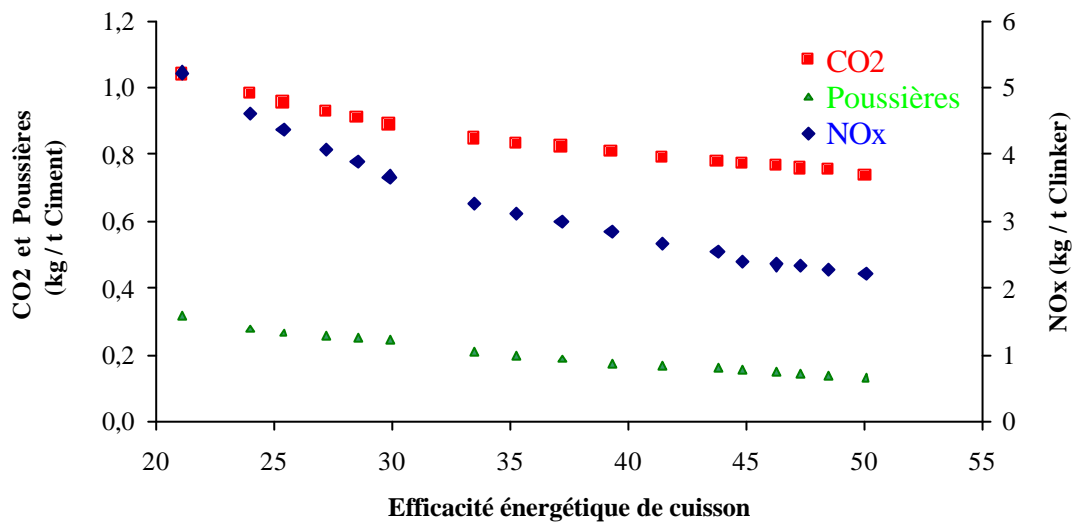


Figure I.6 Influence de l'efficacité énergétique de cuisson sur les émissions polluantes

I.3.2.1 Cas de la cimenterie de Meftah

a) Gaz polluants

On montre, en figure I.7 les excès d'émission de CO_2 et NO_x par rapport à une cimenterie moderne au cours de la période étudiée. A égale production, la cimenterie de Meftah émet un excès annuel moyen de 40 ktonne de CO_2 et de 400 tonne de NO_x par rapport à une cimenterie moderne.

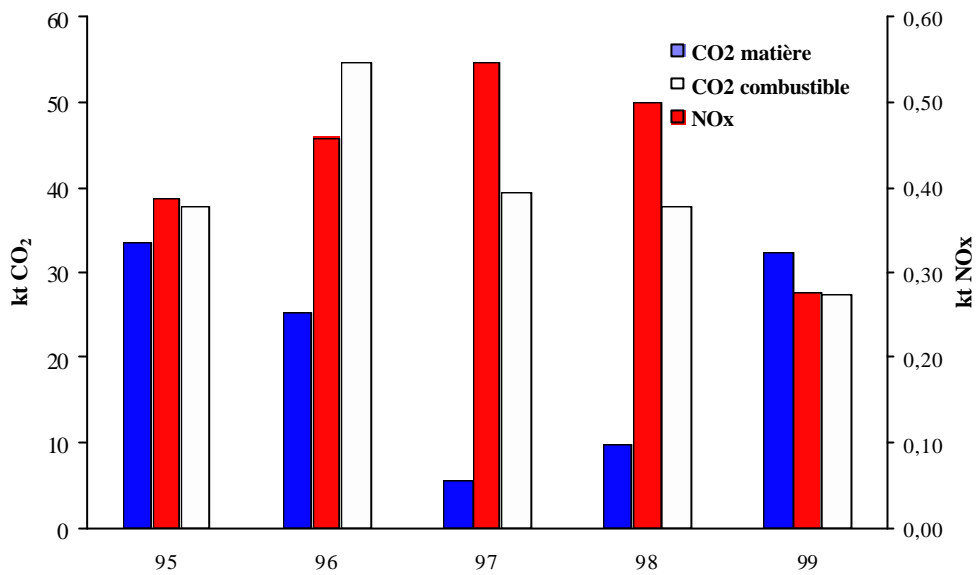


Figure I.7 Excès d'émission des gaz polluants de la cimenterie de Meftah par rapport à une cimenterie moderne

b) Poussières

Un réseau de mesure des retombées particulaires a été installé autour de la cimenterie de Meftah pendant la période de 1995-1998 (figure I.8). Les résultats trouvés montrent un excès de dépôt de particules dépassant les valeurs de 10 g/m²/mois.

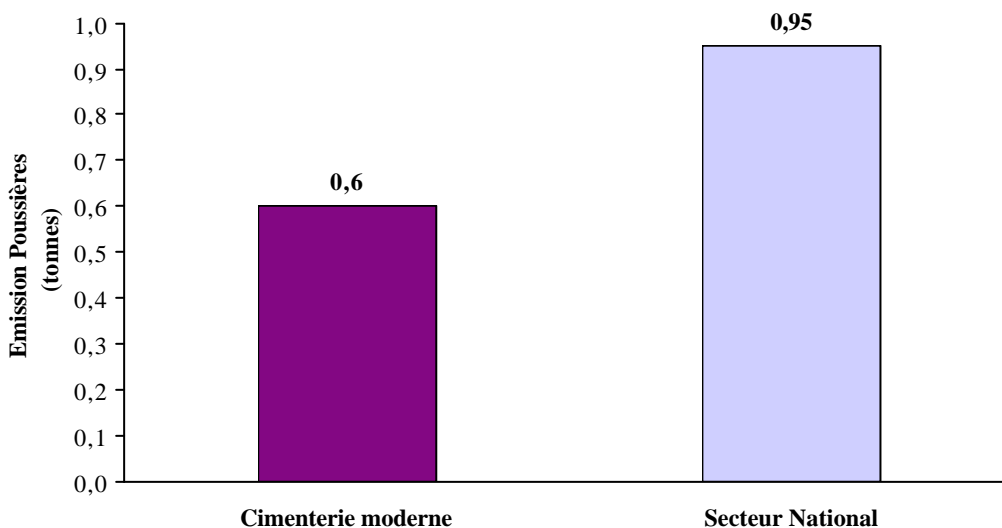


Figure I.8 Excès des émissions des poussières des cimenteries algériennes par rapport à une cimenterie moderne

CHAPITRE II

DESCRIPTION DU PROCÉDE PAR VOIE SECHE, DE LA LIGNE DE CUISSON D'UNE CIMENTERIE

CHAPITRE II

DESCRIPTION DU PROCÉDE DE CUISSON D'UNE CIMENTERIE PAR VOIE SECHE

Nous nous intéresserons au cours de ce chapitre essentiellement à la description, la compréhension et la maîtrise du procédé de fonctionnement de la ligne de cuisson par voie sèche de la production du ciment Portland.

II.1 Principe du procédé de cuisson en cimenterie

On fait passer dans le four un mélange d'environ 80% de carbonate de calcium et 20% d'argile, formées de 14% de silice, de 4% d'alumine et de 2% d'oxyde de fer. Le mélange (farine crue) chauffé, se décarbonate et la chaux libérée se combine à la silice à l'alumine et à l'oxyde de fer. Le produit obtenu, appelé **clinker**, comprend essentiellement les deux silicates de calcium : 3CaO.SiO_2 et 2CaO.SiO_2 .

L'aluminium et le fer passent en majeure partie, à l'état de $3\text{CaO.Al}_2\text{O}_3$ et d'une solution solide (ou d'un " verre ") de composition approximative $4\text{CaO.Al}_2\text{O}_3.\text{Fe}_2\text{O}_3$.

Les proportions de ces éléments dépendent des carrières, du type de ciment fabriqué et du déroulement de la cuisson.

II.1.1 Composition du clinker pour le ciment Portland

La détermination numérique de la composition des phases du clinker d'après Bogue [1] fournit des valeurs indices pour la composition réelle des phases.

Pour un clinker de ciment portland normal, on admet que :

$$\%C_3S = 4.07\text{CaO} - 7.60\text{SiO}_2 - 6.72\text{Al}_2\text{O}_3 - 1.43\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{II.1})$$

$$\%C_2S = 2.87\text{SiO}_2 - 0.75C_3S \quad (\text{II.2})$$

$$\%C_3A = 2.65\text{Al}_2\text{O}_3 - 1.69\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{II.3})$$

$$\%C_4AF = 3.04\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{II.4})$$

De nombreuses tentatives pour améliorer les équations de **Bogue** n'ont pas donné jusqu'à présent des résultats décisifs.

Le clinker se compose essentiellement des 4 phases principales indiquées au tableau II.1 ci-dessous. Les minéraux sont constitués par les quatre oxydes minéraux du clinker à ciment : **CaO, SiO₂, Al₂O₃ et Fe₂O₃** qui représentent environ 95%.

Les composants secondaires du clinker sont les oxydes **MgO, SO₃** (sous forme de l'ion **SO₄²⁻**), **K₂O, Na₂O, Cl⁻, P₂O₅, Cr₂O₃, TiO₂**.

Les abréviations **C₃S, C₂S, C₃A et C₄AF** correspondent réellement à des phases pures qui n'existent pas dans le clinker industriel. Chacune des combinaisons citées forme des solutions solides avec d'autres oxydes [1].

Tableau II.1 Différentes phases du clinker

Désignation des minéraux purs	Formules	abréviation	Désignation du minéral présent dans le clinker	% dans le clinker
Silicate tricalcique	3CaO.SiO₂	C₃S	Alite	45-65
Silicate bicalcique	2CaO.SiO₂	C₂S	Belite	10-30
Aluminate tricalcique	3CaO.Al₂O₃	C₃A	Aluminate	5-15
Ferrite d'aluminium tetracalcique	4CaO.Al₂O₃.Fe₄O₃	C₄AF	Alumino-Ferrite	5-15

II.2 Propriétés de la farine crue

Le cru à partir du quel est fabriqué le clinker, est constitué par un mélange de matières premières naturelles de compositions chimiques adéquates. Les matières premières extraites de la carrière contiennent les éléments nécessaires à l'élaboration du ciment dans les proportions qui conviennent à l'obtention d'un produit de qualité, il est donc nécessaire de créer un mélange optimisé de matières premières qui présentent la composition requise.

II.2.1 La préparation

Une combinaison intime des différents matériaux préalablement concassés et broyés doit être réalisée de manière à disposer d'un mélange de caractéristiques chimiques et physiques uniformes dans sa masse. Une opération d'homogénéisation permet d'obtenir une propriété constante à l'échelle d'une production industrielle. Elle est mise en œuvre en deux temps : la préhomogénéisation des matériaux provenant directement des carrières et l'homogénéisation parfaite après broyage de ces matières préhomogénéisées.

II.2.2 La composition

La préparation du cru consiste à réaliser un mélange homogène de calcaire, d'argile et éventuellement de matériaux complémentaires dans les proportions permettant d'obtenir un clinker dont la composition chimique respecte les limites précisées par le tableau II.2 suivant :

Tableau II.2 Teneurs des oxydes [1]

Oxyde Teneurs %	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MgO	K ₂ O,Na ₂ O	SO ₃
Limites	60-69	18-24	4-8	1-8	< 5	< 2	< 3
Moyennes	65	21	6	3	2	1	1

Ce tableau indique les valeurs usuelles dans les quelles s'inscrivent les compositions des crus de cimenteries dans leurs ensemble. En fait, une usine donnée ne peut se permettre que des variations très réduites par rapport à une composition optimale propre. Il faut donc élaborer des mélanges des matières de base de calcaire, d'argile ou argilo-calcaire (marnes), de façon à obtenir la composition chimique voulu. Il est très souvent nécessaire d'affiner cette composition par l'ajout d'autres produits de carrière ou de sous produits industriels tels que :

- Les cendres volantes, (résidu de la composition du charbon).
- Les cendres de pyrite, (résidu de grillage de ce minerai).
- La bauxite, (minerai naturel d'aluminium , qui apporte les compléments d'alumine).
- Le sable, (silice à peu près pur).
- Les laitiers de haut fourneau, (sous produit de la fabrication de la fonte).

- Les schistes, (issus du métamorphisme des argiles).

II.2.3 Différents modules du cru caractérisant le clinker

Pour produire un clinker tel qu'il est décrit précédemment, il est nécessaire de créer un mélange optimisé de matières premières la composition requise. La qualité de la constitution de ce mélange cru peut être représentée par différents indices ou " modules " tels que : le standard de chaux et les modules silicique et alumino-ferrique.

a) Le standard de chaux

Le standard de chaux indique le pouvoir liant CaO aux autres composants. Pour obtenir la saturation des oxydes, plusieurs formules ont été proposées, afin de déterminer la teneur en chaux nécessaire pour obtenir des résultats sensiblement équivalents. C'est le coefficient de **Kuhl** [1] dit facteur de saturation qui est généralement retenu.

$$\mathbf{Kst} = \frac{\mathbf{100 CaO}}{\mathbf{2.8SiO_2 + 1.1Al_2O_3 + 0.7Fe_2O_3}} \quad (\mathbf{II.5})$$

CaO, SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃ sont respectivement les teneurs massiques de ces composés dans la farine crue.

La teneur optimale en **CaO** est déterminée à partir de ce coefficient . Dans la pratique, la valeur du coefficient de saturation est comprise respectivement entre 0.90 - 0.95 pour les clinkers des ciments normaux et 0.95 - 0.98 pour les clinkers des ciments à haute résistance.

b) Module silicique

Pour faciliter les réactions, une phase liquide doit exister pendant une des étapes de la cuisson, une relation entre les proportions de **SiO₂, Al₂O₃** et **Fe₂O₃** doit être respecter, le module silicique définit cette relation.

$$\text{MS} = \frac{\text{SiO}_2}{\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3} \quad (\text{II.6})$$

Ce module doit être maintenu constant pour obtenir un produit régulier. Sa valeur est comprise entre 2.0 et 3.0 pour fabriquer un ciment Portland.

c) Module alumino-ferrique

Ce module conditionne la viscosité de la phase liquide qui est une caractéristique importante pour les réactions mises en jeu dans le four , en particulier la fusion de la matière .

$$\text{MAF} = \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3} \quad (\text{II.7})$$

En général pour tous les clinkers, MAF est compris entre 1.8 et 2.8.

II.2.4 Les composants secondaires du mélange cru

Les composants secondaires de la farine crue peuvent influencer la qualité du clinker, leur dosage ne doit pas être négligé. De ce fait, les normes de qualité de clinker imposent une limite supérieure de ces constituants.

Des exemples de teneurs moyennes (en %) d'une farine crue industrielle d'après [1], sont citées dans le tableau II.3.

Tableau II.3 : Teneurs moyennes des composants secondaires d'une farine crue

Elément	Teneur (%)
K_2O	0.5 – 1.3
Na_2O	0.05 – 0.5
Cl-	0.01 – 0.02
SO_3	0.1 – 0.5
MgO	< 2

II.3 Différents procédés de fabrication du clinker

Les techniques des procédés de fabrication du clinker se distinguent entre elles par le nombre de stades de préparation de la matière première avant son introduction dans le système de cuisson. Bien entendu, les considérations économiques restent primordiales dans le choix d'une technique de fabrication qui soit en concordance avec la nature de la carrière.

II.3.1 Procédé par voie humide

Dans ce procédé, la ligne de cuisson est alimentée par une patte crue dont la teneur en eau varie entre 20 – 45 % . Cette patte présente une grande facilité d'homogénéisation du produit avant la cuisson; mais en contre partie le procédé par voie humide se caractérise par une forte consommation calorifique (1200 à 1400 kcal / kg de clinker) due à la déshydratation de la patte crue.

II.3.2 Procédé par voie semi-humide

Dans ce cas, le maximum d'eau est évacuée par effet mécanique dans des filtres-presses ou dans des filtres sous vide. La quantité d'eau résiduelle dans la patte est d'environ 15 à 20 %.

II.3.3 Procédé par voie semi – sèche

Dans ce procédé, le four est précédé d'une grille qui sert à préchauffer la matière première après sa granulation. L'opération de granulation s'effectue sous un apport d'eau d'environ de 12 %.

II.3.4 Procédé par voie sèche

La fabrication et la mise en œuvre du ciment Portland par voie sèche passent par différentes étapes de transformations physico-chimiques sous l'action d'importantes quantités d'énergie mécanique et thermique tel qu'illustré en figure II.1

Comme son nom l'indique ce procédé utilise une matière sèche où les étapes de séchage se déroulent à l'extérieur du système de cuisson. La récupération d'une grande

partie des calories contenues dans les gaz du four et l'absence de déshydratation en font la méthode la moins vorace en consommation d'énergie thermique.

Le développement de la voie sèche a été longtemps retardé par la médiocre qualité du clinker obtenu. Or le progrès dans la mouture fine et l'homogénéisation des mélanges secs permet d'obtenir aujourd'hui des ciments Portland de qualité, ce qui fait au cours des dernières décennies, la voie sèche devient de plus en plus utilisée. Le tableau II.4 résume quelques avantages et inconvénients des trois techniques citées ci-dessous :

Tableau II.4 Comparaison des différents procédés de fabrication du clinker à ciment

Type du procédé	Avantage	Inconvénients
Voie humide	<ul style="list-style-type: none">- Homogénéisation très bonne et facile à réaliser- Assez grosses unités de production	<ul style="list-style-type: none">- Forte consommation calorifique
Voie semi-sèche	<ul style="list-style-type: none">- Consommation calorifique assez faible (900 à 950 Kcal / kg de clinker)	<ul style="list-style-type: none">- Investissement et entretien coûteux.- Nécessité de granulation régulière
Voie sèche	<ul style="list-style-type: none">Consommation calorifique 800 Kcal / kg de clinker (770 pour des procédés japonais)- Installations simples	<ul style="list-style-type: none">- Investissement coûteux.- Problème de dépoussiérage

II.4 Procédé de cuisson par voie sèche

II.4.1 Description du procédé

La réaction chimique conduisant à la formation du clinker le long de la ligne de cuisson nécessite le chauffage de la farine crue à plus de 750 °C. Cette étape est réalisée par un échange de chaleur entre les fumées quittant le four à une température proche de 1000 °C et la farine dans le préchauffeur à 4 étages de cyclones. Les fumées quittent le système à une température comprise entre 300 et 350 °C. Par contre la calcination de la farine est entamée à son entrée dans le four rotatif où a lieu la cuisson. Ainsi les composants de la farines subissent des réactions chimiques qui les transforment en clinker. Ce dernier quitte le four à une température comprise entre 1200 et 1300 °C, d'où la nécessité de le refroidir à une température voisine de 80 °C dans un refroidisseur à grilles pour le transporter et le broyer

II.4.2 Les installations de la ligne de cuisson

La ligne de cuisson d'une cimenterie par voie sèche est un ensemble de trois systèmes suivants :

- Système de préchauffage.
- Système de cuisson.
- Système de refroidissement.

4.2.1 Système de préchauffage

Dans le système de préchauffage, le transfert de chaleur s'effectue par contact direct entre un gaz et un solide finement moulu, développant ainsi une surface de contact très grande. Ce transfert dépend de la dispersion de la farine crue, dans le courant gazeux du préchauffeur, en suspension; selon le mode de fonctionnement, on distingue plusieurs types de construction dont les principaux critères d'appréciation sont d'ordre thermique et hydrodynamique.

4.2.1.1 Préchauffeur vertical

La farine crue traverse l'enceinte sous forme d'une traînée à contre courant par rapport au gaz de combustion. De cette façon, le gaz emporte les particules de farine crue séparée dans la partie supérieure des étages de préchauffeur, de sorte à former des mouvements circulaires bien marqués de poussières, aussi bien à l'intérieur d'un étage qu'entre les étages (fig II.3). La chaleur se transmet à la traînée de matière essentiellement à contre-courant et aux particules dispersées équivariant.

La plupart des systèmes de préchauffage qui ont fait l'objet d'une réalisation technique consiste en une combinaison des types fondamentaux de construction qui sont décrit par les figures II.4 , II.5, II.6 . Tous les systèmes sont toutefois pourvus de cyclones à la sortie des gaz, afin d'obtenir un système efficace du point de vue du dépoussiérage.

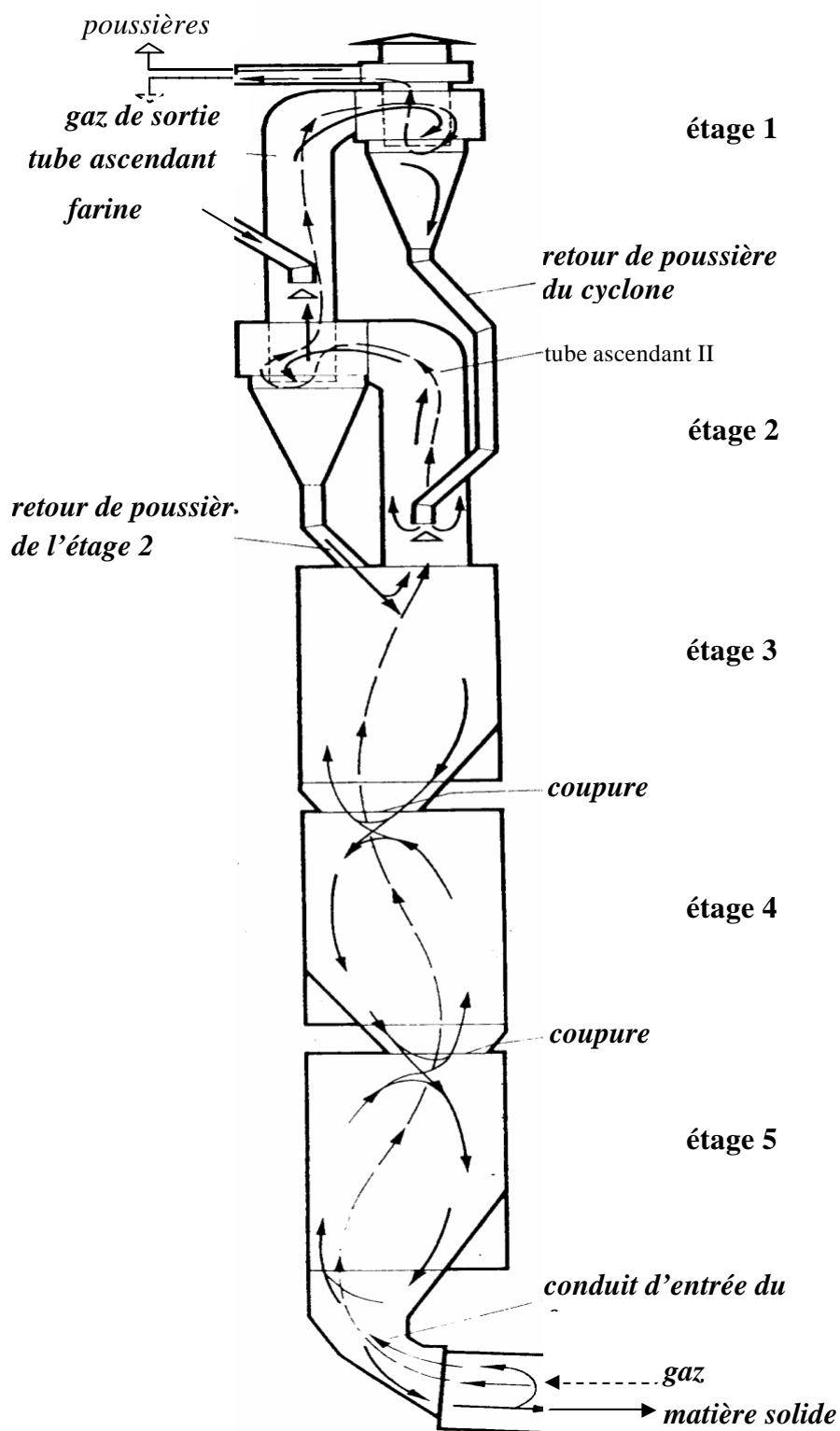


Figure II.3 : Représentation schématique du mode de fonctionnement d'un préchauffeur ZAB

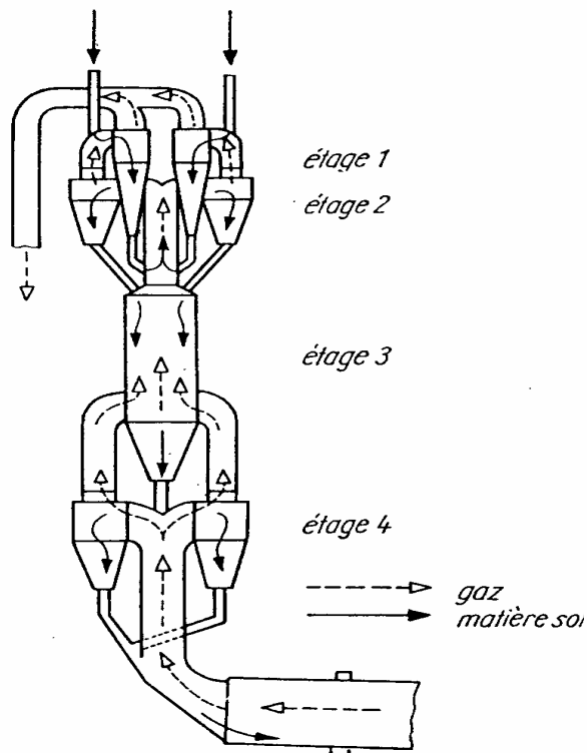


Figure II.4 Système de préchauffage POLYSIUS

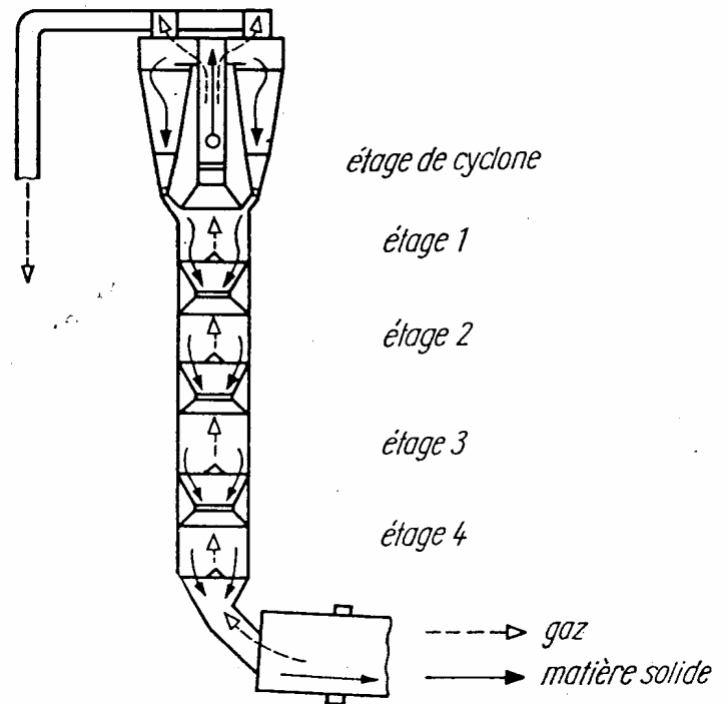


Figure II.5 Système de préchauffage KRUPP

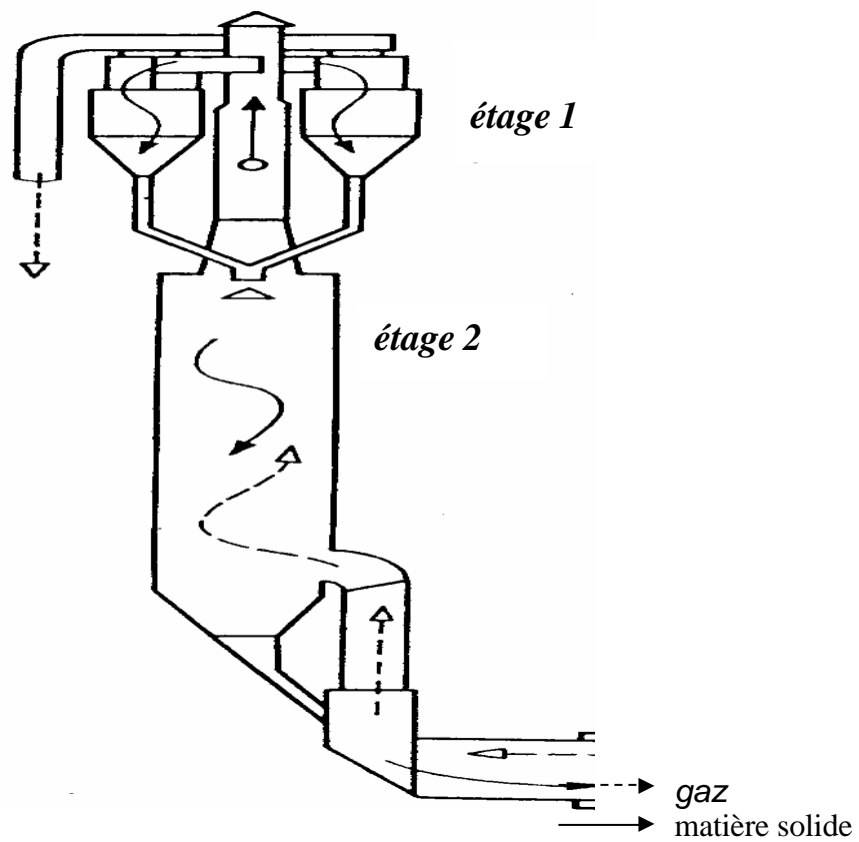


Figure II.6 : Système de préchauffage PREROV

4.2.1.2 Préchauffeur à cyclones

La percée industrielle du procédé par voie sèche a été réalisée par le préchauffeur à cyclones. Ce préchauffeur comprend en principe 4 étages, dont la disposition peut varier suivant les constructeurs (**POLYSIUS, MIAC, WEDAG, HUMBOLDT et F.L.SMITH**). Un exemple du préchauffeur **HUMBOLDT** est représenté en figure II.7A la cimenterie de Sour El Ghouzlane, on utilise un préchauffeur F.L.SMITH dont on décrira le procédé au chapitre III, objet de notre étude.

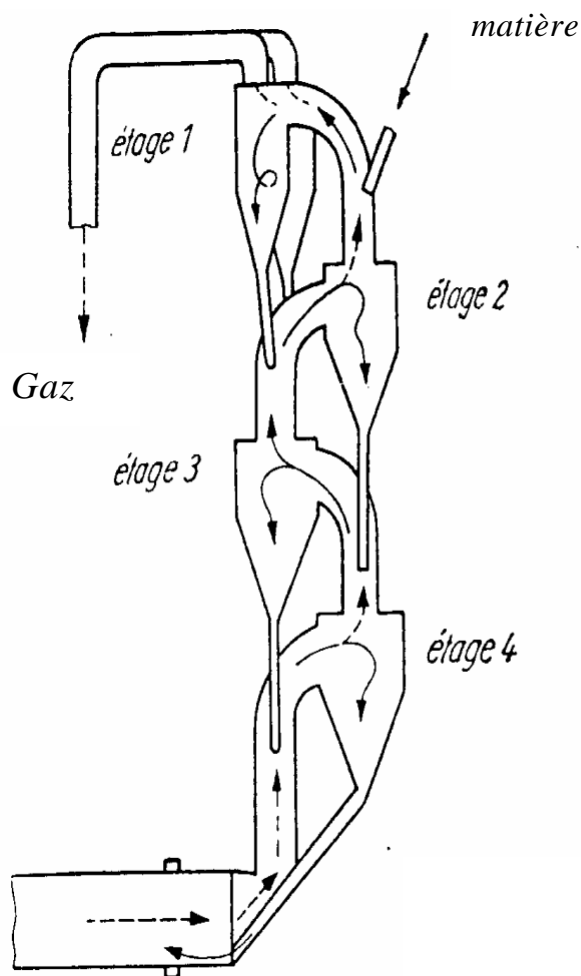


Figure II.7 : Système de préchauffage KHD

4-2-2 Système de cuisson

Le four rotatif se compose d'une enveloppe cylindrique en tôle d'acier d'une épaisseur d'environ 22 à 40 mm, selon la dimension du four, il repose sur des galets distants de 24 à 28m pour pouvoir effectuer la rotation du côté de la sortie du produit, il est aussi garnie d'éléments réfractaires, il présente une inclinaison de 3% à 5% favorisant la circulation de la matière. Ce four permet d'assurer les quatre fonctions suivantes :

- 1 - L'acheminement de la matière.
- 2 - La combustion pour le dégagement de chaleur.
- 3 - Le transfert de chaleur entre la matière et les gaz.
- 4 - Le déroulement des réactions de transformation de la matière.

Les gaz chauds, dans la partie rotative, sont tirés par un ventilateur et circulent à grande vitesse dans les cyclones. La matière en poudre est injectée à la partie supérieure et descend par gravité dans les cyclones pour pénétrer dans le four dans un état de décarbonatation partielle. Elle s'achemine ensuite vers la zone de clinkerisation (zone de cuisson) sous l'effet de rotation du four. Elle se réchauffe au fur et à mesure qu'elle descend pendant que les gaz issus du four se refroidissent en montant.

Le four est accompagné d'une tuyère , appelée " Brûleur "; qui sert à injecter le combustible et qui peut être refroidie par circulation d'eau.

4-2-3 Système de refroidissement

Le clinker sortant du four est refroidi dans un refroidisseur généralement du type à grilles qui agit comme un récupérateur de la chaleur sensible du brûleur (fig II.8).

Dans le refroidisseur à grille le clinker se déplace en couche épaisse de 300 à 500 mm sur les grilles perforées actionnées d'un mouvement de va et vient.

De l'air froid est soufflé au travers de la couche par une série de ventilateurs, le clinker est refroidi à une température inférieure à 100 °C (environ 85 °C).

En dehors de ce type de refroidisseur, on distingue trois autres types, qui sont :

1. Le refroidisseur à satellites ou à ballonnets, faisant partie intégrante du four et au - travers desquels passe tout l'air de combustion apporté au brûleur. Le refroidissement du clinker dans ce système est moins efficace à cause de la température élevée de sortie du clinker qui avoisine les 200 °C .
2. Le refroidisseur rotatif dont le principe de fonctionnement est analogue au refroidisseur à ballonnets, mais celui – ci en - dehors du four, n'a pas l'inconvénient de peser lourdement sur la virole du four.
3. Le refroidisseur à cuve, dans le quel, tout l'air froid traverse une grande hauteur de clinker (5 à 6 m), alors que celui-ci est extrait par le bas. Ce refroidisseur ne nécessite pas de dépoussiérage complémentaire puisque tout l'air de refroidissement est utilisé comme air de combustion.

Figure II.8 Représentation schématique d'un refroidisseur à grilles

Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons donné un aperçu sur la description des différents procédés de fabrication du ciment Portland, essentiellement le procédé par voie sèche, nous avons décrit aussi les différents types de préchauffeurs, de fours et de refroidisseurs utilisés dans l'industrie cimentière, d'autre part nous avons donné un aperçu sur les propriétés principales de la farine crue et du clinker.

Chapitre III
Procédé et données de fonctionnement
du Préchauffeur à cyclones de la cimenterie
de Sour El Ghozlane

CHAPITRE III

PROCEDE DE FONCTIONNEMENT DU PRECHAUFFEUR A CYCLONES DE LA CIMENTERIE DE SOUR EL GHOZLANE

Dans ce chapitre nous nous intéressons à la cimenterie de Sour El Ghozlane. Nous décrivons le procédé de son préchauffeur à cyclones et donnons les données relatives au fonctionnement de ce système, sujet de notre étude. Les différentes techniques utilisées pour l'analyse de la matière seront mentionnées ainsi que les paramètres opératoires. Ces différentes données seront un support de validation et d'ajustement aux résultats de notre modèle.

III-1 Présentation de la cimenterie de Sour El Ghozlane

Implantée à 27 Km de Bouira, située dans la commune de Sour El Ghozlane, elle a été réalisée par la Société Danoise **F.L.SMITH** (Friends Laesoe Smith) au début des années quatre vingt . D'une capacité annuelle d'un million de tonnes de clinker, utilisant le procédé par voie sèche, cette unité a été réalisée afin d'élargir le champ des activités de l'ERCC (Entreprise Régionale des Ciments du Centre) en matériaux de construction, et répondre ainsi aux besoins du marché national. Le ciment fabriqué actuellement par cette unité est le ciment Portland avec ajouts en Tuff et calcaire (CPJ 45) d'une résistance minimale à la compression après 28 jours de 45 MPa.

III – 2 Le processus de fonctionnement du préchauffeur à cyclones

Le préchauffeur à cyclones de farine crue est un échangeur de chaleur dans lequel les transferts thermiques s'effectuent par contact intime entre la matière et les gaz dans un système de cyclones séparateurs équipés de revêtements permettant de minimiser les pertes thermiques et de gaines où se font principalement les échanges de chaleur. Ces échanges s'effectuent en co-courant dans chaque cyclone et à contre courant sur l'ensemble de

l'échangeur. De ce fait le rendement thermique de l'échange dépend entre autres de la dispersion de la matière dans le flux gazeux. Le préchauffeur de cette unité est constitué par une série à 4 étages de cyclones en cascade placés à l'intérieur d'une tour à double circuit (figure III.1) pour permettre le traitement d'une grande capacité du four (3000 t/ jour) tout en conservant des pertes de charge convenables .

Un ventilateur de tirage (ventilateur d'exhaure ou exhausteur) de grande puissance pour chaque division de la tour, assure la circulation ascendante des gaz chauds provenant du four dans l'ensemble des cyclones; le débit de l'exhausteur est réglé en fonction de la combustion dans le four .

La farine crue est introduite en partie haute de la tour dans le premier cyclone à l'étage supérieur. C'est là que s'effectue l'échange thermique par mélange intime de la farine crue et des gaz venant du four, la farine et les gaz sont à nouveau séparés dans les cyclones.

A la sortie des cyclones , la farine tombe dans la conduite passant sous les cyclones de l'étage inférieur. Le courant gazeux ascendant provenant du cyclone inférieur, entraîne cette matière vers le cyclone supérieur par une gaine de grandes dimensions munie de tubulures de prise de température et de pression. C'est dans ces gaines que se produisent une grande partie des échanges thermiques. Le processus d'échange thermique suivi de la séparation des gaz, se reproduit à chaque étage , jusqu'à ce que la farine préchauffée arrive à l'entrée du four. Le temps de séjour de la farine dans le préchauffeur à cyclones à 4 étages est d'environ 20 à 30 sec [2].

Les cyclones supérieurs du préchauffeur offrent un degré de séparation plus élevé que celui des étages inférieurs pour de réduire les échappements de matière. L'amenée de la farine se fait au moyen d'une pompe pneumatique ou d'un transporteur air lift.

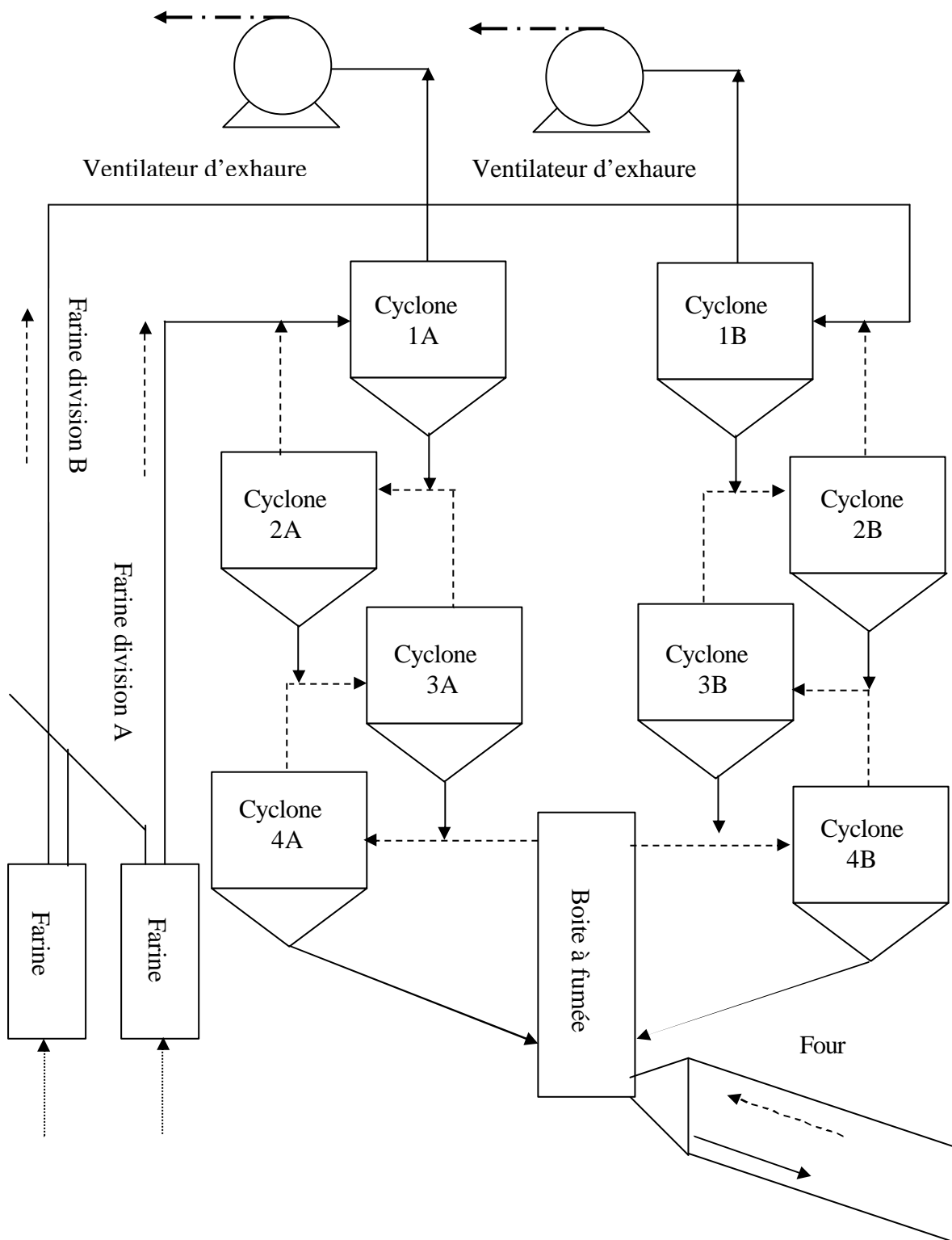


Figure III.1 Schéma du préchauffeur à double division de cyclones

III.3 Les différentes étapes de la transformation de la farine crue dans la préchauffeur

Dans la fabrication du clinker à ciment Portland, la matière crue est chauffée jusqu'à la température de cuisson maximale. A ces températures, et au cours du chauffage, se déroulent différents processus du préchauffage de la farine. On peut distinguer ainsi différentes étapes de transformations du cru.

III.3.1 La déshydratation du cru

Un chauffage de la farine crue à 100 °C élimine l'eau libre non combinée. L'eau adsorbée par les argiles est libérée et s'échappe entre 100 et 300 °C.

La déshydratation proprement dite des argiles, c'est à dire la libération de l'eau chimiquement combinée sous forme d'ions hydroxydes OH^- , se produit entre 300 et 800 °C, selon la nature et la granulométrie de l'argile. Ainsi, la Kaolinite (Al_2O_3 , 2SiO_2 . $2\text{H}_2\text{O}$) se transforme en metakaolin (Al_2O_3 , 2SiO_2) entre 500 et 700 °C [2]. A ce stade, les différents composés tels que SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_3O_3 s'activent et deviennent susceptibles de déclencher des réactions.

III.3.2 La décarbonatation

Les carbonates de calcium, qui constituent près de 80 % du cru , sont décomposés lors du chauffage en oxyde de calcium (CaO) et CO_2 en selon la réaction suivante :



Cette réaction de décomposition, hétérogène et réversible , est fortement endothermique. L'enthalpie de la réaction , variable selon la nature du calcaire est d'environ 1672 kJ / kg de CaCO_3 entre 800 et 900 °C . Dans la pratique , du fait de la présence des oxydes SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_3O_3 la dissociation thermique du carbonate de calcium commence dès 750 °C [1].

La décomposition du carbonate de magnésium en MgO et CO_2 est une réaction beaucoup moins intéressante pour la cuisson du clinker .



D'après [1] l'enthalpie de décomposition de MgCO_3 à $T = 350 \text{ }^\circ\text{C}$ est d'ordre de $\Delta H_{298\text{K}} = 1395 \text{ kJ / kg MgCO}_3$.

III.3.3 Réactions en phase solide

Les réactions solide – solide sont des réactions lentes régies par les lois de diffusion.

Le CaO formé par la décarbonatation entre 750 et $900 \text{ }^\circ\text{C}$ est très réactif. Il se combine lentement avec les oxydes présents et les composés déjà formés. Les réactions solide – solide entre CaO et oxydes conduisent à la formation de composés intermédiaires complexes, pauvres en CaO tels que : le silicate mono calcique CS et le silicate bicalcique C_2S et de faibles quantités de CA et C_{12}A_7 .

III-4 Paramètres sensibles au fonctionnement du préchauffeur

III.4.1 Le comportement du circuit des constituants volatils

Les alcalis K_2O , Na_2O , ainsi que SO_3 et Cl^- , principalement introduits avec les composants argileux, sont expulsés dans les zones du four rotatif et se condensent surtout dans la région du préchauffeur. Ce processus se répète plusieurs fois jusqu'à formation de circuits et des enrichissement des phases volatiles. En raison du bas point de fusion des combinaisons alcalines (entre autres KCl $770 \text{ }^\circ\text{C}$, K_2SO_4 $1069 \text{ }^\circ\text{C}$) apparaissent des collages avec les constituants de la farine qui peuvent entraîner la constitution de dépôts dans les rétrécissements, les déviations de gaz ou autres points sensibles de l'écoulement dans le préchauffeur.

Comme, le plus souvent , il n'est pas possible de passer à d'autres matières premières qui contiennent moins de substances nocives, la technologie a pour mission de limiter la formation des circuits alcalins dans le système de cuisson.

On parvient à résoudre ce problème par une extraction partielle ou complète des gaz chauds d'alcalins et de poussières provenant du four, avant leurs entrées dans le système de préchauffage (fig III.2).

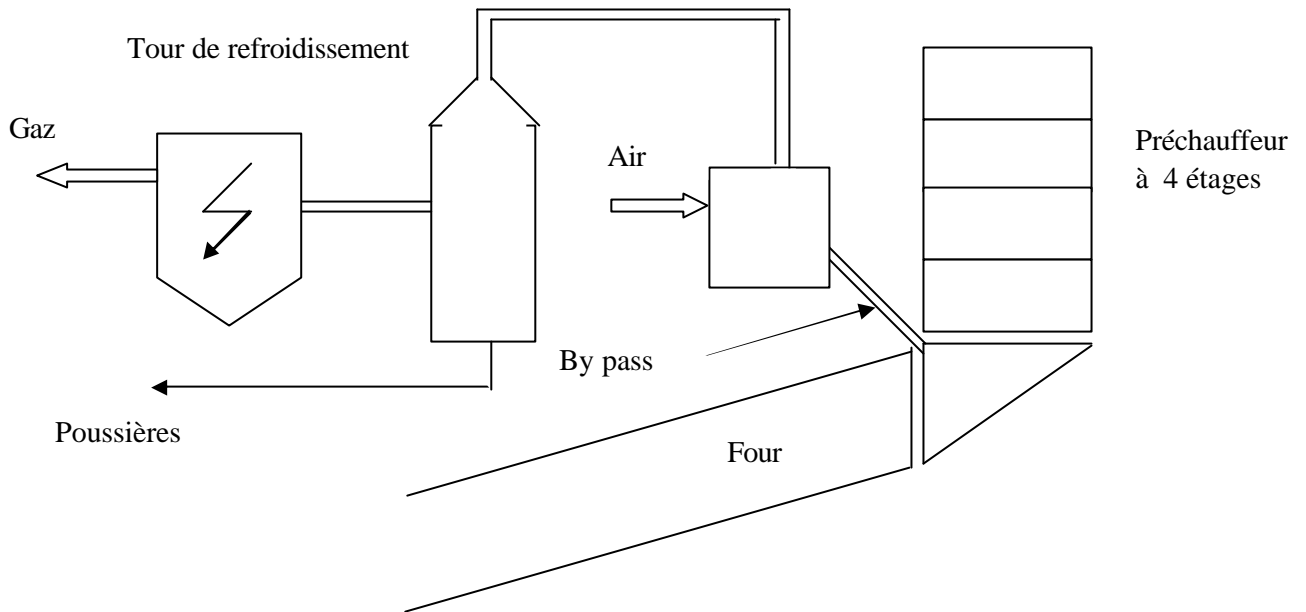


Figure III.2 Schéma du système d'extraction des poussières " by-pass "

III.4.2 Le mouvement de circulation des poussières

Comme le degré de séparation des différents étages du préchauffeur à cyclones se situe entre 0.8 et 0.87 [1], il se produit des mouvements circulaires de poussières entre ces étages en relation avec le comportement thermique de ces systèmes.

En effet selon Frankenberger [4], une intensification du mouvement de circulation des poussières de 1 kg/ kg de clinker entraîne une augmentation de la consommation spécifique de chaleur, rapportés au combustible de, 126 kcal/ kg de clinker.

La figure III.3, résulte de l'établissement du bilan par étage des flux de matière et de chaleur, sur la base de valeurs enregistrées en service . Elle montre que, pour un préchauffeur à 4 étages, la consommation spécifique de chaleur dépend du degré de séparation des deux étages inférieurs. Des degrés de séparation peu élevées des étages supérieurs entraînent des pertes de chaleur et une teneur en poussière des gaz bruts plus élevée.

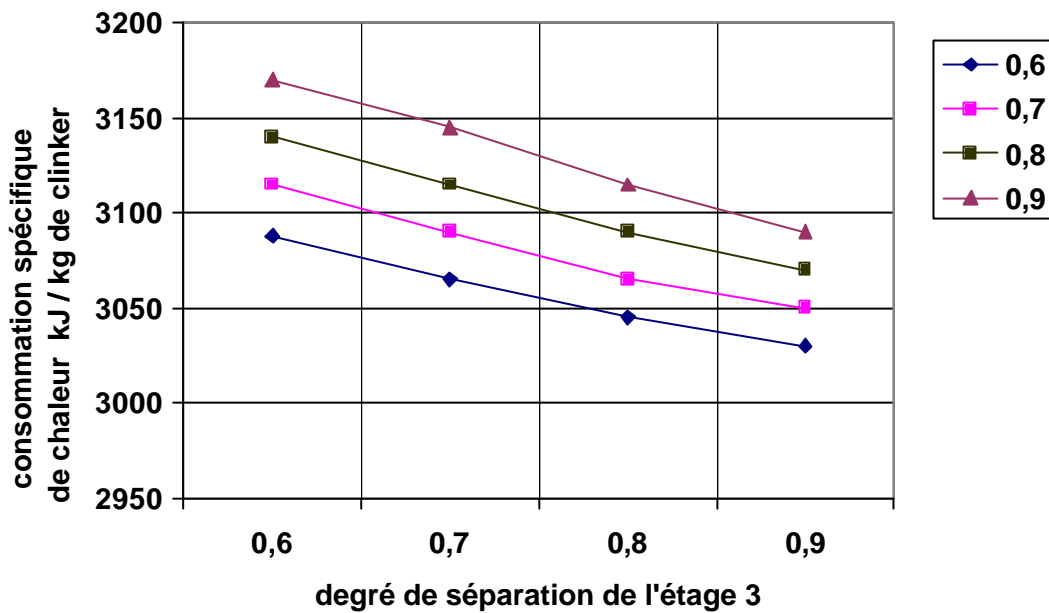


Fig III.3 : Relation entre la consommation spécifique de chaleur et le degré de séparation des étages 3 et 4 du préchauffeur

III.4.3 Entrée d'air faux :

Une autre entrave à l'efficacité, d'une installation de préchauffage à étages de cyclones, est l'inétanchéité de l'étage. En effet, les dépressions de service de ce système, à chaque endroit non étanche en raison des raccordements (gaines , turbulure , cyclones , etc.....), entraîne des infiltrations d'air parasite aux cyclones, donc une baisse des températures des gaz dans le préchauffeur.

III.4.4 L'adjonction d'un système de précalcination au préchauffeur à cyclones

III.4.1.1 La précalcination

Dans le procédé par voie sèche classique, la décarbonatation consomme environ 65% des besoins globaux en combustible et utilise 50% en volume du four. La précalcination dans le préchauffeur a pour but d'obtenir un taux de décarbonatation de la farine de l'ordre de 90 % , avant son entrée dans le four rotatif .

La précalcination permet une amélioration du degré d'exploitation des fours. Ce qui permet de limiter les dimensions des fours, tout en réalisant des productions élevées, et d'où exerce un effet bénéfique sur la durabilité des revêtements des fours.

Au Japon, 90 % des fours de fabrication de clinker sont aujourd'hui équipés de systèmes de précalcination insérés entre le préchauffeur et le four.

La combustion du combustible introduit dans le précalcinateur s'effectue avec une flamme plus au moins développée ou par pulvérisation du combustible dans les zones où la matière est fortement dispersée suivi de combustion. On peut aussi mélanger le combustible et la farine crue avant le chargement dans le précalcinateur.

Ainsi, il existe plusieurs types de foyers de précalcination, nous présenterons en figure III.4 l'exemple du procédé de précalcination F.L.S.

Ce procédé se base sur le couplage de l'étage inférieur du préchauffeur avec un précalcinateur à cyclones, d'où une hauteur un peu élevée, le brûleur est alimenté en comburant par l'air provenant du refroidisseur (air tertiaire).

La consommation d'un système de précalcination représente entre 30 et 60 % de la consommation totale en combustible selon le procédé employé. La consommation spécifique de chaleur avec précalcinateur s'étale entre 700 et 800 kcal / kg clinker.

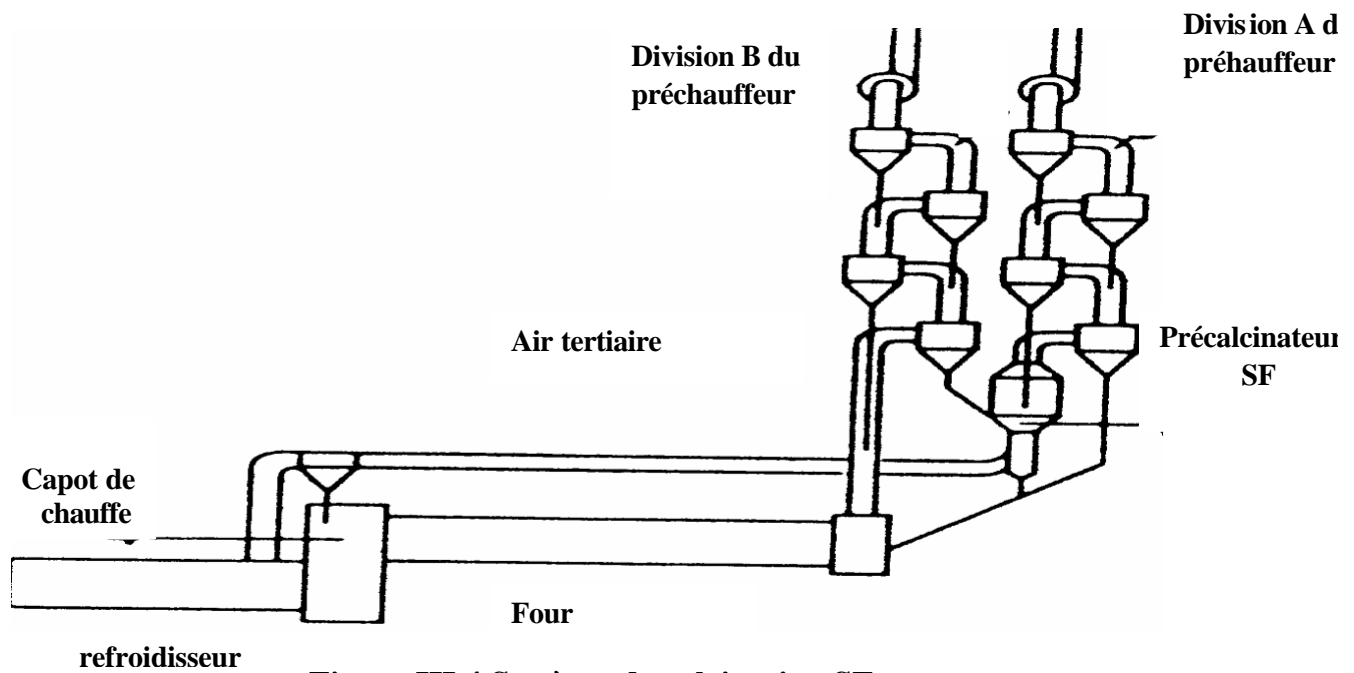


Figure III.4 Système de calcination SF

III.4.5 Préchauffeur à 5 et 6 étages

Une tour de préchauffage de la farine crue peut comporter jusqu'à six étages de cyclones, afin d'optimiser l'exploitation des calories contenues dans les gaz sortant du four rotatif. Ainsi, à titre d'exemple, on donne au tableau ci-dessous, les avantages apportés par les modifications de deux préchauffeurs de 4 à 6 étages, installées dans les cimenteries de DELMAR en Espagne et GUADALAJARA au Mexique [5].

Tableau III.1 Avantages des préchauffeurs à 6 étages de cyclones de point de vue de production et consommation énergétique

Avantages	Unité	CEMENTOS DELMAR Prechauffeur Humboldt	CEMENTOS GUADALAJARA Adjonction Préchauffeur FLS
Augmentation de la production en clinker (%)		19	13.9
Réduction de la consommation spécifique d'énergie thermique (%)		9.2	12.8

III.5 Données de fonctionnement du préchauffeur de l'unité de Sour El Ghozlane

Nous présenterons dans ce paragraphe, les différentes données expérimentales effectuées par [6 qui sont utilisées comme paramètres de comparaison avec les résultats du modèle.

III.5.1 Les paramètres opératoires

III.5.1.1 Température

Les températures de la farine crue et du gaz, à la sortie de chaque cyclone de la tour de préchauffage, sont mesurées à l'aide de thermocouples de type [Ni-Cr-Ni] qui présentent une résistance aux hautes températures (0 à 1000 °C) et une précision de l'ordre de 0.5%.

La température de l'air ambiant ainsi que son humidité relative sont enregistrées directement sur un thermohygromètre portatif .

III.5.1.2 Pressions

Les dépressions sont mesurées directement sur les transmetteurs de pression installés dans le préchauffeur.

III.5.1.3 Débits

Les débits de farine et du clinker sont fournis au niveau de la salle d'enregistrement. La mesure est effectuée par des cellules doseuses installées par le constructeur au niveau de cet atelier.

Quant aux débits intermédiaires de ciment, ils sont obtenus par analyse granulométrique.

La quantité pénétrante d'air faux est déterminée à partir du pourcentage de O_2 détecté sur les analyseurs d'oxygène, placés en bas et en haut de la tour de préchauffage.

III.5.2 Techniques d'analyses utilisées

Les analyses de la farine crue, du clinker sont effectuées au niveau du laboratoire de la cimenterie par différentes méthodes que nous décrivons ci-après.

III.5.2.1 Analyse par dosage complexométrique

Le principe des dosages complexométriques est basé sur la propriété qu'ont certains composés de former des complexes solubles avec les métaux bivalents particulièrement stables. Dans le domaine des analyses de ciments et de matières crues ou cuites, la complexométrie permet actuellement de doser les quatre éléments suivants : Alumine (Al_2O_3), Hématite (Fe_2O_3), Chaux (CaO) et Magnésie (MgO).

Pour les dosages nous utilisons le complexon III, car d'une part il est très soluble et d'autre part se prête bien à de nombreux dosages. Chimiquement, il s'agit du dihydrate de sel disodique de l'acide éthylène-diamine-tétracétique (**E.D.T.A**) de formule $\text{C}_{10}\text{H}_{14}\text{N}_2\text{Na}_2\text{O}_6 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ et de masse molaire $M = 372.24 \text{ g/mol}$.

III.5.2.2 Analyse par dosage gravimétrique

Après avoir séparé la solution mère (contenant l'échantillon) des quatre oxydes, on procède au dosage gravimétrique pour l'analyse des éléments SiO_2 et SO_3 .

III.5.2.3 Analyse par perte aux feu

La calcination totale de l'échantillon dans un four à $1000 \text{ }^\circ\text{C}$ permet la détermination du pourcentage en CO_2 , en H_2O ainsi que celui des autres matières volatiles.

III.5.2.4 Analyse par spectromètre à rayon X

Cette analyse permet d'identifier jusqu'à dix éléments sélectionnés : **Si, Al, Fe, Ca, Mg, Na, K, Sr, Ti, Mn, Cl, S**. Sa mise en œuvre nécessite la préparation et l'introduction d'une tablette d'échantillon dans le spectromètre à rayon X, la fonction et le programme sont affichés au pupitre de l'opérateur.

III.5.3 Données expérimentales

III.5.3.1 Données opératoires

Tableau III.2 Températures des gaz , solides et parois

Donnée opératoire	Cyclone 1	Cyclone 2	Cyclone 3	Cyclone 4
Pression (mbar)	0.953	0.965	0.974	0.982
Température du solide (°C)	352	579	721	820
Température moyenne des Gaz (°C)	350	570	720	822
Température de la paroi externe (°C)	73	45	60	60

III.5.3.2 Analyses des matières solide et gaz à la sortie des cyclones

Les résultats d'analyses expérimentales de la farine crue quittant les différents étages sont données dans le tableau suivant :

Tableau III.3 Composition de la matière solide à la sortie des cyclones

Composé fraction massique	Farine crue à l'entrée	Cyclone 1	Cyclone 2	Cyclone 3	Cyclone 4
CaCO_3	75.99	75.97	74.90	68.79	56.40
MgCO_3	3.24	3.17	3.13	2.91	2.41
$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	7.7	5.6	0	0	0
Al_2O_3	3.09	3.17	3.15	3.82	4.65
SiO_2	1.233	12.45	13.01	13.89	16.04
CaO	0	0	1.728	7.16	16.24
MgO	0	0	0.38	0.219	0.6
CaSO_4	0.83	0.80	0.945	1.08	1.96
K_2O	0.31	0.253	0.11	0.017	0.52
Na_2O	1.95	1.56	0.688	0.106	0.32
Fe_2O_3	1.93	2.07	2.02	2.08	2.33

Conclusion

A partir des mesures expérimentales données dans ce chapitre, nous constatons que les températures des gaz et de la matière solide sont approximativement identiques, donc nous pouvons supposer que la température qui règne dans un étage donné est uniforme. La température de la paroi du premier cyclone est relativement élevée car ce cyclone n'est pas revêtu de briques isolantes.

Nous remarquons aussi que la composition massique de la kaolinite est nulle à partir du deuxième étage, donc nous pouvons avancer que la réaction de déshydroxylation de ce composé s'achève dans le deuxième cyclone. Par ailleurs, d'après les analyses, on constate que les compositions massiques de **CaO** et de **MgO** sont nulles dans le premier cyclone, ce qui explique que les réactions de décarbonatations débutent légèrement dans le deuxième étage.

Cet ensemble de remarques basées sur la réalité industrielle, nous aidera à rendre les équations du modèle plus souples et plus simple à résoudre, en réduisant le nombre d'inconnues.

Chapitre III : Données expérimentales

III.1 Données opératoires

Tableau III.2 Températures des gaz , solides et parois

Donnée opératoire	Cyclone 1	Cyclone 2	Cyclone 3	Cyclone 4
Pression (mbar)	0.953	0.965	0.974	0.982
Température du solide (°C)	352	579	721	820
Température moyenne des Gaz (°C)	350	570	720	822
Température de la paroi externe (°C)	73	45	60	60

III.5.3.2 Analyses des matières solide et gaz à la sortie des cyclones

Tableau III.3 Composition de la matière solide à la sortie des cyclones

Composé fraction massique	Farine crue à l'entrée	Cyclone 1	Cyclone 2	Cyclone 3	Cyclone 4
CaCO ₃	75.99	75.97	74.90	68.79	56.40
MgCO ₃	3.24	3.17	3.13	2.91	2.41
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ ·2H ₂ O	7.7	5.6	0	0	0
Al ₂ O ₃	3.09	3.17	3.15	3.82	4.65
SiO ₂	1.233	12.45	13.01	13.89	16.04
CaO	0	0	1.728	7.16	16.24
MgO	0	0	0.38	0.219	0.6
CaSO ₄	0.83	0.80	0.945	1.08	1.96
K ₂ O	0.31	0.253	0.11	0.017	0.52
Na ₂ O	1.95	1.56	0.688	0.106	0.32
Fe ₂ O ₃	1.93	2.07	2.02	2.08	2.33

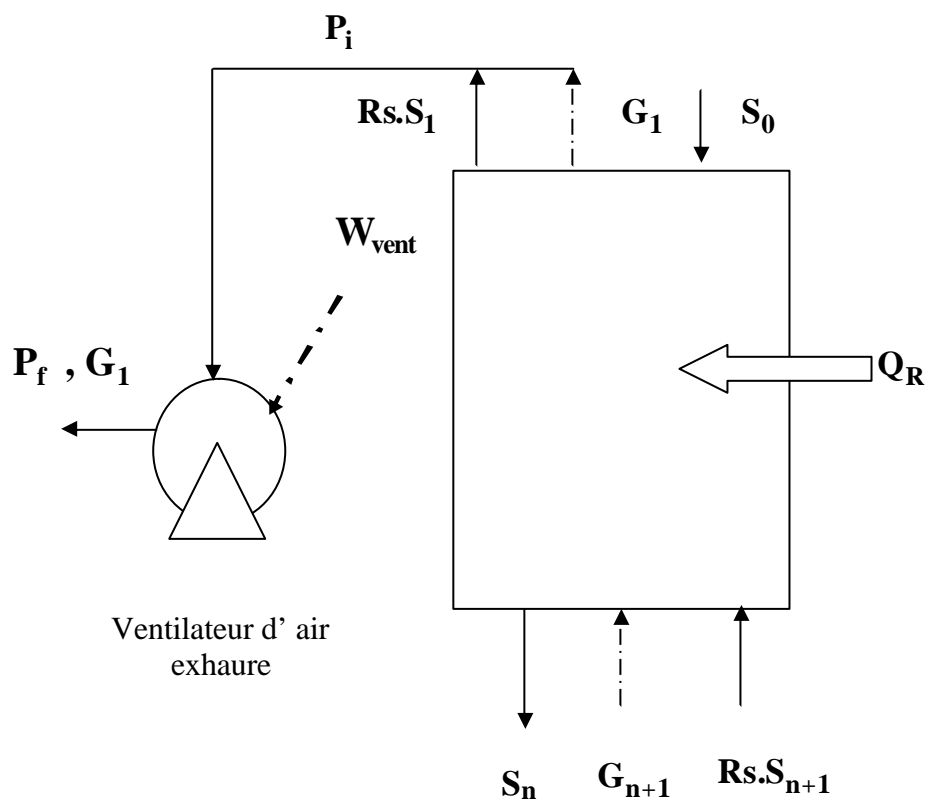
CHAPITRE V

SIMULATION DE LA SENSIBILITE DE FONCTIONNEMENT DU PRECHAUFFEUR A CYCLONES

V.1 Introduction

Dans ce chapitre, nous allons simuler le fonctionnement du préchauffeur et étudier la sensibilité des résultats du modèle aux variations de ses différents paramètres. En évaluant la sensibilité des différents paramètres les tests permettent de vérifier la cohérence du modèle. La simulation consiste à étudier la sensibilité simultanément de deux facteurs importants illustrés au chapitre I à savoir à, le taux de décarbonatation et l'efficacité énergétique du préchauffeur. Ces facteurs sont définis au cours du paragraphe suivant dans l'optique d'évaluer les paramètres optimaux pour les quels on obtient un taux de décarbonatation élevé avec une consommation énergétique la plus faible.

L'efficacité énergétique du préchauffeur, qui est définie comme étant le rapport des énergies entrantes et sortantes du système, nous schématisons les différents flux de chaleurs comme suit :



Dans cette équation, nous négligeons les pertes thermiques.

$$\text{Eff} = \frac{\mathbf{G}_1 \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{G}_1} + \mathbf{S}_n \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{S}_n} + \mathbf{Rs} \cdot \mathbf{S}_1 \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{S}_1}}{\mathbf{S}_0 \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{S}_0} + \mathbf{Rs} \cdot \mathbf{S}_{n+1} \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{S}_{n+1}} + \mathbf{G}_{n+1} \cdot \mathbf{H}_{\mathbf{G}_{n+1}} + \mathbf{Q}_R + \mathbf{W}_{\text{vent}}} \quad (\text{V.1})$$

où \mathbf{Q}_R est la chaleur absorbée par la réaction de décarbonatation, est calculée comme suit :

$$\mathbf{Q}_R = e_n \cdot \mathbf{X}_{1,0} \cdot \mathbf{S}_0 \cdot \mathbf{DH}_R \quad (\text{V.2})$$

et \mathbf{DH}_R est l'enthalpie de réaction de décarbonatation du carbonate de calcium, prise égale à 1672 kJ / kg .

e_n étant le taux de décarbonatation de la farine dans le dernier cyclone

$\mathbf{H}_{\mathbf{S}_k}$ est l'enthalpie du flux solide \mathbf{S}_k , dont l'expression est :

$$\mathbf{H}_{\mathbf{S}_k} = \sum_{i=1}^{12} \dot{\mathbf{X}}_{i,k} \cdot \mathbf{H}_{i,k} \quad (\text{V.3})$$

$\mathbf{H}_{\mathbf{G}_k}$ est l'enthalpie du flux gazeux \mathbf{G}_k , dont l'expression est :

$$\mathbf{H}_{\mathbf{G}_k} = \sum_{i=13}^{16} \dot{\mathbf{Y}}_{i,k} \cdot \mathbf{H}_{i,k} \quad (\text{V.4})$$

et \mathbf{W}_{vent} est la puissance mécanique fournie par le ventilateur d'air exhaure définie comme suit :

$$W_{\text{vent}} = \frac{1}{h} \cdot \frac{g}{g-1} P_i \cdot \dot{V}_i \left[1 - \left(\frac{P_f}{P_i} \right)^{\frac{g-1}{\gamma}} \right] \quad (\text{V.5})$$

P_i , et P_f sont respectivement les pressions initiale et finale .

γ le facteur isentropique

\dot{V} le débit volumique du gaz (m^3/s)

η étant le rendement énergétique du ventilateur d'exhaure, pris égal à 80%.

En supposant que les gaz sont parfaits, on aura :

$$n_i = \sum_{i=13}^{16} \frac{\dot{m}_{i,1}}{M_i} \quad (\text{V.6})$$

$$\dot{m}_{i,1} = G_1 \cdot Y_{i,1} \quad (\text{V.7})$$

\dot{n}_i , \dot{m}_i sont respectivement le nombre de moles et la masse du gaz à la sortie du préchauffeur par unité de temps

En remplaçant ces expressions dans l'expression (V.5) on obtient :

$$W_{\text{vent}} = \frac{1}{h} \cdot \frac{g}{g-1} G_1 \sum_{i=13}^{16} \frac{Y_{i,1}}{M_i} \cdot R \cdot T_i \left[1 - \left(\frac{P_f}{P_i} \right)^{\frac{g-1}{\gamma}} \right] \quad (\text{V.8})$$

et pour déterminer l'exposant isentropique γ , on utilise la loi isentropique $P \cdot V^\gamma = \text{Cste}$

soit un $\gamma = 1.4$.

V.2 Définition des paramètres du modèle

Nous pouvons classer les paramètres du modèle en trois catégories :

1. Les paramètres de commandes du procédé

Il s'agira principalement de :

- Humidité de la farine crue
- Température et débit de la farine crue
- Pression des gaz à l'entrée du préchauffeur
- Perte de charge dans les étages
- Température des gaz à l'entrée du préchauffeur
- Diamètre moyen des particules solides de la farine crue

2. Les paramètres conceptuels du modèle

Ce sont des paramètres relatifs à la représentation des écoulements du gaz et du solide, en l'occurrence :

- Nombre d'étages
- Taux de reflux solide
- Débit d'air faux

3. Les paramètres physico-chimiques

Ils sont au nombre de deux :

- Coefficients d'échanges thermiques
- Résistance thermique des briques réfractaires et isolantes.

V.3 Sensibilité du modèle par rapport aux paramètres de commande

V.3.1 Sensibilité du modèle aux variations de l'humidité de la farine crue

Examinons la sensibilité du modèle vis à vis du taux d'humidité de la farine crue (fig V.1) tout en sachant qu'il s'agit d'un procédé par voie sèche où le taux d'humidité ne doit pas dépasser les 15%.

On constate qu'une augmentation de l'humidité de la farine crue s'accompagne d'une légère diminution de son taux de décarbonatation et de l'efficacité énergétique du préchauffeur. Etant donné que le procédé est par voie sèche, d'où la variation de ce taux d'humidité ne modifie pas significativement les résultats du modèle.

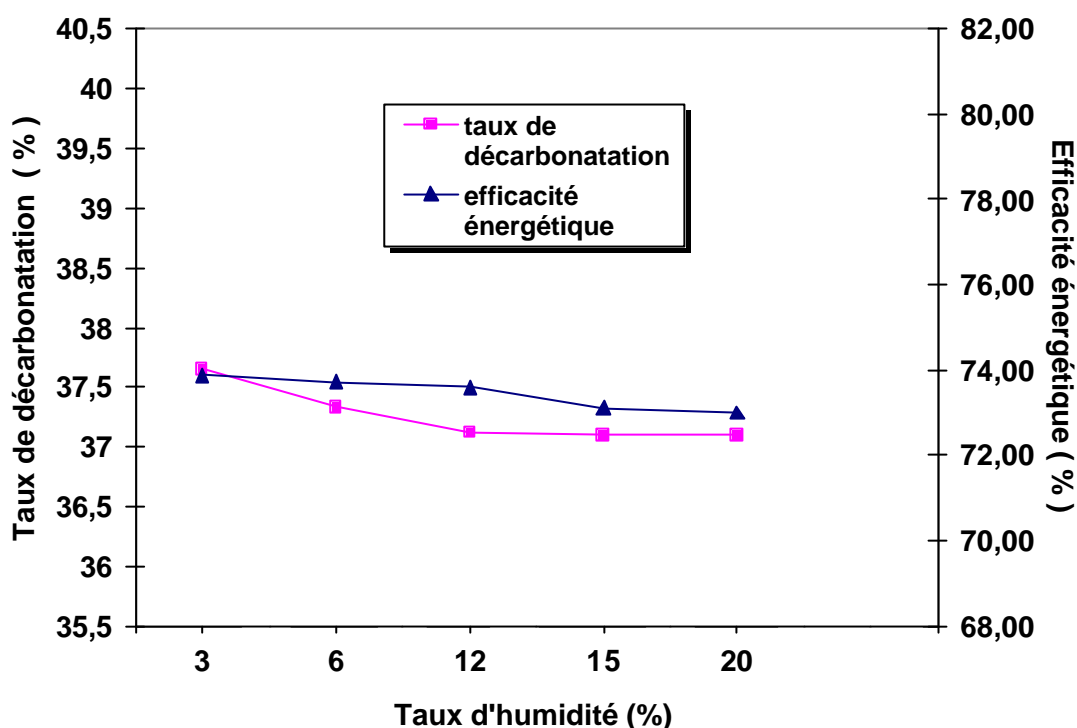


fig V.1 Sensibilité du modèle aux variations du taux d'humidité

V.3.2 Sensibilité du modèle aux variations de la température de la farine crue à l'entrée du préchauffeur

La température de la farine crue à l'entrée du préchauffeur est d'environ 80 °C, nous avons imposé une augmentation de cette température de 20 °C à chaque test, afin de mieux apprécier l'influence de ce paramètre (fig V.2).

Le modèle prévoit une augmentation appréciable du taux de décarbonatation, pour une température de 160 °C on atteint un taux de 65%, ainsi qu'une légère amélioration de l'efficacité énergétique. La décarbonatation est donc sensible à la température d'entrée de la farine crue est principalement au delà de 140 °C, d'où un préchauffage de la farine crue avant son entrée dans la tour favorise considérablement sa décarbonatation.

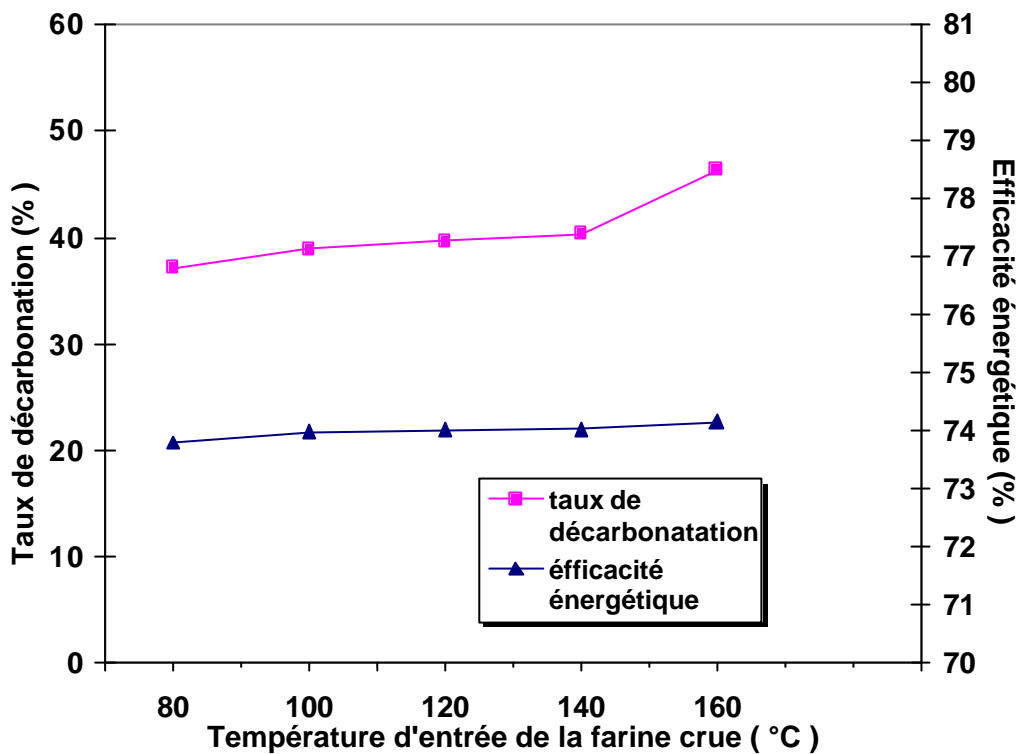


Fig V.2 Sensibilité du modèle aux variations de la température de la farine crue

V.3.3 Sensibilité aux variations du diamètre moyen des particules solides

Le test de sensibilité du diamètre moyen des particules solides est représenté sur la figure V.3. Nous avons pris lors de la modélisation un diamètre moyen de 30 μm , et au cours de ce test nous remarquons que la décarbonatation est importante pour un diamètre moyen compris entre 15 et 30 μm , donc la farine doit être moulue finement. Ceci est en concordance avec l'équation qui exprime la vitesse de réaction de décarbonatation comme inversement proportionnelle au diamètre des particules solides.

Concernant l'efficacité énergétique, une particule solide de faible taille réagit facilement donc nécessite moins d'apport de chaleur, ce qui explique l'augmentation de l'efficacité énergétique pour les faibles diamètres.

En revanche un diamètre très faible donc une farine très finement moulue est plus légère donc facilement entraînée par les gaz, d'où une augmentation du reflux ce qui influe négativement sur la décarbonatation donc il est nécessaire de contrôler la finesse de la farine avant son entrée dans le préchauffeur. D'où la recherche d'un compromis entre un taux de reflux et un diamètre des particules optimaux.

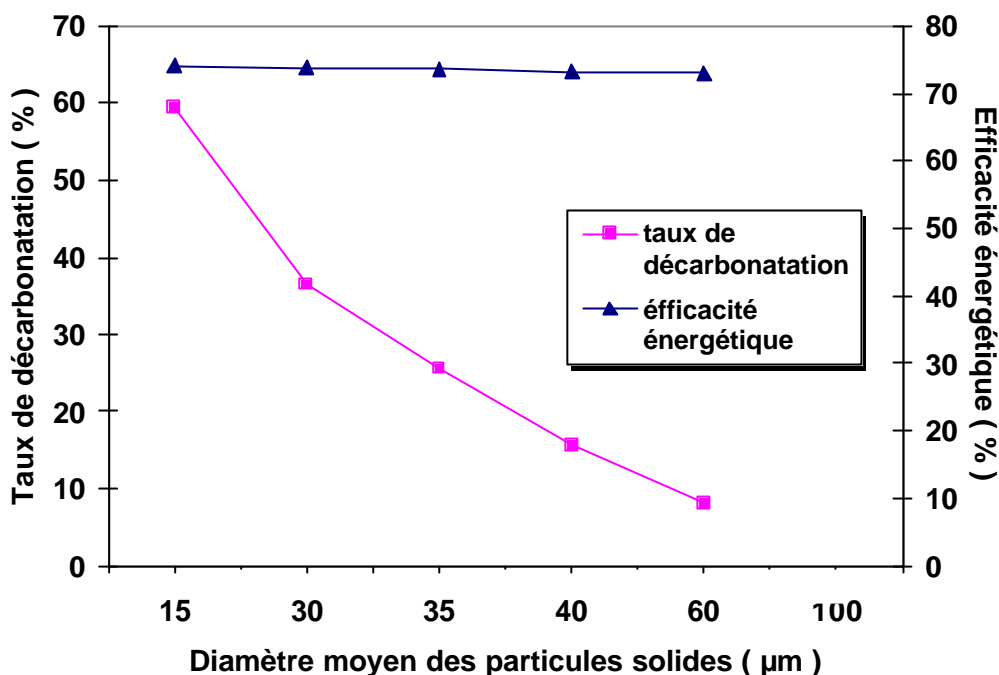


Fig V.3 Sensibilité du modèle aux variations du diamètre moyen des particules solides

V.3.4 Sensibilité du modèle aux variations du coefficient de perte de charge

Ce test est représenté sur la figure V.4. Nous constatons que le coefficient de perte de charge n'influe sur la conversion de la matière qu'à partir de la valeur de 10, son augmentation défavorise la décarbonatation car l'équation cinétique exprime la vitesse de réaction en sens inverse de la pression de l'étage, donc par conséquent inversement proportionnelle au coefficient de perte de charge.

De même, l'augmentation de ce coefficient influe négativement sur l'efficacité énergétique car dans ce cas la puissance de tirage du ventilateur d'exhaure doit être augmentée d'où l'augmentation de la consommation énergétique.

Donc pour diminuer les pertes de charge, la maintenance des cyclones s'avère nécessaire afin de diminuer l'infiltration d'air parasite à travers les inétanchéités.

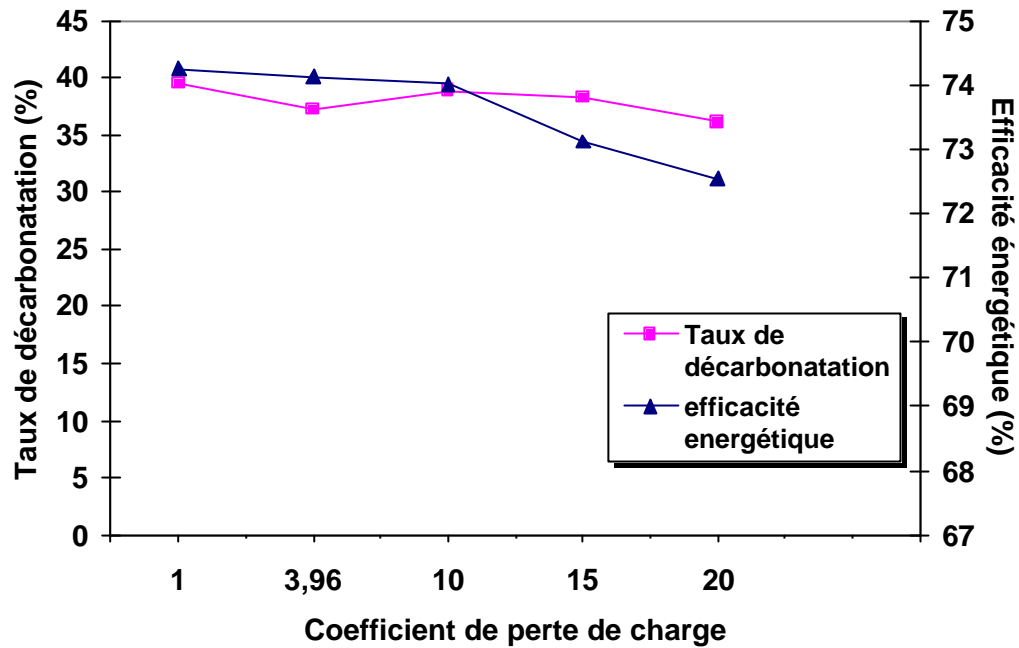


Fig V.4 : Sensibilité du modèle aux variations du coefficient de perte de charge

V.3.5 Sensibilité du modèle aux variations de la pression des gaz à l'entrée du préchauffeur

Nous représentons ce test sur la figure V.5. Une augmentation de la pression du gaz provenant du four, provoque l'augmentation des pressions des étages supérieurs, ce qui influe négativement sur la conversion du solide.

Ce résultat est en accord avec l'équation théorique exprime la vitesse de réaction en rapport inverse avec la pression du milieu réactionnel. On doit dans ce cas augmenter la puissance du ventilateur d'exhaure d'où une consommation énergétique plus importante.

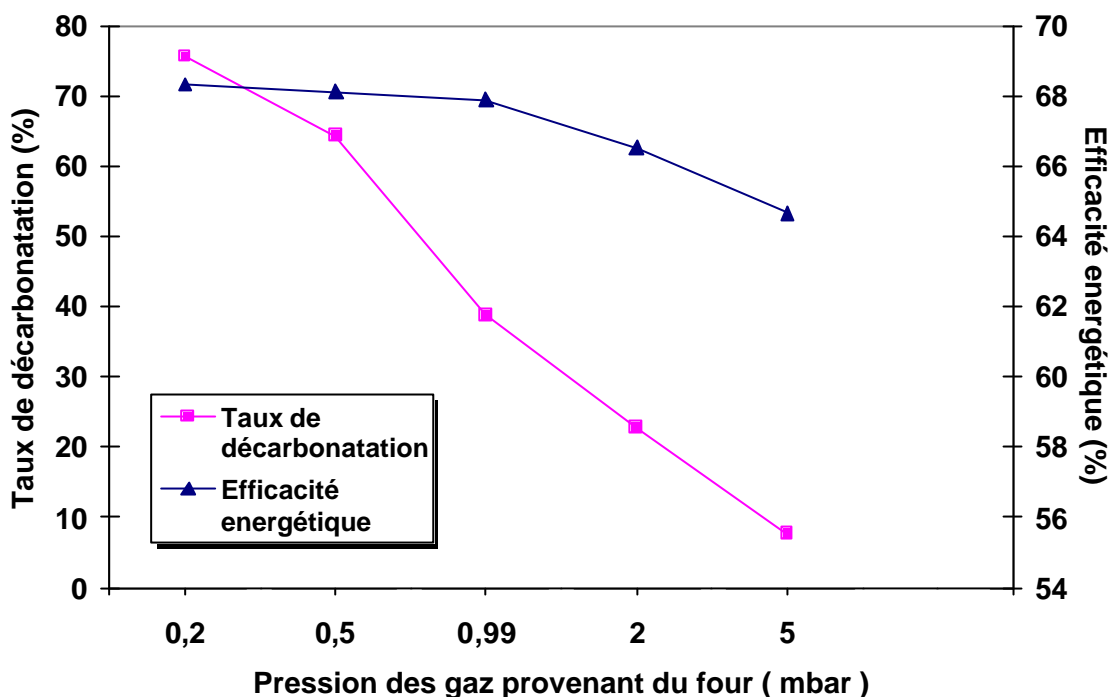


Fig V.5 : Sensibilité du modèle aux variations de la pression des gaz provenant du four

V.3.6 Sensibilité du modèle aux variations de la température des gaz provenant du four

Nous représentons ce test sur la figure V.6. Certaines installations de cuisson sont équipées d'un pyroclone, apport de chaleur au niveau de la boîte à fumée alimenté d'une partie du combustible destiné au brûleur.

Donc pour simuler le pyroclone, lors de ce test nous augmentons la température des gaz provenant du four. Nous constatons une nette augmentation de la décarbonatation du cru qui atteint 75% et une efficacité énergétique assez satisfaisante. Ce test nous a permis de mettre en évidence l'effet caloporteur du gaz par rapport au solide, surtout à partir de 1227°C, nous remarquons une baisse de l'efficacité énergétique, donc on doit respecter cette limite de température malgré que la décarbonatation augmente considérablement.

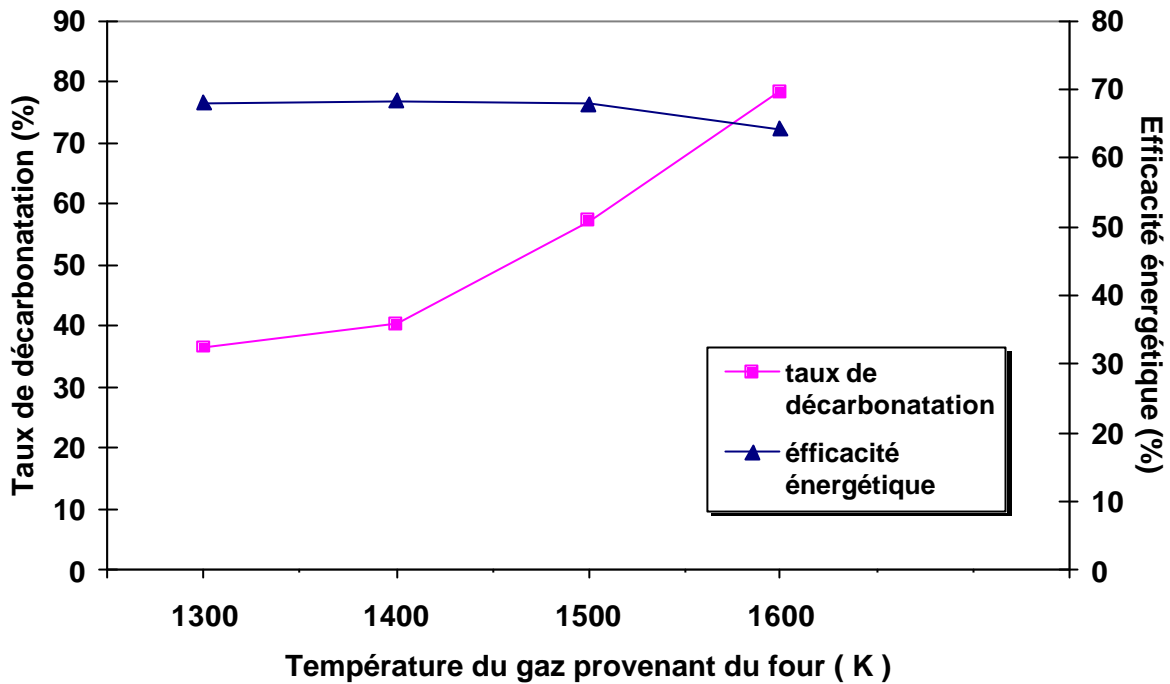


Fig V.6 : Sensibilité du modèle aux variations de la température des gaz provenant du four

V.4 Sensibilité du modèle par rapport aux paramètres conceptuels

V.4.1 Sensibilité du modèle aux variations du nombre d'étages

Nous représentons cette simulation sur la figure V.7. Une augmentation du nombre d'étages montre une nette modification de la décarbonatation, dont le taux atteint 80% pour un préchauffeur à 6 étages, avec une amélioration notable de l'efficacité énergétique de l'installation.

V.4.2 Sensibilité du modèle aux variations du taux de reflux

Sur la figure V.8 nous représentons l'influence d'un paramètre important à savoir le taux de reflux solide sur le déroulement de la conversion et la consommation énergétique.

Nous observons que l'augmentation du taux de reflux, provoque de façon significative une diminution du taux de décarbonatation ; ceci est dû au fait qu'une partie du solide est entraînée par le gaz vers l'étage supérieur, ce qui se traduit par le fait que une partie du solide sera évacuée vers l'extérieur sans être décarbonatée. Les valeurs du taux de reflux solide optimales se situent entre 15 % et 20 %, de même pour l'efficacité énergétique, elle diminue

quand le taux de poussières augmente car cela nécessite une puissance de tirage du ventilateur d'exhaure plus importante et par conséquent une consommation énergétique plus grande.

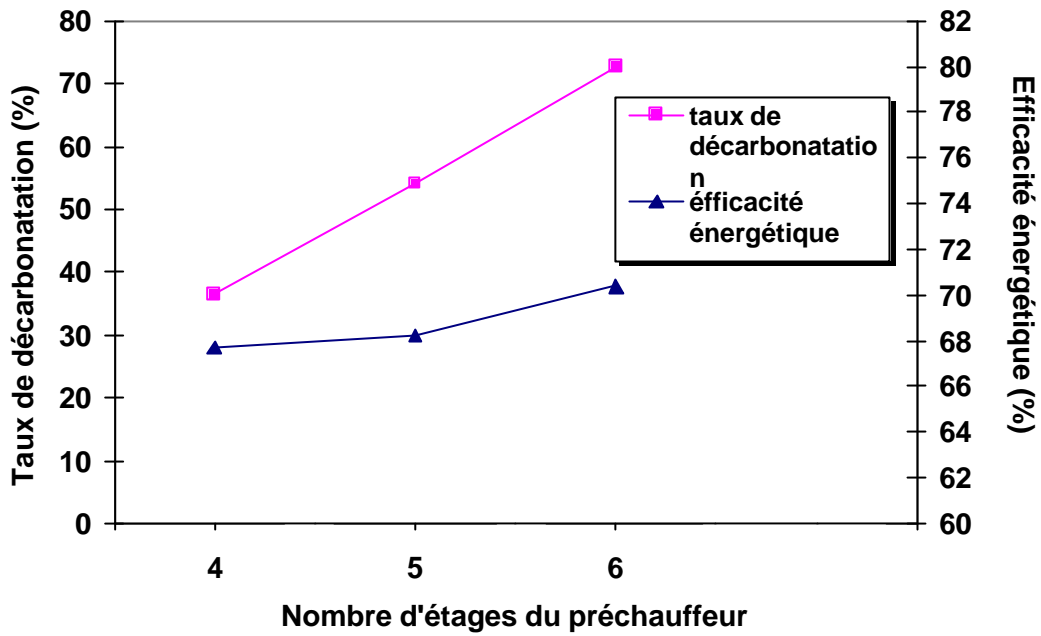


Fig V.7 : Sensibilité du modèle aux variations du nombre d'étages

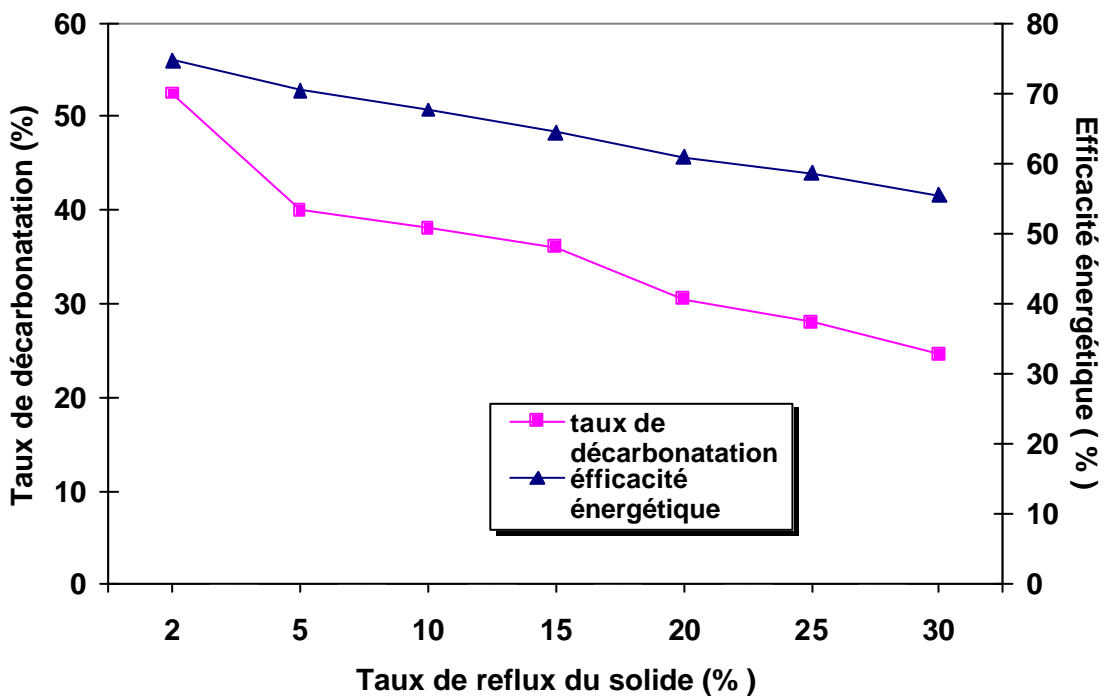


Fig V.8 : Sensibilité du modèle aux variations du taux de reflux solide

V.4.3 Sensibilité du modèle aux variations d'infiltration d'air parasite dans les étages

Nous représentons ce test sur la figure V.9. Cette représentation montre que l'augmentation de l'air faux pénétrant dans les cyclones provoque une diminution de la température de l'étage par dilution thermique, ce qui induit une décarbonatation moins importante, donc une perte de chaleur qui est destinée à la réaction. Ceci engendre une augmentation du débit du gaz véhiculé par le ventilateur, par conséquent une diminution de l'efficacité énergétique. D'où la nécessité d'une maintenance des cyclones pour minimiser l'infiltration d'air parasite.

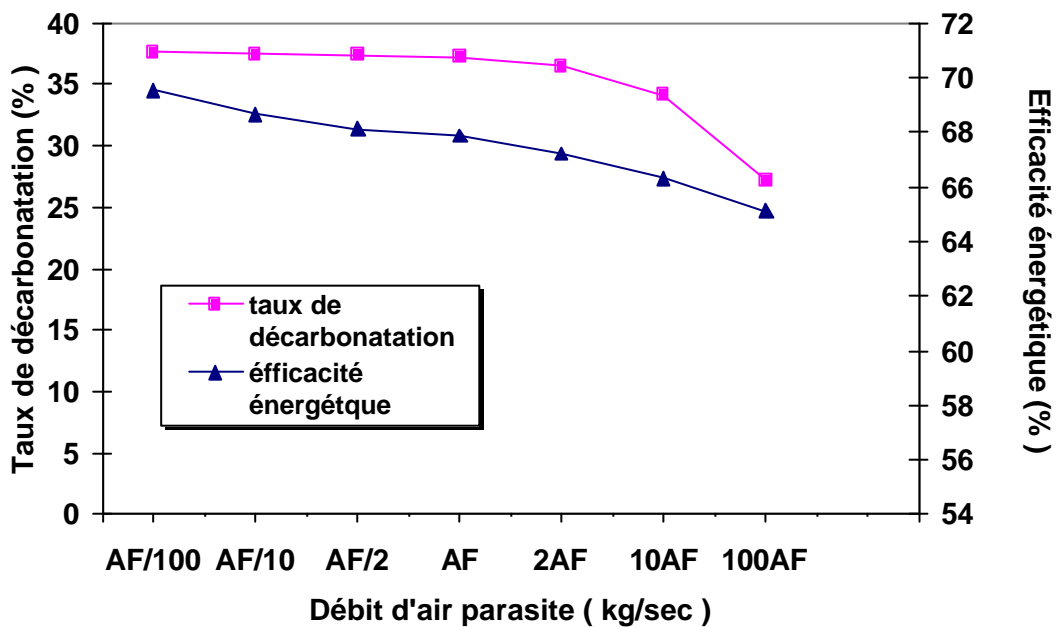


Fig V.9 : Sensibilité du modèle aux variations d'infiltrations d'air parasite dans le préchauffeur

V.4.4 Sensibilité du modèle aux variations du rapport G/S

Nous représentons ce test sur la figure V.10. Tout d'abord, d'après les résultats du programme concernant les débits massiques solides et gazeux sortant des étages du préchauffeur, nous avons calculé le rapport G/S de chaque étage et nous constatons qu'il est égal en moyenne à environ 1.1, puis pour tester l'influence de ce rapport nous l'avons modifier.

Nous remarquons que plus ce rapport augmente, c'est à dire le débit gazeux est plus important que celui du solide plus la décarbonatation est favorisée, par contre la consommation du combustible augmente d'où une efficacité énergétique défavorisée, dans le cas où le rapport G/S est faible, la décarbonatation est freinée par défaut d'apport de chaleur. Les valeurs optimales de ce rapport se situent entre 1.1 et 1.5.

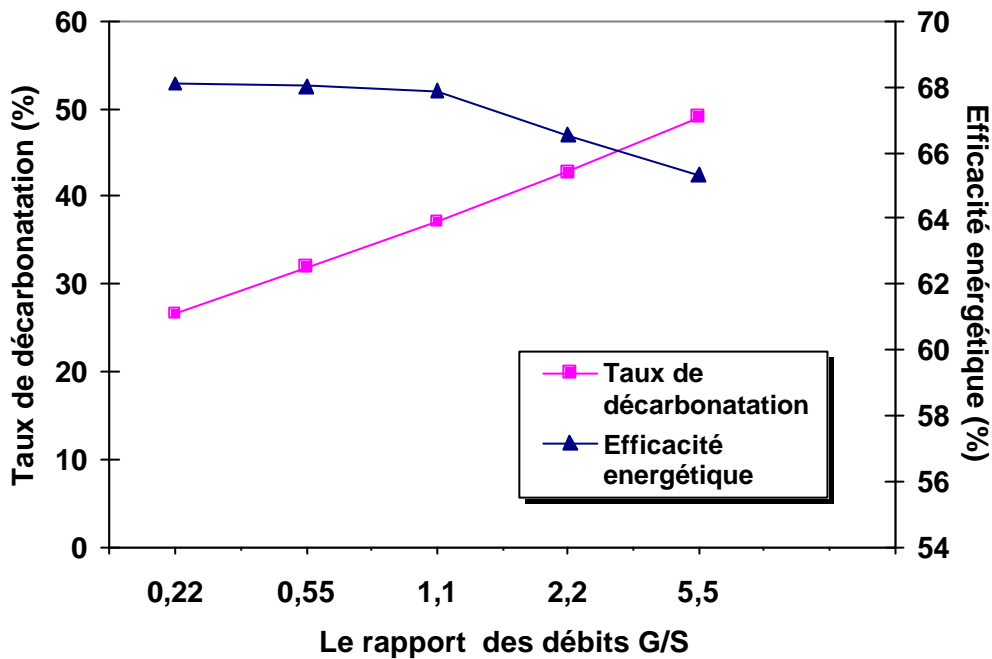


Fig V.10 : Sensibilité du modèle aux variations du rapport des débits G/S

V.5 Sensibilité du modèle par rapport aux variations des paramètres physico-chimique

V.5.1 Sensibilité du modèle aux variations de la résistance thermique du calorifuge

Ce test est représenté sur la figure V.11. Cette figure montre que les résultats du modèle obtenus en faisant varier la résistance thermique du calorifuge sont cohérents, l'augmentation ou la diminution de la résistance thermique du revêtement des cyclones provoque respectivement une augmentation ou une diminution de la décarbonatation de la matière ainsi que l'efficacité énergétique du préchauffeur. Il apparaît donc intéressant de chercher à améliorer l'isolation thermique du préchauffeur à cyclones.

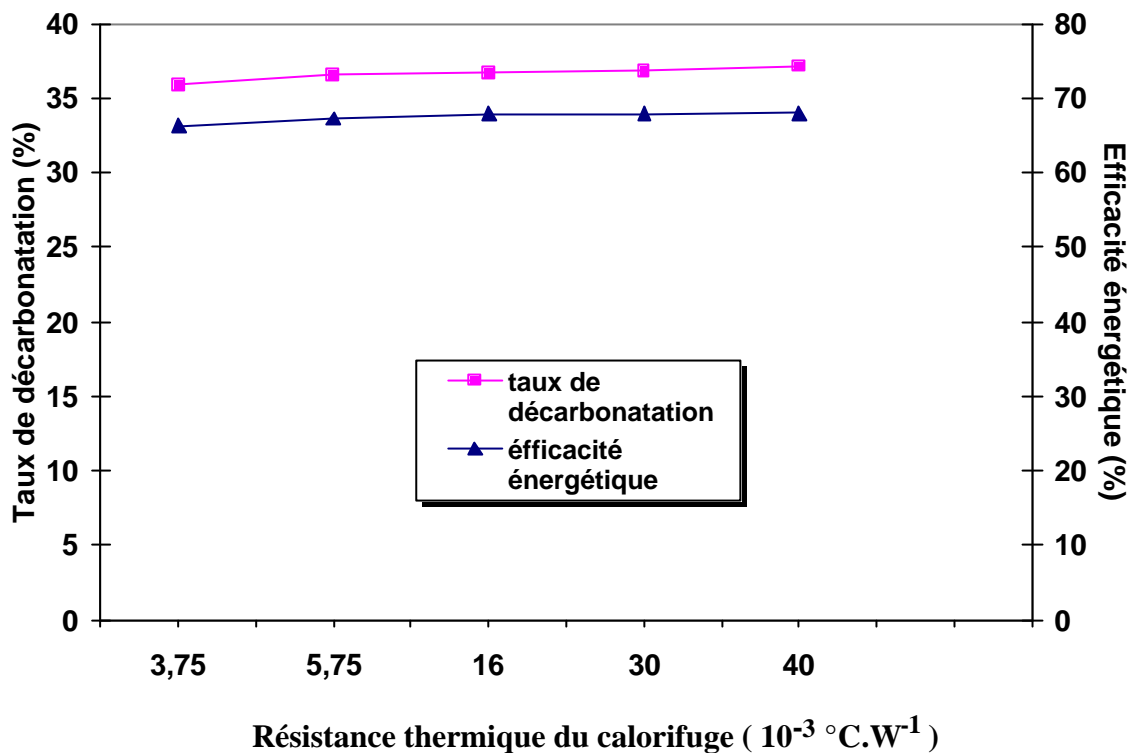


Fig V.11 : Sensibilité du modèle aux variations de la résistance thermique du calorifuge

V.5.2 Sensibilité du modèle aux variations des coefficients d'échange thermique

Des variations du coefficient d'échange thermique entre la surface extérieure du calorifuge et le milieu extérieur n'ont pas modifié significativement les résultats (fig V.12).

Les pertes thermiques sont donc dues surtout à l'inétanchéité des cyclones c'est à dire à la pénétration d'air parasite. Les résultats relatifs à des variations sur le coefficient d'échange thermique entre la surface interne et le milieu réactionnel h_f , sont reportés sur la figure V.13.

Nous remarquons que dans ce cas la modification de ce paramètre influe négativement sur la décarbonatation, plus ce coefficient est grand plus la chaleur nécessaire pour la décarbonatation est transférée vers les parois internes, ainsi il faut augmenter le transfert entre le gaz et le solide au lieu du transfert gaz-paroi.

Pour le coefficient de transfert de chaleur paroi externe-milieu ambiant, sa variation est liée au coefficient de convection naturelle de l'air ambiant qui est influencé par la vitesse du vent.

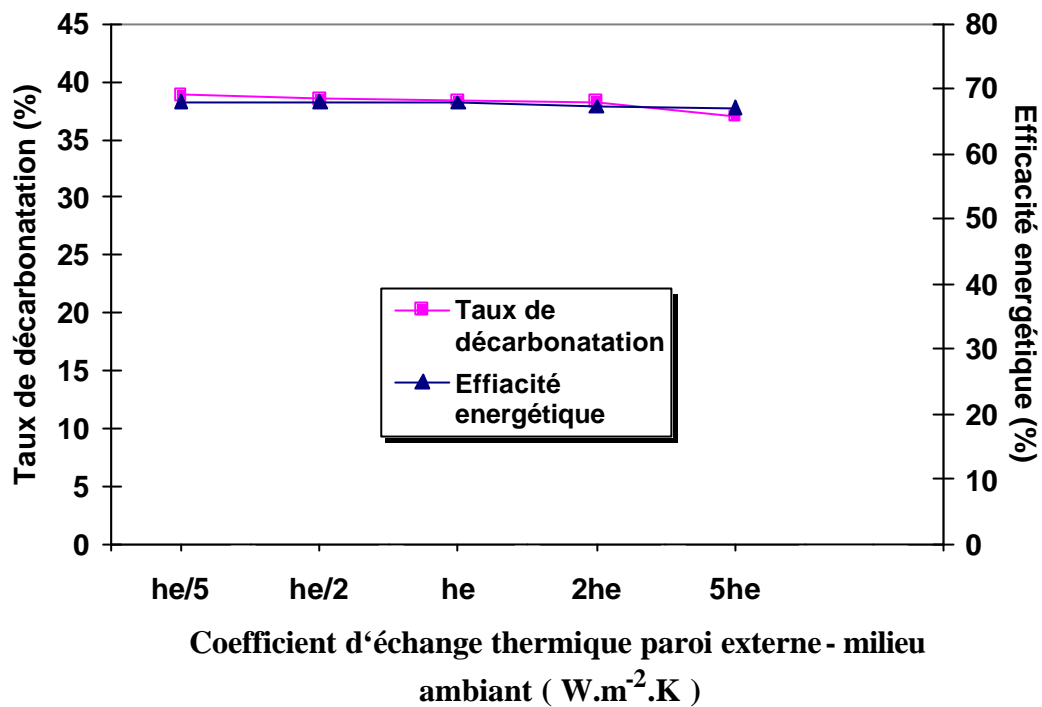


Fig.V.12 : Sensibilité du modèle aux variations du coefficient d'échange thermique paroi externe – milieu ambiant

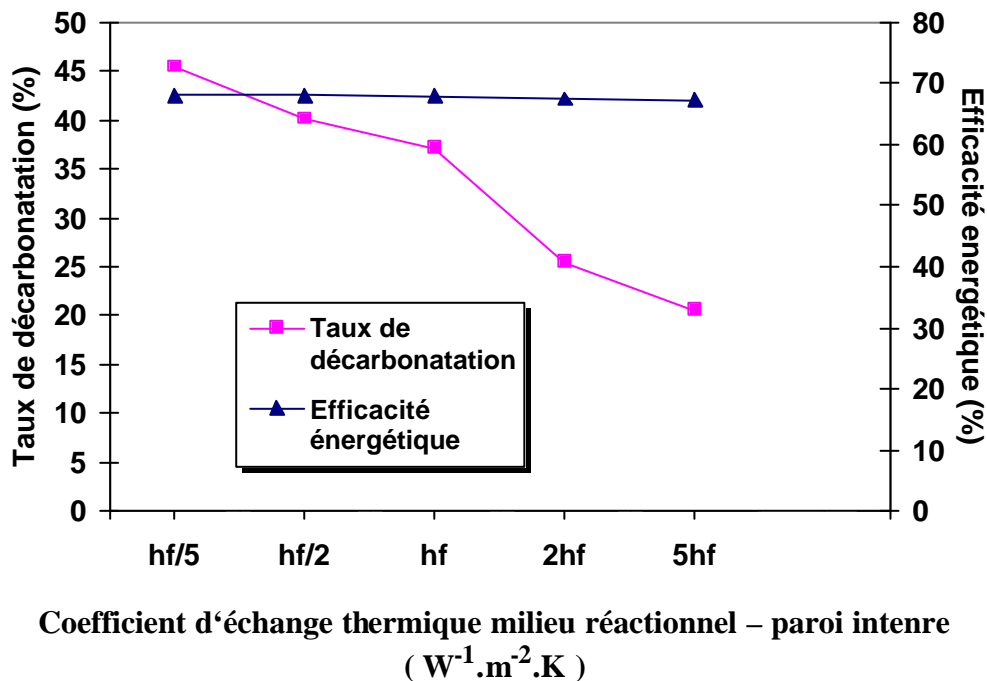


Fig V.13 : Sensibilité du modèle aux variations du coefficient de transfert de chaleur milieu réactionnel – paroi interne

V.6 Conclusion des tests de sensibilités

De façon générale, les tests sont conformes aux résultats intuitivement attendus, ils ont permis de mettre en évidence l'effet caloporteur du gaz par rapport au solide. Pour imposer une température optimale au milieu réactionnel, il convient d'augmenter le débit du combustible ou d'introduire un pyroclone alimenté par une partie de ce combustible ou alors modifier les débits solides par rapport aux débits gazeux.

Les tests de sensibilité du modèle aux variations des paramètres conceptuels ont mis en évidence l'importance du taux de reflux solide sur la connaissance du procédé. Ce taux est totalement inconnu, calculé par itération, nous pouvons recommander pour l'identifier expérimentalement de choisir la méthode des mesures des distributions des temps de séjours du solide dans les étages, ce qui nous permettra de l'identifier avec plus de précision.

Enfin nous pouvons conclure que le modèle du préchauffeur à cyclones est maintenant établi à l'aide d'équations reposant sur des bilans de matière et des bilans thermiques, ces équations ont été résolues dans de nombreux cas lors des tests de sensibilités de ce modèle afin de concevoir un procédé plus performant.

CHAPITRE V

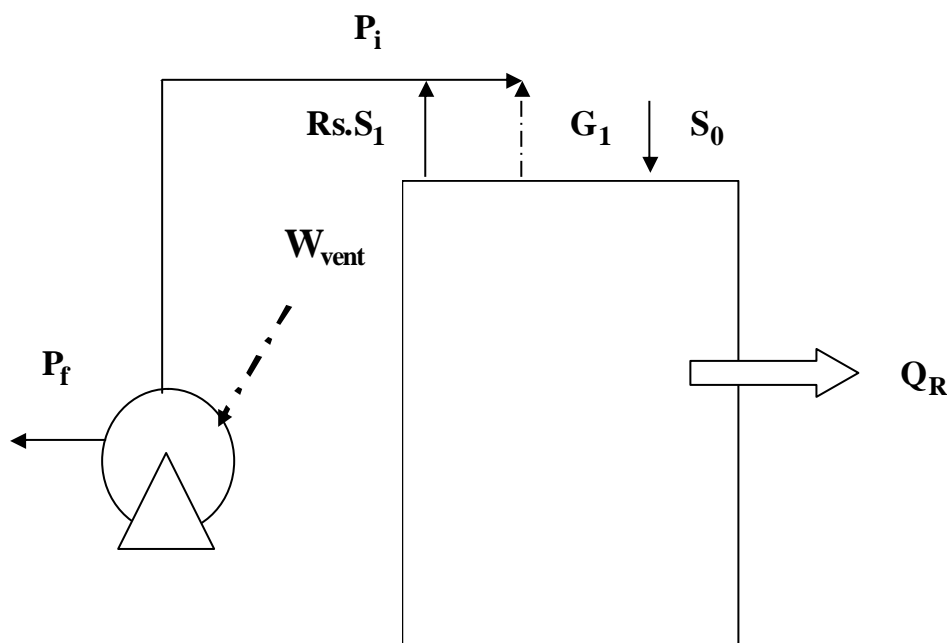
SIMULATION DE LA SENSIBILITE DE FONCTIONNEMENT DU PRECHAUFFEUR A CYCLONES

Dans ce chapitre, nous allons simuler le fonctionnement du préchauffeur et étudier la sensibilité des résultats du modèle aux variations de ses paramètres. Ces tests permettent de vérifier la cohérence du modèle en évaluant la sensibilité des différents paramètres .

Il faut souligner que cette simulation consiste à étudier la sensibilité de deux facteurs en parallèle à savoir le taux de décarbonatation et l'efficacité énergétique du préchauffeur par rapport aux variations de différents paramètres que nous allons définir au cours du paragraphe suivant. Cela nous permettra d'évaluer les paramètres optimaux pour les quels on obtient un taux de décarbonatation élevé avec un consommation énergétique faible.

Nous commençons par définir le taux de décarbonatation et l'efficacité énergétique du préchauffeur .

- **Efficacité énergétique :** nous définissons l'efficacité énergétique comme le rapport de la chaleur dégagée du préchauffeur à la chaleur absorbée par le préchauffeur , nous schématisons les différents flux de chaleurs comme suit :



Ventilateur
d'exhaure

$$\text{Eff} = \frac{G_1 \cdot H_{G_1} + S_n \cdot H_{S_n} + R_s \cdot S_1 \cdot H_{S_1} + Q_R}{S_0 \cdot H_{S_0} + R_s \cdot S_{n+1} \cdot H_{S_{n+1}} + G_{n+1} \cdot H_{G_{n+1}} + P_{\text{vent}}} \quad (\text{V.3})$$

où Q_R est la chaleur absorbée par la réaction de décarbonatation, est calculée comme suit :

$$Q_R = e_n \cdot X_{1,0} \cdot S_0 \cdot DH_R \quad (\text{V.4})$$

où DH_R est l'enthalpie de réaction de décarbonatation du carbonate de calcium, est égale à 1672 kJ / kg .

H_{S_k} est l'enthalpie du flux solide S_k , dont l'expression est :

$$H_{S_k} = \dot{a} \sum_{i=1}^m X_{i,k} \cdot H_{i,k} \quad (\text{V.5})$$

H_{G_k} est l'enthalpie du flux gazeux G_k , dont l'expression est :

$$H_{G_k} = \sum_{i=1}^m Y_{i,k} \cdot H_{i,k} \quad (V.6)$$

et P_{vent} est la puissance fournie par le ventilateur d'exhaure définie comme suit :

$$P_{vent} = \frac{1}{\eta} \cdot \frac{g}{g-1} P_i \cdot \dot{V}_i \left[\frac{P_f}{P_i} \right]^{\frac{g}{g-1}} \quad (V.7)$$

P_i et P_f sont respectivement les pressions initiale et finale .

γ facteur isentropique

\dot{V} débit volumique du gaz (m^3/s)

η étant le rendement énergétique du ventilateur d'exhaure, généralement il est de 80%.

en supposant que les gaz sont parfaits :

$$P_i \cdot \dot{V}_i = \dot{n}_i \cdot R \cdot T_i \quad (V.8)$$

$$\dot{n}_i = \sum_{j=1}^4 \frac{\dot{m}_{i,j}}{M_j} \quad (V.9)$$

$$\dot{m}_{i,1} = G_1 \cdot Y_{i,1} \quad (V.10)$$

\dot{n}_i , \dot{m}_i sont respectivement le nombre de moles et la masse du gaz à la sortie du préchauffeur par unité de temps

en remplaçant ces expressions dans l'expression (V.7) on obtient :

$$P_{\text{vent}} = \frac{1}{h} \cdot \frac{g}{g-1} G_1 \sum_{i=1}^4 \frac{Y_{i,1} \cdot \dot{Q}}{M_i \cdot \theta} \cdot R \cdot T_i \left(1 - \frac{P_f}{P_i} \right)^{\frac{g-1}{g}} \quad (\text{V.11})$$

pour déterminer l'exposant isentropique γ , on utilise la loi polytropique $P \cdot V^{\gamma} = \text{Cste}$
 pour le calcul on prend $\gamma = 1.4$.

V.1 Définition des paramètres du modèle

Nous pouvons classer les paramètres du modèle en trois catégories :

1. Les paramètres de commandes du procédé

- Humidité de la farine crue
- Température et débit de la farine crue
- Pression des gaz à l'entrée du préchauffeur
- Perte de charge dans les étages
- Température des gaz à l'entrée du préchauffeur
- Diamètre moyen des particules solides de la farine crue

2. Les paramètres conceptuels du modèle

Ce sont des paramètres relatifs à la représentation des écoulements du gaz et du solide.

- Nombre d'étages
- Taux de reflux solide
- Débit d'air faux

3. Les paramètres physico-chimiques

- Constantes cinétiques
- Coefficients d'échanges thermiques
- Conductivités thermiques des briques réfractaires et isolantes.

V.2 Sensibilité du modèle par rapport aux paramètres de commande

V.2.1 Sensibilité du modèle aux variations de l'humidité de la farine crue

Nous allons examiner la sensibilité du modèle vis à vis du taux d'humidité de la farine crue (fig V.1) tout en sachant qu'il s'agit d'un procédé par voie sèche où le taux d'humidité ne doit pas dépasser les 20%.

On constate une augmentation de ce paramètre s'accompagne de la diminution du taux de décarbonatation ainsi que de l'efficacité énergétique, ce résultat est cohérent avec la théorie car l'excès de l'humidité nécessite un apport supplémentaire de chaleur pour se débarrasser de cet excès d'eau.

V.2.2 Sensibilité du modèle aux variations de la température de la farine crue à l'entrée du préchauffeur

La température de la farine crue à l'entrée du préchauffeur est d'environ 80 °C, nous avons imposé une augmentation de cette température de 20 °C à chaque test pour mieux apprécier l'influence de ce paramètre (fig V.2).

Le modèle prévoit une augmentation du taux de décarbonatation, pour une température de 150 °C on atteint un taux de 65% , ainsi que l'efficacité énergétique qui légèrement influencée . La décarbonatation est donc sensible à la température d'entrée . de la farine crue

V.2.3 Sensibilité aux variations du diamètre moyen des particules solides

Le test de sensibilité du diamètre moyen des particules solides est représenté sur la figure fig V.3. Nous avons pris lors de la modélisation un diamètre moyen de 30 μm , et au cours de ce test nous remarquons que la décarbonatation est importante pour un diamètre moyen compris entre 15 et 30 μm , donc la farine doit être moulu finement, ceci est en concordance

avec la théorie qui exprime la vitesse de réaction de décarbonatation inversement proportionnelle avec le diamètre des particules solides.

Concernant l'efficacité énergétique un diamètre plus faible réagit facilement donc nécessite moins d'énergie thermique ce qui explique sa diminution pour les faibles diamètres.

V.2.4 Sensibilité du modèle aux variations du coefficient de perte de charge

Ce test est représenté sur la figure fig V.4. Nous constatons qu'une augmentation du coefficient de perte de charge, par conséquent l'augmentation de la perte de charge dans les étages favorise le déroulement de la décarbonatation ainsi que la consommation énergétique, ceci est cohérent avec la théorie car l'augmentation de la perte de charge provoque un contact plus intime entre le gaz et le solide donc un transfert de chaleur plus intense ce qui favorise la conversion.

V.2.5 Sensibilité du modèle aux variations de la pression des gaz dans les étages

Nous représentons ce test sur la figure fig V.5. Une augmentation de la pression du gaz provenant du four, provoque l'augmentation des pressions des étages supérieurs, ceci influe négativement sur la conversion du solide.

Ce résultat est en accord avec la théorie qui exprime la vitesse de réaction en rapport inverse avec la pression du milieu réactionnel.

V.2.6 Sensibilité du modèle aux variations de la température des gaz provenant du four dans le cas d'un pyroclone

Nous représentons ce test sur la figure fig V.6, certaines installations de cuisson sont équipées d'un pyroclone, il s'agit d'un échangeur de chaleur alimenté d'une partie du combustible destiné au brûleur, généralement on le considère comme un étage

supplémentaire où la température est assez élevée pour permettre une décarbonatation quasi totale (environ 80 - 90 %) .

Donc pour simuler le pyroclone, lors de ce test nous augmentons le température des gaz provenant du four, nous constatons une nette augmentation de la décarbonatation du cru qui atteint 75% et une efficacité énergétique assez satisfaisante . Ce test nous à permis de mettre en évidence l'effet caloporteur du gaz par rapport au solide.

V.3 Sensibilité du modèle par rapport aux paramètres conceptuels

V.3.1 Sensibilité du modèle aux variations du nombre d'étages

Nous représentons cette simulation sur la figure fig V.7, une augmentation du nombre d'étages montre une nette modification de la décarbonatation dont le taux atteint 80% pour un préchauffeur à 6 étages avec une amélioration de l'efficacité énergétique de l'installation.

V.3.2 Sensibilité du modèle aux variations du taux de reflux

Sur la figure fig V.8 nous représentons l'influence du paramètre important à savoir le taux de reflux solide sur le déroulement de la conversion et la consommation énergétique.

Nous observons que l'augmentation du taux de reflux, provoque de façon significatif une diminution du taux de décarbonatation ceci est du au fait que la partie du solide entraînée par les gaz vers l'étage supérieur se refroidis donc elle se décarbonate plus difficilement . Les valeurs du taux de reflux solide optimales se situent entre 15 % et 20 %, par contre l'efficacité énergétique augmente.

V.3.3 Sensibilité du modèle aux variations d'infiltration d'air parasite dans les étages

Nous représentons ce test sur la figure V.9. L'augmentation de l'air faux pénétrant dans les cyclones provoque une diminution de la température de l'étage ce qui induit une

décarbonatation moins importante, donc une perte de chaleur vers l'extérieur, par conclusion une mauvaise efficacité énergétique. Donc une maintenance des cyclones est nécessaire pour minimiser la pénétration d'air faux.

V.3.4 Sensibilité du modèle aux variations du rapport G/S

Nous représentons ce test sur la figure V.10, tout d'abord d'après les résultats du programme concernant les débits massiques solide s et gazeux sortant des étages du préchauffeur, nous avons calculé le rapport G/S de chaque étage et nous constatons qu'il est égal en moyenne à environ 1.1, puis pour tester l'influence de ce rapport nous l'avons modifier.

Nous remarquons que plus ce rapport augmente, c'est à dire le débit gazeux est plus important que celui du solide cela favorise la décarbonatation par contraire la consommation du combustible est augmentée d'où une perte énergétique considérable et dans le cas où le rapport G/S est faible, la décarbonatation est freinée par défaut d'apport de chaleur.

Donc nous devons respecter une limite moyenne, qui d'environ située entre 1.1 et 1.5.

V.4 Sensibilité du modèle par rapport aux variations des paramètres physico-chimique

V.4.1 Sensibilité du modèle aux variations des conductivités thermiques des briques

Ces deux tests sont représentés sur les figures fig V.11 et fig V.12. Nous constatons d'après ces deux figures pour les deux types de brique que l'augmentation de leurs conductivités thermiques s'accompagne de la diminution de la décarbonatation et de l'efficacité thermique et ceci est cohérent avec la théorie donc il faut avoir des briques à faible conductivité thermiques pour limiter le transfert de chaleur vers l'extérieur.

V.4.2 Sensibilité du modèle aux variations de la constante cinétique

Comme nous pouvons le constater sur la figure V.13, la diminution de la constante de vitesse modifie en baisse le profile de la décarbonatation et de l'efficacité énergétique et évidemment son augmentation favorise simultanément les deux facteurs de simulation, car son augmentation engendre l'accélération de la réaction de décarbonatation, mais en pratique pour modifier la constante cinétique d'une réaction donnée il faut changer ses conditions opératoires, pour la décarbonatation du carbonate de calcium se déroule dans une atmosphère de CO_2 , c'est à dire une pression de CO_2 bien précise et une température assez élevée.

V.4.3 Sensibilité du modèle aux variations des coefficients d'échange thermique

Des variations du coefficient d'échange thermique entre la surface extérieure du calorifuge et le milieu extérieur n'ont pas modifié significativement les résultats (fig V.14).

Les pertes thermiques sont donc dues surtout à l'inétanchéité des cyclones c'est à dire à la pénétration d'air parasite. Les résultats relatifs à des variations sur le coefficient d'échange thermique entre la surface interne et le milieu réactionnel h_f , sont reportés sur la figure V.15.

Nous remarquons que dans ce cas la modification de ce paramètre influe sur la décarbonatation, plus ce coefficient est grand plus la chaleur nécessaire pour la décarbonatation est transférée vers les parois internes donc il doit être le moins important que possible en réduisant par exemple le vortex dans les cyclones pour que les deux phases ne se frottent pas contre les parois.

V.5 Conclusion des tests de sensibilités

De façon générale, les tests sont conformes aux résultats intuitivement attendus, ils ont permis de mettre en évidence l'effet caloporteur du gaz par rapport au solide. Pour imposer une température optimale au milieu réactionnel, il convient d'augmenter le débit du combustible ou d'introduire un pyroclone alimenté par une partie de ce combustible ou alors modifier les débits solides par rapport aux débits gazeux.

Les tests de sensibilité du modèle aux variations des paramètres conceptuels ont mis en évidence l'importance du taux de reflux solide sur la connaissance du procédé. Ce taux est totalement inconnu, calculé par itération, nous pouvons recommander pour l'identifier expérimentalement de choisir la méthode des mesures des distributions des temps de séjours du solide dans les étages, ce qui nous permettra de l'identifier avec plus de précision.

Enfin nous pouvons conclure que le modèle du préchauffeur à cyclones est maintenant établi à l'aide d'équations reposant sur des bilans de matière et des bilans thermiques, ces équations ont été résolues dans de nombreux cas lors des tests de sensibilités de ce modèle , afin de concevoir un procédé plus performant.

Chapitre IV
Modélisation en régime stationnaire du préchauffeur
à cyclones

CHAPITRE IV

MODELISATION DU PRECHAUFFEUR A CYCLONES

Dans de ce chapitre, nous établissons les équations du modèle à partir des bilans de matière et des bilans thermiques sur le préchauffeur. Ces équations reposent sur la connaissance des cinétiques des réactions mises en jeu, sur la représentation macroscopique des écoulements gaz-solide et des transferts de chaleur par convection et par rayonnement.

Ce qui nous permettra de donner les méthodes de résolution des équations, avec les hypothèses simplificatrices et de représenter graphiquement les résultats .

IV.1 Contacteur cyclone

Les cyclones généralement utilisés comme séparateurs de gaz et de solides peuvent aussi être employés comme contacteurs entre phases gazeuses et solides, en raison de leurs excellentes performances sur le plan des transferts de matière et de chaleur. Par ailleurs, le contact gaz-solide étant limité à des temps de séjour relativement courts, les cyclones peuvent s'avérer intéressants pour traiter des produits dégradables et pour réaliser des réactions chimiques gaz-solide très rapides, dans lesquelles un contact prolongé peut entraîner des réactions secondaires parasites. C'est notamment le cas des réactions de pyrolyse flash en milieu inerte ou en présence de vapeur d'eau, qui ont été explorées avec ce système par Lédé et Coll [7]. Dans cette étude, les parois du cyclone sont chauffées par un rayonnement solaire concentré. Des grains de bois transportés par le gaz sont plongés dans un milieu à haute température dès leur entrée dans le réacteur et projetés sur les parois chaudes subissant ainsi la pyrolyse. Le cyclone joue aussi son rôle de séparateur et permet de séparer les cendres du gaz.

Il semble que l'on puisse obtenir de très bonnes efficacités de chauffe et de transfert avec des cyclones conçus d'après les normes standards (fig IV.1) , mais la charge de solide doit être qualitativement et quantitativement différente de celle considérée quand le cyclone est utilisé en tant que séparateur, ce contacteur est utilisé comme étage du préchauffeur à cyclones.

IV.2 Dimensions géométriques spécifiques du cyclone

Les dimensions géométriques spécifiques de la conception d'un cyclone de procédé sont représentées sur la figure IV.1 ci-dessous :

Fig IV.1 Dimensions géométriques spécifiques du cyclone

IV.2 Etude hydrodynamique

Le présent paragraphe a pour objet l'étude hydrodynamique de la phase gazeuse dans un cyclone, considéré comme réacteur chimique gaz-solide à haute température.

Les réacteurs gaz-solide sont généralement classés en diverses catégories selon la taille des particules solides traitées et leurs temps de réaction corrélé au temps de passage dans le réacteur [8 , 9].

Si les réacteurs à grand temps de passage traitant les grosses granulométries (10^{-3} - 0.3 m) ont donné lieu à de nombreuses études, il n'est pas de même pour les réacteurs à très court temps de passage ($5 \cdot 10^{-3}$ - 10 sec) traitant de très fines particules ($5 \cdot 10^{-6}$ - 10^{-3} m). C'est le cas des cyclones du préchauffeur, où se déroulent les réactions que subit la farine crue pour la production du clinker à ciment.

Cependant ses propriétés intrinsèques de réacteur chimique haute température n'ont jamais été étudiées et très peu de corrélations simples sont proposées dans la littérature [10, 11, 12].

Il en résulte que la modélisation d'un réacteur cyclone, tenant compte de l'hydrodynamique de l'écoulement des phases gaz et solide représenté en figure IV.2 ci-dessous, des efficacités de transfert de chaleur et de matière entre le gaz , les particules et les parois et des contraintes chimiques de la réaction du solide , n'est pas facile à réaliser [13].

Fig VI..2 Hydrodynamique des écoulements gaz-solide

De telles lacunes peuvent paraître surprenantes au regard des avantages potentiels d'un tel réacteur :séparation et réaction simultanées dans le même réacteur à haute température simplicité de principe, associés à un échauffement probablement très rapide des particules sur les parois du à des transferts de chaleur très efficaces. L'analyse de tout réacteur gaz-solide commence par une étude systématique de l'hydrodynamique de chacune des deux phases en présence. Donc l'objectif de l'étude hydrodynamique est d'affiner la connaissance des trajectoires des deux phases par toutes sortes de méthodes souvent sophistiquées sur le plan expérimental et théorique.

Malheureusement, les résultats de ces travaux destinés à mieux comprendre et optimiser le cyclone, considéré comme simple séparateur gaz-solide, sont difficilement utilisables en pratique lorsque le cyclone fonctionne comme un réacteur chimique [14].

Très peu de travaux ont été réalisés sur les réacteurs cyclones , et ont réussi à déterminer exactement le type d'écoulement des deux phases. Parmi ces auteurs, Szekely et al [15] ont proposé un l'écoulement piston des gaz, mais sans preuve expérimentale; Lédé et al [16] ont proposé un modèle qui consistait en une zone piston suivie d'une zone agitée plus ou moins court-circuitée , Soullignac [17] a simplifié ce modèle en supprimant la partie court-circuitée, mais ses résultats ne sont pas cohérents avec ceux des auteurs précédents.

J.Lédé et Soullignac [23] dans leurs études sur l'hydrodynamique de la phase gazeuse dans un réacteur cyclone proposent que le cyclone peut être représenté par une zone piston suivie d'une zone parfaitement agitée.

Pour le solide en s'appuyant sur des démarches expérimentales extrêmement différents, ils ont montré que l'écoulement des particules solides dans un réacteur cyclone à très court temps de séjours est très proche de celui d'un réacteur piston (nombre équivalent en mélangeur en cascade parfaitement agités supérieur à 50).

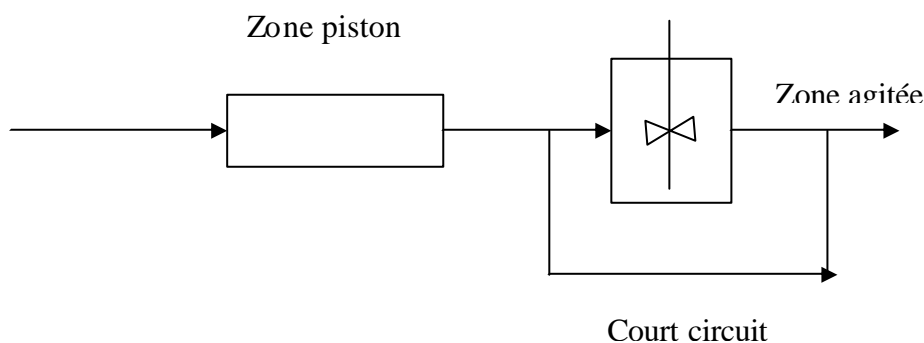


Figure IV.2 Modèle d'écoulement de la phase gazeuse dans un réacteur cyclone

IV.3.1 Temps de séjour des particules solides dans le cyclone

D'après les travaux qui ont été publiés [13], le temps de séjour moyen des particules solides dans un réacteur cyclone est fonction du temps de chute libre de ces particules et surtout du critère de Reynolds Re_0 calculé dans les conditions d'entrée du cyclone par l'équation :

$$Re_0 = \frac{4G}{pd_0 m_g} \quad (IV.1)$$

où, m_g est la viscosité dynamique du gaz calculée à la température d'entrée

G est le débit massique du gaz à l'entrée de la conduite (kg / s)

et d_0 est le diamètre hydraulique de l'entrée du cyclone défini comme le rapport de 4 fois la surface de la section droite d'entrée à son périmètre dont l'expression est :

$$d_0 = \frac{4(H.B)}{2(H+B)} \quad (IV.2)$$

Dans un cyclone, le temps de séjour peut être déterminé à partir de la vitesse du gaz à l'entrée et la distance parcourue par les particules, qui est liée directement aux nombre de tours provoqué par le mouvement spiroïdal du gaz.

Le nombre de spirales effectuées par le gaz diminue avec la vitesse d'entrée du gaz, tandis qu'il ne varie pas avec la hauteur du cyclone.

Les travaux de Kang and al [13], ont conduit à une corrélation du temps de séjours des particules solides en fonction du temps de séjour moyen du gaz, des vitesses d'entrée et terminales du gaz, des masses volumiques des deux phases et des dimensions du cyclone par l'équation suivante :

$$\frac{t_s}{t_g} = 0.032 \cdot \text{Re}_p^{0.43} \left(\frac{U_g - U_t}{U_t} \right)^{0.7} \left(\frac{r_s - r_g}{r_g} \right)^{0.42} \left(\frac{H}{H-h} \right)^{-1.76} \quad (\text{IV.3})$$

les domaines d'utilisation sont :

$$45.2 \leq \text{Re}_p \leq 200 ; \frac{U_g - U_t}{U_t} \leq 18.3, 1416 \leq \frac{r_s - r_g}{r_g} \leq 2083 ; 1.8 \leq \frac{H}{H-h} \leq 5$$

Le temps de séjour moyen du gaz est donné par l'équation :

$$t_g = \frac{1}{a \cdot b \cdot U_g} V_s + \frac{V_{nl}}{2} \quad (\text{IV.4})$$

V_s , volume annulaire (cyclique) au-dessus de la conduite de sortie jusqu'au centre de la conduite d'entrée.

V_{nl} , volume du cyclone à sa distance normale.

Vu la complexité de cette corrélation Lédé and al [18] et Villermaux and al [19] proposent deux nouvelles équations

$$t_s - t_0 = 1.06 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Re}_0 + 0.039 \quad (\text{IV.5})$$

$$t_s - t_0 = 4.11 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Re}_0^{1.09} \quad (\text{IV.6})$$

avec t_0 , temps de chute libre des particules solides.

Nous opterons pour la détermination du temps de séjour à la plus récente des deux équations empiriques (équation IV.6).

IV.3.2 Perte de charge dans le cyclone

Les facteurs qui contribuent à la variation de la perte de charge dans un cyclone sont : L'expansion du gaz à l'entrée, les frottements des parois à l'intérieur du cyclone et l'énergie cinétique de rotation du au mouvement tourbillonnant dans le cyclone. Les pertes d'énergie rotationnelle provoquent la grande partie des pertes de charge , d'après Brown ans al [20] cette forme de perte d'énergie représente près de 40% de la perte de charge totale dans le cyclone.

Plusieurs expressions ont été développées pour exprimer la perte de charge dans un cyclone, différent principalement dans l'estimation du coefficient de frottement :

$$DP = \xi \cdot V_g^2 \cdot r_g \quad (IV.7)$$

où ξ est le coefficient de frottement ou de perte de charge déterminé expérimentalement , on trouve plusieurs corrélations empiriques pour son calcul qui est souvent une fonction des dimensions du cyclone .

Shepherd et Lapple [12] proposent la corrélation suivante :

$$\xi = 16a \cdot b / D_c^2 \quad (IV.8)$$

Cette équation est peu utilisée, car elle ne considère pas l'effet des autres dimensions du cyclone, comme la hauteur H et le diamètre du cylindre D_c.

First [21] propose la formule empirique suivante :

$$\xi = \left(\frac{24}{D_c^2} \right) \frac{a}{b} \frac{D_c}{h(H-h)} \cdot \frac{1}{\theta} \quad (IV.9)$$

Plus tard Casal-Martinez [22] ont amélioré les équations précédentes et proposent :

$$x = (11.3) \left[\frac{a \cdot b}{D_e^2} \right] + 3.33 \quad (\text{IV.10})$$

Nous optons pour l'estimation du coefficient de perte de charge à la plus récente des équations précédentes (équation IV.10), puis nous procéderons à son ajustement lors de la résolutions des équations par programmation numérique.

IV.4 Transfert de chaleur dans un réacteur cyclone

Comparés à d'autres réacteurs homogènes, le cyclone s'avère très performant du point de vue de l'efficacité de transfert de chaleur et de l'utilisation optimale de sa surface d'échange. Il pourrait donc constituer un très intéressant contacteur gaz-paroi soit par la mise en œuvre de réactions solide-gaz soit en tant qu'échangeur de chaleur [23].

Des corrélations et des modèles représentant l'hydrodynamique du gaz et des particules , ainsi que le transfert de chaleur entre le gaz circulant seul, et les parois du réacteur ont été établies dans un domaine suffisamment large de conditions expérimentales pour pouvoir servir de base aux calculs d'extrapolation pour les réacteurs cyclones gaz-solide .

Au niveau thermique, la présence de particules solides a pour conséquence de diminuer de façon significative l'augmentation de température subie par le gaz lors du passage dans le cyclone [23].

Dans une étude effectuée par Soullignac and al [24], la corrélation IV.11 a été proposée pour le transfert de chaleur gaz-paroi sur la base expérimentale de cinq gaz circulant dans des domaines de critères de Reynolds variant entre 30 et 20 000 et pour des températures de parois (T_p) comprises entre 360 et 1130K :

$$\text{Nu}_0 = 6.8 \cdot 10^{-2} \cdot \text{Re}_0^{0.9} \quad (\text{IV.11})$$

Nu_0 et Re_0 représentent les critères de Nusselt et de Reynolds dans les conditions de températures d'entrée du gaz.

Il a été montré que le flux gazeux ne pénètre pas dans certaines zones (parties coniques du cyclone), or c'est précisément dans cette partie du cyclone que les particules solides

présentent la fraction la plus grande de leur temps de séjour [24], et où elles ont donc toutes les chances de subir une part importante de leur échauffement.

Ces constatations, associées à une hydrodynamique très différente pour les deux phases montrent que le cyclone a un comportement tout à fait distinct de celui des autres réacteurs gaz-solide (lits fluidisés par exemple). Il convient donc d'étudier indépendamment les transferts de chaleur relatifs à chacune des deux phases prises séparément.

D'autres auteurs démontrent que la présence de solide n'accroît pas notablement la quantité de chaleur transférée à partir de la paroi, par comparaison avec le transfert à travers le gaz seul. Donc les transferts de chaleur solide-paroi, solide-solide et solide –gaz peuvent être négligés. Dans la majorité des travaux l'intérêt est porté sur le transfert de chaleur gaz-paroi alors que il y a peu d'articles concernant le transfert gaz-solide ou solide paroi, vue la complexité du phénomène et le nombre de facteurs qui entrent en jeu (la dimension des grains, leurs formes géométriques ...) [26].

Des résultats quantitatifs ont été publiés, dont ceux de Vishenski [26], Klucovsky [27] et Solbach [28], qui ont effectué des mesures sur l'intensité du transfert de chaleur entre le gaz et les parois, en l'absence de solide. Les problèmes du transfert de chaleur entre les parois du cyclone et le mélange gaz-solide résident dans l'interprétation théorique et pratique du phénomène. Une autre corrélation empirique a été proposée par Szekely and al [25] en 1966 pour des cyclones à différentes dimensions.

$$\mathbf{Nu_0 = 4.2 \cdot 10^{-2} \cdot Re_0^{0.8}} \quad \mathbf{(IV.12)}$$

Donc en conclusion, dans cette étude thermique dans les cyclones du préchauffeur, et pour les raisons citées ci-dessus, nous nous limiterons seulement à la détermination du coefficient de transfert de chaleur gaz-paroi par convection et par rayonnement et nous opterons pour la corrélation la plus récente pour le calcul du coefficient de transfert de chaleur par convection entre le gaz et les parois des cyclones (équation IV.11).

IV.5 Cinétiques des réactions de déshydroxylation et de décarbonatation

Chapitre IV

Dans cette partie, nous aborderons l'étude cinétique des différentes réactions mises en jeu dans le système de préchauffage, qui nous aiderons à mieux comprendre le fonctionnement du préchauffeur à cyclones et ce qui nous permettra de faire le point sur sa modélisation.

Les modèles de fours généralement, et des réacteurs de conversion de solides à haute température en particulier, reposent sur l'expression des bilans de matière intégrant la disparition de réactifs due aux différentes réactions chimiques [29].

La loi cinétique la plus utilisée pour rendre compte des avancements des réactions est celle d'Arrhenius [30]

$$V_B = k \cdot C_B^m \cdot \exp(-E_a/R.T) \quad (\text{IV.13})$$

Où V_B : est la vitesse de disparition du réactif B ramené à l'unité de masse , de volume ou de mole de solide

k: la constante cinétique

C_B , la concentration de l'espèce réagissante

E_a : l'énergie d'activation de la réaction

T : la température du milieu

m : l'ordre de réaction par rapport au solide.

L'énergie d'activation peut être élevée et rendre la vitesse de réaction très dépendante de la température [31]. La constante cinétique est souvent déterminée expérimentalement par l'expérience [30]. Manitijs et al [32] déduisent cette constante par thermogravimétrie [33]. Les équations de bilan de matière dépendent également de la description des écoulements du gaz et du solide.

Dans toute réaction entre un solide poreux et un gaz inerte parallèlement aux étapes de transformations chimiques, il y a des processus physiques qui dépendent aussi bien de la nature du solide que du régime d'écoulement du gaz autour du grain.

Il existe plusieurs modèles théoriques, les plus utilisés sont, le modèle de transformation volumique uniforme et le modèle de rétrécissement du noyau réactif [34].

IV.5.1 Modèle de transformation volumique uniforme

Dans ce modèle, on suppose que l'ensemble du volume de la particule est accessible au réactif gazeux. C'est le cas des grains très poreux constitués de fines particules. La conversion s'effectue uniformément dans l'ensemble du volume. La vitesse de conversion est en général directement proportionnelle à la concentration du réactif solide qui n'a pas réagi [34].

IV.5.2 Modèle de rétrécissement du noyau réactif

Si la porosité du solide est très faible, elle impose une résistance très importante à la diffusion du réactif gazeux. De plus, si la vitesse de la réaction chimique est élevée, par rapport à celle de la diffusion du réactif gazeux, la réaction s'effectue à la surface externe de la particule puis se déplace en direction du cœur de celle-ci à mesure que le solide subit la conversion.

White et Carberry [35] ont développé un modèle général applicable à différentes formes de particules et tenant compte de la variation éventuelle de leur taille au cours du temps. Si la taille du grain n'est pas modifiée, et si la réaction chimique impose sa vitesse au processus, on obtient la relation suivante:

$$-dX/dt = k^* X^{(1-1/f_p)} \quad (\text{IV.14})$$

où f_p est le facteur de forme de la particule (pour une plaquette $f_p=1$, pour un cylindre $f_p=2$ et pour une sphère $f_p=3$)

X , la fraction de solide réactif à l'instant t

k^* , la constante de vitesse.

IV.5.3 Autres modèles cinétiques

D'autres modèles font intervenir des limitations à la diffusion du gaz réactif dans la particule. Certaines réactions peuvent être contrôlées par des phénomènes de surface tels que la formation de radicaux réactifs, issus du gaz, à la surface du grain.

Le choix d'un modèle cinétique dépend donc de la forme, de la porosité des particules, de la diffusion du gaz dans le grain et de processus de surface. Ce choix est d'autant plus complexe que la forme des particules l'est. Certains auteurs vont même jusqu'à proposer des modèles semi-empiriques; on obtient des équations de type

$$\frac{dX}{dt} = k^* \cdot X^m \quad (\text{IV.15})$$

où m est l'ordre de la réaction par rapport au solide réactif, il est alors déterminé au même titre que l'énergie d'activation ou un ordre par rapport à un gaz réactif.

De façon général, les modèles qui semblent représenter au mieux les expériences réalisées par thermobalance sont des modèles de réactions en surface. La vitesse de disparition du solide serait alors proportionnelle à la surface ou à la quantité de solide initiale, ce qui revient à un ordre 0 par rapport au solide.

Etant donnée la diversité des constantes cinétiques tirées des études concernant les réactions de décomposition du carbonate de calcium, il n'est pas possible de connaître l'ordre de réaction par rapport au solide. Cependant, les études cinétiques en thermobalance aboutissent généralement à une vitesse de conversion constante dans le temps, ce qui nous permet d'admettre un ordre apparent nul par rapport au solide.

Bien que les équations de vitesse disponibles dans la bibliographie ne correspondent pas exactement au domaine de fonctionnement en température, nous supposons que leurs énergies d'activation apparentes sont valables dans le procédé que nous modélisons.

IV.5.4 Déshydroxylation de la kaolinite

On distingue les principaux types de minéraux argileux suivants :

- Kaolinite $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
- Illite (mica) $(\text{K}_2\text{O} \cdot \text{H}_2\text{O}) \cdot 3\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
- Montmorillinite $(\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}) \cdot n\text{H}_2\text{O}$
- Chlorite $10(\text{Mg,Fe})\text{O} \cdot 2\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$

L'élément argileux utilisé pour la production du clinker est généralement un mélange de plusieurs minéraux argileux.

Nous nous intéresserons principalement à la déshydratation de la kaolinite. Plusieurs auteurs se sont intéressés sur la cinétique de la déshydroxylation de la kaolinite, ils ont aboutis à différentes conclusions selon les conditions d'expérimentation.

Ils ont interprété leurs données sur les pertes de masses, par des cinétiques de première ordre [36]. Nous utiliserons les valeurs suivantes pour l'énergie d'activation $E=50$ kcal/mole et le coefficient pré-exponentiel $A=1.99 \cdot 10^{+7}$ [37].

IV.5.5 Décomposition du carbonate de calcium

Figure IV.3 Etapes de décomposition du carbonate de calcium

On trouve dans la littérature plusieurs équations décrivant la décomposition du carbonate de calcium, et plusieurs travaux qui donnent différents ordres de réaction et plusieurs définitions de la constante de vitesse.

Les ordres de réactions trouvés varient entre 0.22 et 1.1 [62] et dépendent essentiellement du modèle réactionnel sur lequel est basée la décomposition .

La réaction de décomposition du calcaire se caractérise par le fait qu'elle se produit dans un front de décomposition (zone de réaction) dans lequel le noyau non décomposé de CaCO_3 et l'enveloppe de CaO qui s'est transformé sont en contact (fig IV.3). Ce front de décomposition se déplace de la périphérie vers le centre à une vitesse déterminée.

Chapitre IV

En même temps, il y a transfert de chaleur de l'extérieur vers le noyau et dégagement de CO_2 vers l'extérieur. La décarbonatation passe par les cinq étapes suivantes :

1. Transfert de chaleur par convection du milieu à la surface de la particule.
2. Transfert de chaleur par conduction à travers la couche déjà décomposée vers la zone de réaction.
3. Réaction chimique dans la zone de réaction avec l'utilisation de la chaleur apportée et dégagement de CO_2 .
4. Diffusion de CO_2 à travers la couche de CaO vers la surface de la particule.
5. Transfert de matière de la surface de la particule vers l'environnement.

La vitesse globale des réactions est fonction des vitesses des cinq étapes. Dans le cas où les vitesses se situent dans un même ordre de grandeur, il s'établit un équilibre entre elles, dans les conditions de température et de pression partielle de CO_2 .

Si une étape se déroule avec lenteur, elle détermine la vitesse de l'ensemble de la réaction, cette dernière est alors uniquement une fonction de la vitesse de cette étape.

Ce sont principalement la dimension des grains, la température et la pression de CO_2 de l'environnement qui déterminent l'étape responsable de la vitesse.

D'après Vosteen [39], l'étape décisive l'étape de la réaction chimique. Une description résumant cette étape décisive pour la décomposition thermique de la farine crue a été donnée par Muller, Ohme et Schrader [40].

Ainsi la constante de vitesse pour la décomposition de CaCO_3 , dépend de la grosseur des grains (d_p), de la pression partielle de CO_2 du milieu environnant et de la température du milieu réactionnel.

Soit d'après [1] :

$$K = (1/d_p) \cdot A \cdot \frac{1}{P_{\text{CO}_2, \text{env}}} - \frac{1}{P_{\text{eq}}} \exp(-E_a/R.T) \quad (\text{IV.16})$$

avec

$$P_{\text{CO}_2, \text{env}} = Y_{\text{CO}_2} \cdot P_t \quad (\text{IV.17})$$

$$P_{\text{eq}} = \exp\left(-\frac{DH}{R_m \cdot T} + \frac{DS}{R_m}\right) \quad (\text{IV.18})$$

Où A, est le facteur pré exponentiel, $A=5.6.10^{+6}$

E_a , l'énergie d'activation, $E_a= 209$ kJ/mol

Avec les valeurs suivantes, données par Vosteen [39] ;

$$DH = 888.6 \text{ kcal/ kg de clinker}$$

$$DS = 0.7548 \text{ kcal/kg.K}$$

$$R_m = 0.045152 \text{ kcal /kg.K}$$

IV.5.6 Cinétique de décarbonatation du carbonate de magnésium MgCO_3

La décomposition du carbonate de magnésium est une réaction beaucoup moins intéressante pour la cuisson du clinker.

La vitesse de réaction suit la relation d'Arrhenius avec une valeur moyenne de l'énergie d'activation $E_a=146.3$ kJ/mole et un coefficient pré exponentiel $A = 1.99.10^{+7}$ [41] .

IV.6 Bibliographie sur la modélisation du préchauffeur à cyclones

De nombreux auteurs se sont intéressés à la modélisation et la simulation d'un préchauffeur à cyclone dans l'industrie du ciment en vue de l'automatisation de la productivité des ciments, quelques types de modèles dynamiques de la ligne de cuisson ont été élaborés.

En parallèle, d'autres auteurs se sont intéressés en particulier, à l'aspect énergétique des préchauffeurs, lieu où la farine crue subit environ la moitié de sa décarbonation, cette réaction très endothermique absorbe une partie importante de l'énergie utilisée lors de la cuisson.

Donc dans le but de réduire la consommation énergétique et pour une marche optimale du procédé de cuisson, plusieurs travaux de recherche ont apporté des améliorations en innovant la conception de différentes technologies pour améliorer le rendement de décarbonation avec une moindre consommation du combustible.

Parmi ces travaux nous citerons, Menzel [42] qui effectue une optimisation technico-économique d'un préchauffeur à cyclones sur un préchauffeur classique par des étages de cyclone supplémentaires, son modèle est basé sur les équations de bilan global de matières, en vue de déterminer le pouvoir séparateur des cyclones.

Dreizel [43], a concentré ses recherches sur l'importance des propriétés de la farine crue sur la production d'un clinker de qualité. Il présente l'intérêt des propriétés minéralogiques et physiques propres des différents composants ; à savoir, la composition chimique et la finesse du cru qui influencent de façon déterminante le comportement de la farine crue dans le four et contribuent à certaines propriétés définies du ciment. Comme grandeur caractéristique pour l'exploitation de ses investigations, il a montré l'importance du standard de chaux sur la clinkerisation du cru.

Vosteen, [39] s'est intéressé à la détermination de la distribution du temps de séjour des particules solides dans un système de préchauffage équipé d'un système de précalcination de la farine crue. Il a présenté le calcul des temps de rétentions de la matière dans l'étage de calcination, temps nécessaire à une calcination complète ainsi que la distribution du temps de séjour de ces particules solides.

D'autre part Belot [44], a développé un modèle d'un préchauffeur à cyclones muni d'un étage de précalcination en imputant d'une part aux cyclones des rendements de captation de poussières extraits de la littérature et en supposant d'autre part que la cinétique de décomposition de carbonate de calcium est fonction uniquement de la température.

V.H.Ritzmann [45], a étudié l'influence des différents taux de séparation des poussières du système de préchauffage sur la consommation en combustible, de l'ensemble de l'installation de cuisson. Son programme de calcul se base sur la mesure du taux de séparation des poussières sur des installations industrielles et sur des maquettes. Ses calculs sont basés sur la connaissance des degrés de captation dans chaque étage, tirés des mesures expérimentales. Il constata alors, que la consommation du combustible augmente au fur et à mesure que le taux de séparation devient plus mauvais dans l'étage de cyclone inférieur. Une diminution de taux de séparation des deux étages des cyclones inférieurs de 90% à 60% fait augmenter la consommation du combustible de 34 kcal / kg de clinker.

IV.7 Modélisation de la division " A " du préchauffeur

Notre travail consiste à élaborer un modèle basé sur l'écoulement des deux phases gaz et solide dans les cyclones similaire à celui d'une cascade de mélangeurs parfaitement agités court-circuités c'est à dire qui tient compte des reflux des particules solides entraînées par le gaz, de la pénétration d'air parasite et surtout des cinétiques des réactions mises en jeu, pour mieux refléter le fonctionnement réel du préchauffeur à cyclones.

IV.7.1 Choix du modèle

Pour la représentation du préchauffage de la farine crue dans une division étagée de cyclones, nous proposons une modélisation de type génie chimique [46], basée sur le concept des bilans, permettant d'établir un modèle de procédé à partir des lois fondamentales de la conservation de masse et d'énergie, et les lois de transferts .

Le bilan thermique permet de prendre en compte les enthalpies des réactions et différents échanges thermiques entre gaz , solide et paroi du préchauffeur.

L'ensemble des équations issus du bilan de matière et du bilan thermique forment les équations du modèle couplées entre elles par la cinétique des réactions.

Ces équations permettent d'estimer les compositions et les températures des gaz et des solides le long du réacteur afin de suivre le bon déroulement de la conversion.

Dans ce type d'approche, les transferts de matière, de chaleur et les pertes de charges sont définies par des corrélations, se référant à des critères hydrodynamiques macroscopiques et des constantes physico-chimiques. Cette modélisation est la plus répandue, principalement dans les logiciels commerciaux de simulation statique et dynamique.

IV.7.2 Représentation du modèle d'écoulement gaz-solide

Parmi les modèles généralement retenus pour rendre compte d'écoulements complexes dans les réacteurs à étages, nous avons choisi celui de mélangeurs en cascade avec reflux solide. Ce modèle (fig IV.5) semble en effet le plus adapté aux écoulements dans le préchauffeur car le gaz et le solide sont parfaitement agités.

L'ensemble du cyclone et sa conduite d'entrée des gaz formant un étage " j " est représentée en figure IV.6 .Il faut souligner que l'ensemble de la boîte à fumée et la zone de calcination du four ont été prises comme étant l'étage (n+1), sans oublier le flux d'air parasite (air faux) pénétrant dans chaque étage.

Contrairement au modèle piston-diffusion, souvent utilisé, le modèle de mélangeurs en cascade est discrétisé [47]. Le bilan de matière ne fait donc pas intervenir d'équations différentielles . Cette particularité est à l'origine de nombreuses applications de ce modèle simple, en particulier dans le cas de flux à contre-courant [47]

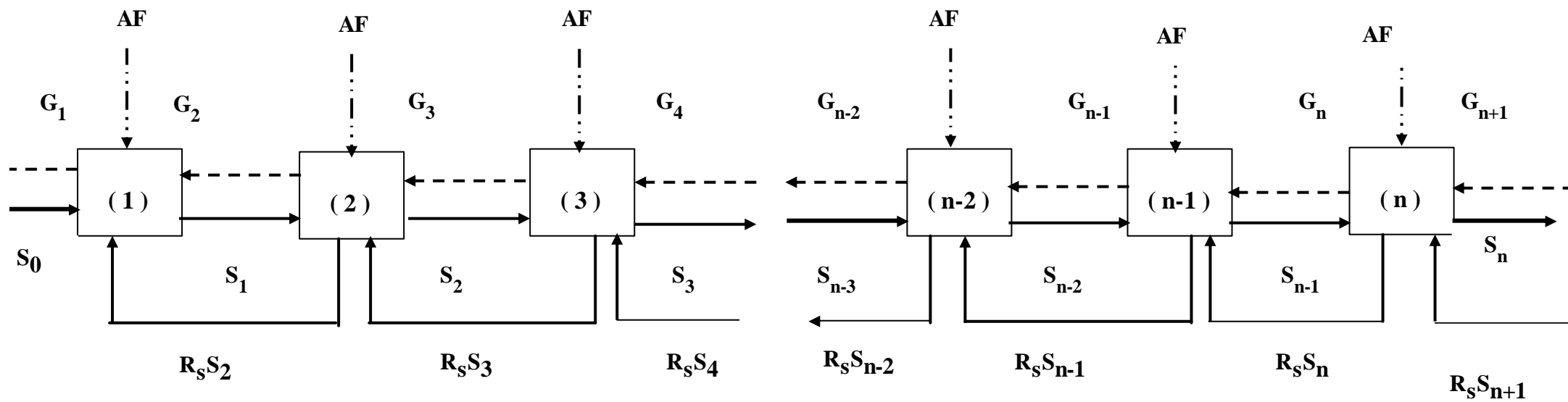


Figure IV.4 Schéma du modèle de mélangeurs en cascade avec reflux

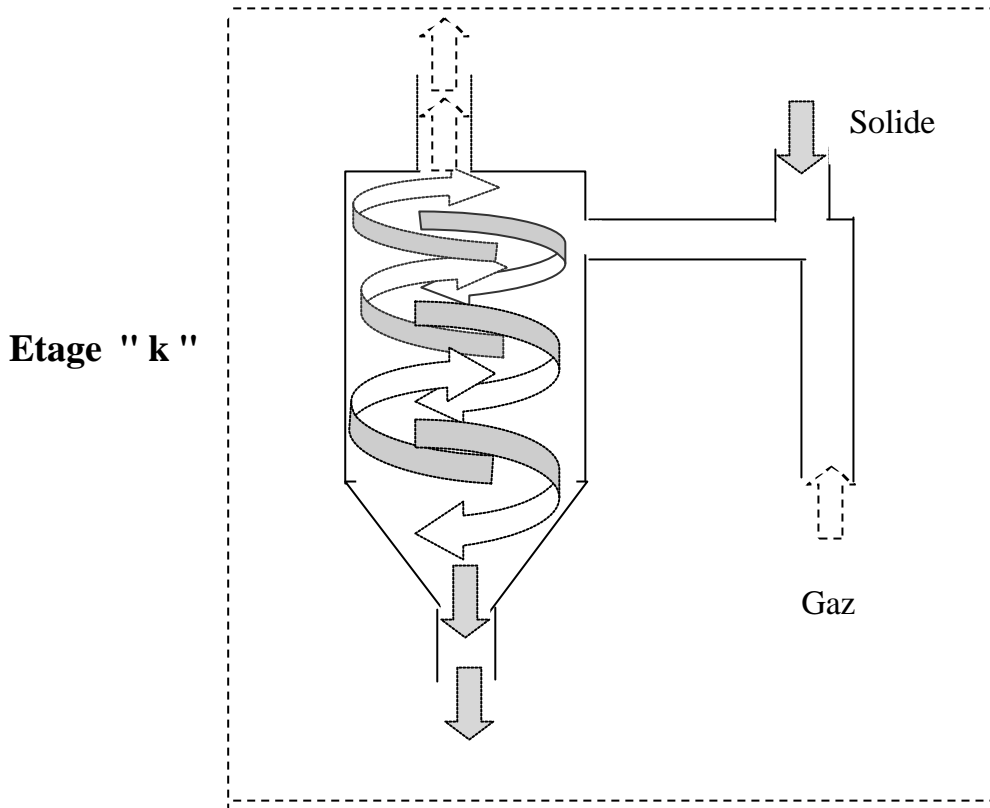


Figure IV.6 Représentation schématique d'un étage k

IV.7.3 Paramètres conceptuels du modèle

Le modèle d'écoulement gaz-solide considéré fera apparaître dans les équations des bilans massiques et thermiques, des paramètres importants à savoir :

- Le taux de reflux du solide R_s .
- La masse du solide retenue dans chaque étage M_s .

Le taux de reflux du solide R_s est la véritable inconnue du modèle de représentation des écoulements du solide, par contre M_s est calculée par :

$$M_{s_k} = S_k \cdot t_{s_k} \quad (\text{IV.19})$$

où t_{s_k} représente le temps de séjour du solide dans l'étage k.

En négligeant le temps de séjour du gaz, t_{s_k} sera déterminée par l'équation (IV.6).

IV.7.4 Equations du modèle

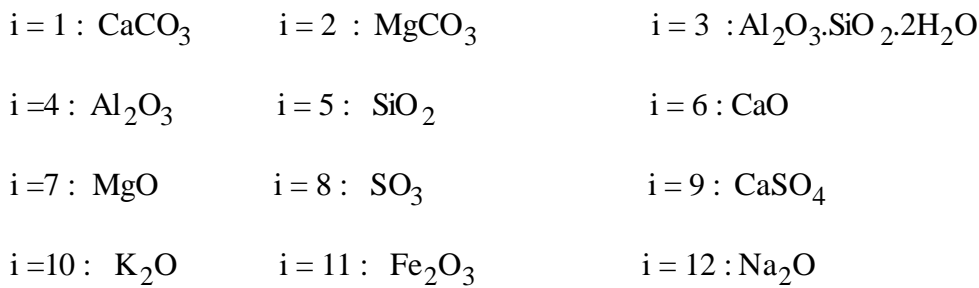
Une fois conceptualisés les écoulements de gaz et de solide dans le préchauffeur, il est possible d'établir les équations du bilan sur les deux phases. Ces équations de bilan reposent sur la conservation des différentes espèces. Le choix des débits sous forme massique implique d'exprimer les compositions du solide et du gaz par des fractions massique des différentes espèces en présence.

IV.7.4.1 Notation des différentes espèces chimiques

Nous affectons aux différentes espèces chimiques du gaz et du solide un indice spécifique.

- Pour la phase solide:

La farine crue alimentant le préchauffeur peut être représentée par les espèces :



- Pour la phase gazeuse:

Pour les gaz de combustion quittant le four rotatif, on considère uniquement les espèces :



IV.7.4.2. Bilans massiques sur le solide et le gaz

Pour un étage k ($1 \leq k \leq n$), et pour une espèce i donnée, le bilan de matière sur le solide s'écrit :

$$\mathbf{R}_s \cdot \mathbf{S}_{k+1} \cdot \mathbf{X}_{i,k+1} + \mathbf{S}_{k-1} \cdot \mathbf{X}_{i,k-1} = \mathbf{S}_k \cdot (\mathbf{1} + \mathbf{R}_s) \cdot \mathbf{X}_{i,k} - n_i \cdot \mathbf{r}_{i,k} \cdot \mathbf{M}_s \quad (\text{IV.20})$$

$$\mathbf{r}_{i,k} = \frac{d\mathbf{X}_{i,k}}{dt} = \mathbf{k}_i \cdot \exp\left\{ \frac{a - E_{a_i}}{R \cdot T_k} \right\} \quad (\text{IV.21})$$

avec $X_{i,k}$: étant la fraction massique de l'espèce i dans l'étage k

R_s est le taux de reflux solide et S_k est le débit massique sortant de l'étage k .

$r_{i,k}$ étant la vitesse de réaction de l'espèce i dans l'étage k .

k_i : la constante cinétique.

E_{a_i} : l'énergie d'activation et T_k étant la température du milieu réactionnel de l'étage k .

M_s : la masse du solide dans l'étage k .

n_i est le coefficient stœchiométrique de l'espèce i .

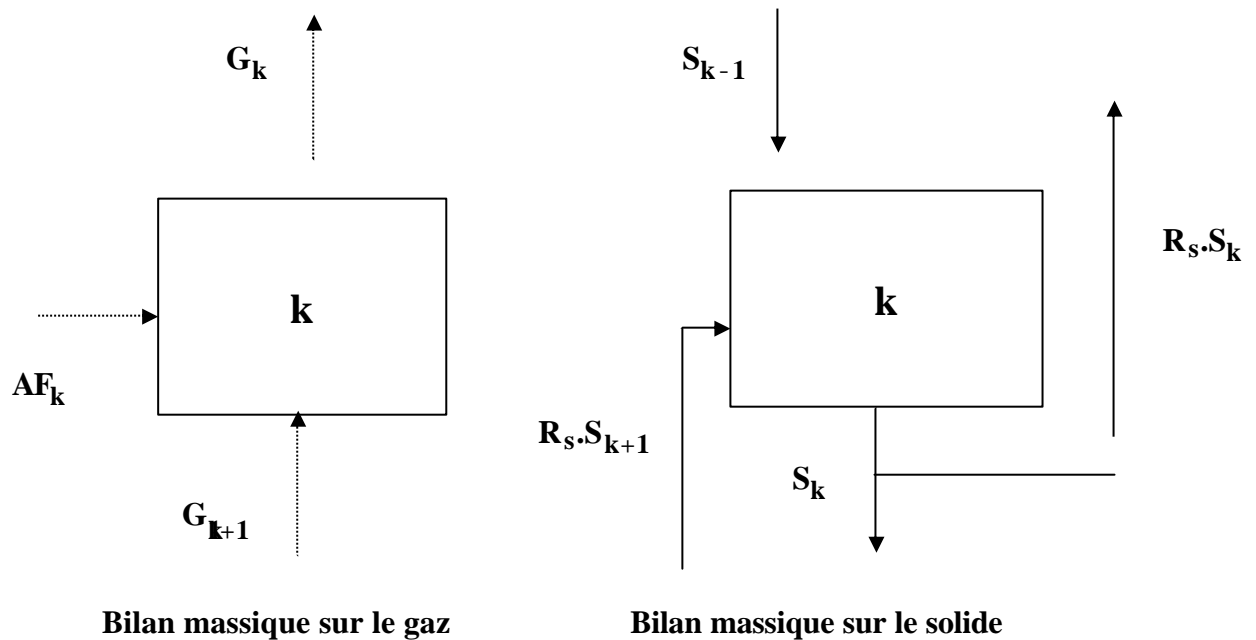


Fig IV.7 Représentation des flux des bilans de matière des deux phases

Comme pour le solide , le bilan de matière sur le gaz s'écrit:

$$AF_k \cdot Y_{i,0} + G_{k+1} \cdot Y_{i,k+1} = G_k \cdot Y_{i,k} + n_i \cdot r_{i,k} \cdot M_s \quad (IV.22)$$

avec AF_k , est le débit massique de l'air faux ;

et $Y_{i,0}$, est la composition massique de l'air faux (air ambiant).

Pour H_2O vapeur, l'équation du bilan massique est :

$$(AF_k + W_0) \cdot Y_{i,0} + G_{k+1} \cdot Y_{i,k+1} = G_k \cdot Y_{i,k} + n_i \cdot r_{i,k} \cdot M_s \quad (IV.23)$$

W_0 est la quantité d'eau contenu dans la farine crue (kg / s).

IV.7.43 Bilan thermique sur l'étage k

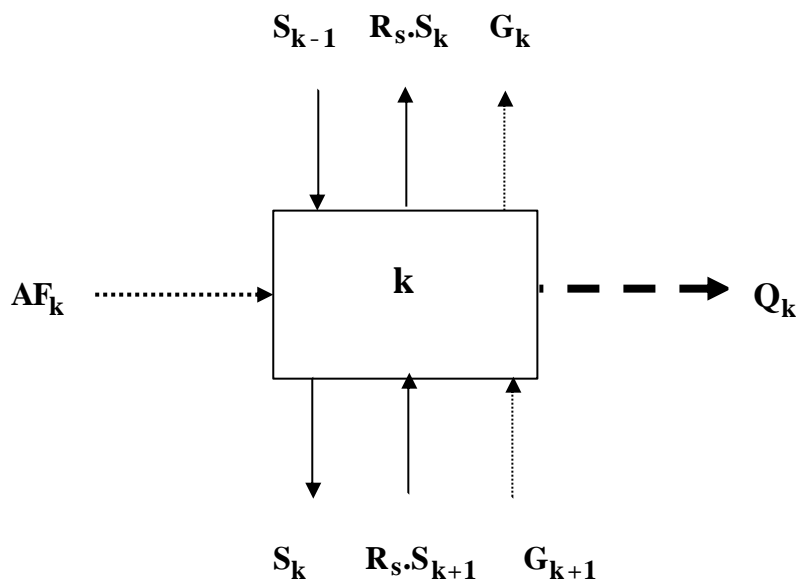


Fig IV.8 Représentation des flux du bilan thermique sur un étage " k "

Le bilan thermique, dans l'étage k est :

$$\begin{aligned} \hat{e} S_{k-1} \cdot \sum_{i=1}^{12} \hat{a} X_{i,k-1} \cdot DH_{i,k-1} + R_s S_{k+1} \cdot \sum_{i=1}^{12} \hat{a} X_{i,k+1} \cdot DH_{i,k+1} + \\ \hat{e} + G_{k+1} \cdot \sum_{i=13}^{16} \hat{a} Y_{i,k+1} \cdot DH_{i,k+1} \end{aligned} = \begin{aligned} \hat{e} (1 + R_s) \cdot S_k \cdot \sum_{i=1}^{12} \hat{a} X_{i,k} \cdot DH_{i,k} + G_k \cdot \sum_{i=13}^{16} \hat{a} Y_{i,k} \cdot DH_{i,k} \\ \hat{e} + Q_k \end{aligned} \quad (IV.24)$$

IV.7.4.4 Bilan thermique sur la paroi de l'étage k

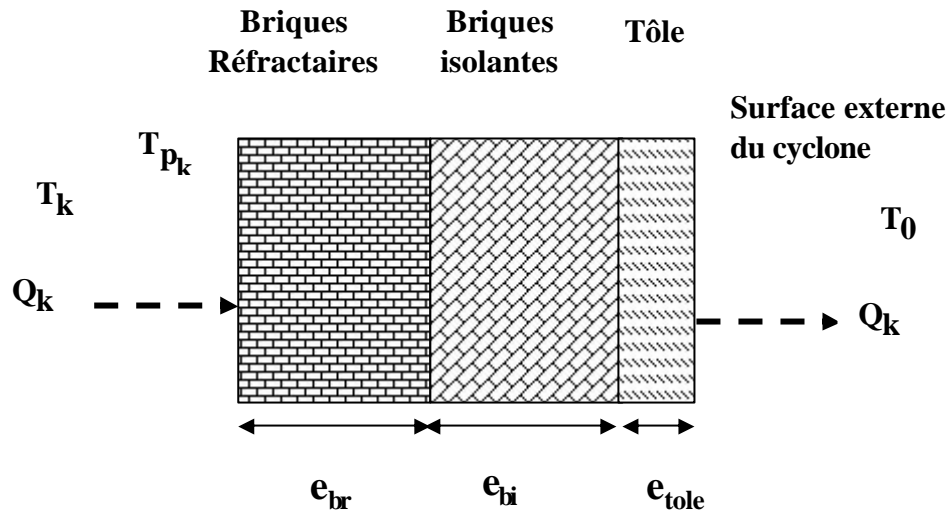


Fig IV.9 Représentation du flux thermique traversant les parois des cyclones

La conservation du flux thermique traversant la surface du revêtement de l'étage k, donne l'égalité suivante :

$$Q_k = \frac{1}{R_k} (T_{pk} - T_0) = h_f (T_k - T_{pk}) \cdot A_k \quad (IV.25)$$

T_k , T_{pk} et T_0 sont respectivement les températures du milieu réactionnel de l'étage k, de sa paroi interne et du milieu ambiant.

h_f est le coefficient moyen global de transfert de chaleur entre le milieu réactionnel de l'étage k et sa paroi interne estimé à $50 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ (le détail du calcul est donné en annexe A6) .

A_k est la surface moyenne d'échange estimée à 74.13 m^2 pour le premier cyclone et

118.96 m^2 pour les autres cyclones, (le détail du calcul est donné en annexe A6) .

R_k est la résistance thermique globale donnée par l'expression suivante :

$$R_k = \frac{1}{A_k} \frac{e_{br}}{\lambda_{br}} + \frac{e_{bi}}{\lambda_{bi}} + \frac{e_{tole}}{\lambda_{tole}} + \frac{1}{h_c} \quad (IV.26)$$

$e_{br}, e_{bi}, e_{tole}, \lambda_{br}, \lambda_{bi}, \lambda_{tole}$ sont respectivement les épaisseurs et les conductivités thermiques des briques réfractaires, des briques isolantes et de la tôle du cyclone.

h_c est le coefficient de convection naturelle entre la paroi externe et le milieu extérieur, il est estimé à environ $14 \text{ W. m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, (le détail du calcul est donné en annexe A7).

IV.7.5 Hypothèses simplificatrices

Notre travail consiste à modéliser une tour de préchauffage d'une cimenterie, donc nous modélisons un système qui en réalité dans l'industrie fait partie d'une ligne de cuisson composée du préchauffeur, d'un four rotatif et d'un refroidisseur, où les parties du système de cuisson sont fortement liées, de ce fait les seules données expérimentales à qui on peut accéder, sont des mesures prises à l'entrée (préchauffeur) et à la sortie (refroidisseur) de l'installation de cuisson, autrement dit, la difficulté consiste à effectuer des mesures dans les conduites de jonction et la sortie du préchauffeur, puisque dans les équations des bilans figurent le débit du solide qui quitte le préchauffeur, sa composition, la température du gaz de la boîte à fumée et sa composition, etc....

Ceci nous a amené à poser un certain nombre d'hypothèses, pour déduire certaines grandeurs inaccessibles expérimentalement et qui représentent des variables inconnues dans les systèmes d'équations de bilans. Ces hypothèses permettront d'obtenir un modèle assez simple.

Hypothèse 1 :

Les débits massiques des solides à la sortie de chaque étage étant inconnus, nous supposons que la masse de CO_2 dégagée des réactions de décarbonatation est faible devant les débits massiques solides quittant chaque étage, De ce fait pour chaque étage les bilans globaux solides s'écrivent alors :

$$\begin{array}{llll}
 \hat{e}S_0 + R_s.S_2 = (1+R_s)S_1 & \mathbf{1^{er} \acute{e}tage} & \hat{u} & \\
 \hat{e}S_1 + R_s.S_3 = (1+R_s)S_2 & \mathbf{2^{em} \acute{e}tage} & \hat{u} & \\
 \hat{e}S_2 + R_s.S_4 = (1+R_s)S_3 & \mathbf{3^{em} \acute{e}tage} & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e} \dots \dots \dots & & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e}S_{k-1} + R_s.S_{k+1} = (1+R_s).S_k & \mathbf{k^{em} \acute{e}tage} & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e} \dots \dots \dots & & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} & \\
 \hat{e}S_{n-1} + R_s.S_{n+1} = (1+R_s)S_n & \mathbf{n^{em} \acute{e}tage} & \hat{u} & \\
 \hat{e} & & \hat{u} &
 \end{array} \tag{IV.27}$$

En éliminant, les débits intermédiaires, nous obtiendrons la formule générale pour le calcul du débit massique sortant d'un étage k sous la forme :

$$S_k = \frac{(1 - R_s)S_0 + R_s(1 - R_s^k)S_{k+1}}{1 - R_s^{k+1}} \tag{IV.28}$$

S_0 est le débit de la farine crue à l'entrée du préchauffeur. Afin d'utiliser cette expression, nous avons aussi besoin du débit de solide S_{n+1} d'où la nécessité de l'hypothèse suivante.

Hypothèse 2 :

Nous supposons que le débit massique quittant l'étage (n+1) est celui débit massique du clinker à la sortie du four, car comme nous l'avons souligné précédemment l'étage (n+1) est constitué de la boîte à fumée et de la zone de calcination du four d'où nous pouvons supposé que le débit quittant cette zone est celui du clinker car au-delà de cette zone le solide subit des réactions entres solides et de fusion donc il y a de masse.

$$S_{n+1} = S_{\text{clinker}} \quad (\text{IV.29})$$

Hypothèse 3 :

On considère que les taux de reflux solides sont identiques ,

$$R_{S1} = R_{S2} \dots\dots\dots = R_{Sn} = R_s \quad (\text{IV.30})$$

Hypothèses 4 :

On suppose que le débit d'air faux est le même dans chaque étage :

$$AF_1 = AF_2 \dots\dots\dots = AF_n = AF \quad (\text{IV.31})$$

Hypothèse 5 :

La composition massique de CaCO_3 et des poussières refoulées du four vers le préchauffeur sont calculées en supposant que dans le dernier cyclone la farine crue est à moitié (50%) décarbonatée, c'est à dire la masse de CaCO_3 est réduite de moitié et égale à la masse de CaO formée, (voir l'annexe A4).

Hypothèse 6 :

Nous considérons que la réaction de deshydroxylation de la kaolinite débute dans le premier étage et s'achève dans le deuxième. La décarbonatation de MgCO_3 débute dans le troisième étage et se termine dans le dernier étage. Par contre la décarbonatation de CaCO_3 débute dans le troisième étage et se termine dans la partie amont du four.

Hypothèse 7 :

Nous supposons que la température moyenne du milieu réactionnel dans un étage est égale à celle des phases gazeuse et solide.

IV.8 Equations de calcul des propriétés physico-chimiques et des grandeurs thermodynamiques

Le bilan enthalpique doit être cohérent et équilibré. Les équations de calcul destinées à l'élaboration des différents bilans, doivent être cohérentes pour ne pas imputer les erreurs dues aux calculs à une perte thermique.

IV.8.1 Propriétés physico-chimiques

IV.8.1.1 Chaleurs spécifiques des gaz et des solides

La chaleur spécifique moyenne $C_{p_i}(T)$ d'un composé solide " i " et gazeux est calculé à l'aide du polynôme suivant :

$$C_{p_i}(T) = a_i + b_i \cdot T + c_i \cdot T^{-2} + \dots \quad (\text{IV.32})$$

où a_i, b_i, c_i sont des constantes spécifiques pour chaque composé i , données en annexe A2.2 d'après [48].

IV.8.1.2 Viscosité des gaz

La viscosité μ , d'un mélange de n gaz est donnée par la formule de Wilke [49]

$$\mu_g = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \cdot \mu_i}{\sum_{i=1}^n Y_i \cdot F_{i,j}} \quad (\text{IV.33})$$

$$F_{i,j} = \frac{1}{\sqrt{8}} \cdot \frac{\mu_i}{\mu_j} \cdot \left(1 + \frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{-1/2} + \frac{\mu_i}{\mu_j} \cdot \left(1 + \frac{\mu_j}{\mu_i} \right)^{1/2} \quad (\text{IV.34})$$

M_i , la masse molaire du constituant i ,

Y_i , la fraction massique du constituant i dans le gaz.

μ_i , est la viscosité dynamique du constituant i gazeux, donnée par l'expression :

$$m_i = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2 \quad (\text{IV.35})$$

A_i, B_i, C_i sont des constantes (données en annexe A2.3).

IV. 8.1.3 Masse volumique des gaz

La masse volumique d'un gaz supposé parfait à une pression P et une température T données, est égale à :

$$\rho_i = \frac{P \cdot \rho_i^0 \cdot T_0}{T \cdot P_0} \quad (\text{IV.36})$$

ρ_i^0 est la masse volumique du gaz " i " à $P_0 = 1\text{atm}$ et $T_0 = 273\text{K}$ (données en annexe A2.5)

La masse volumique d'un mélange de n gaz est donnée par la relation suivante

$$\rho_m = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{\rho_i}} \quad (\text{IV.37})$$

IV. 8.1.4 La conductivité thermique des gaz

La conductivité thermique λ , d'un mélange de n gaz est donnée par la formule de Wilke [49]

$$\lambda_g = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \cdot \lambda_i}{\sum_{i=1}^n Y_i \cdot F_{i,j}} \quad (\text{IV.38})$$

$$F_{i,j} = \frac{1}{\sqrt{8}} \cdot \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-1/2} \cdot \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/4} \quad (\text{IV.39})$$

M_i , la masse molaire du constituant i,

Y_i , la fraction massique du constituant i dans le gaz.

λ_i , est la conductivité thermique du constituant i gazeux , donné par l'expression :

$$\lambda_i = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2 \quad (\text{IV.40})$$

A_i, B_i, C_i sont des constantes , (données en annexe A2.4).

IV.8.2 Grandeurs thermodynamiques

IV.8.2.1 Enthalpies des composés solides et gazeux

Il s'agira des équations relatives aux corps solides purs et gazeux idéaux dont les données sont facilement accessibles à partir des relations de base ci-après :

A la température T_k , on obtient l'enthalpie $H_{i,k}$ de l'espèce i par :

$$H_{i,k} = H_{i,298} + \int_{298}^{T_k} C_{P_i} \cdot dT \quad (\text{IV.41})$$

IV. 8.2.2 Etats de référence des enthalpies

Pour le calcul des enthalpies, les composés gazeux seront pris à $P = 1\text{atm}$, $T_0 = 298\text{ K}$ et considérés comme gaz parfaits, alors que tous les solides seront pris à $T_0 = 298\text{ K}$, les enthalpies de référence de ces différents composés à $T_0 = 298\text{ K}$ sont fournis par [49] (données en annexe A2.1).

IV.9 Résolution des équations du modèle

La résolution des équations du modèle se déroule en trois étapes de calculs qui sont reconduites jusqu'à convergence des températures et des fractions massiques.

La première étape consiste en la résolution des bilans de matière, la seconde résout les bilans thermiques sur le milieu réactionnel et la troisième traite les bilans sur les pertes thermiques à travers les parois des cyclones.

IV.9.1 Résolution des bilans de matière

Les équations du bilan de matière ne peuvent être résolues que moyennant la connaissance des températures des différents étages qui influencent fortement la cinétique. Ces températures sont initialisées suivant les données de fonctionnement du préchauffeur de l'unité étudiée, puis ces températures sont recalculées par résolution des équations de bilan thermique sur le milieu réactionnel. Le procédé étant à contre courant, il convient de supposer connue la composition d'une des deux phases gaz ou solide à sa sortie du préchauffeur, afin de réaliser le bilan des composés dans tous les étages. Par ailleurs, la prise en compte de reflux de solide, nécessite l'initialisation des compositions de la phase solide dans les différents étages. La méthode adoptée consiste à initialiser les reflux à 0, afin d'estimer les compositions dans chaque étage lors de la première itération, le taux de reflux est introduit dès la deuxième itération jusqu'à convergence des températures et des fractions massiques des solides et des gaz, ainsi que les températures des parois. Il faut noter que la résolution de ce système d'équations se fait composé par composé, c'est à dire on écrit les équations du bilan massique d'un composé donné dans tous les étages du préchauffeur, on résout le système (linéaire), puis on refait la même procédure pour tous les autres composés solides.

IV.9.2 Résolution des bilans thermiques étage par étage

Une fois les équations du bilan de matière sur les deux phases sont résolues, nous passerons à la résolution des bilans thermiques sur chaque étage. Nous procéderons à une résolution étage par étage en considérant que les températures des parois des cyclones connues et les fractions massiques des deux phases calculées par le bilan de matière précédent. Le système d'équations des bilans thermiques dans chaque étage, étant un système d'équations non linéaires, nous utilisons pour sa résolution la méthode de Newton -Raphson [50]. Les étapes de résolution par de ce système d'équations sont données en annexe A1.

IV.9.3 Résolution du bilan sur les pertes thermiques à travers les parois

Une fois les équations des bilans thermiques sont résolues, nous procédons au calcul de la températures de la paroi interne par l'équation suivante :

$$T_{Pk} = \frac{\dot{Q}_k}{h_e \cdot A_k} + R_k \frac{\dot{Q}_k}{\dot{Q}_k} + T_0 \quad (IV.41)$$

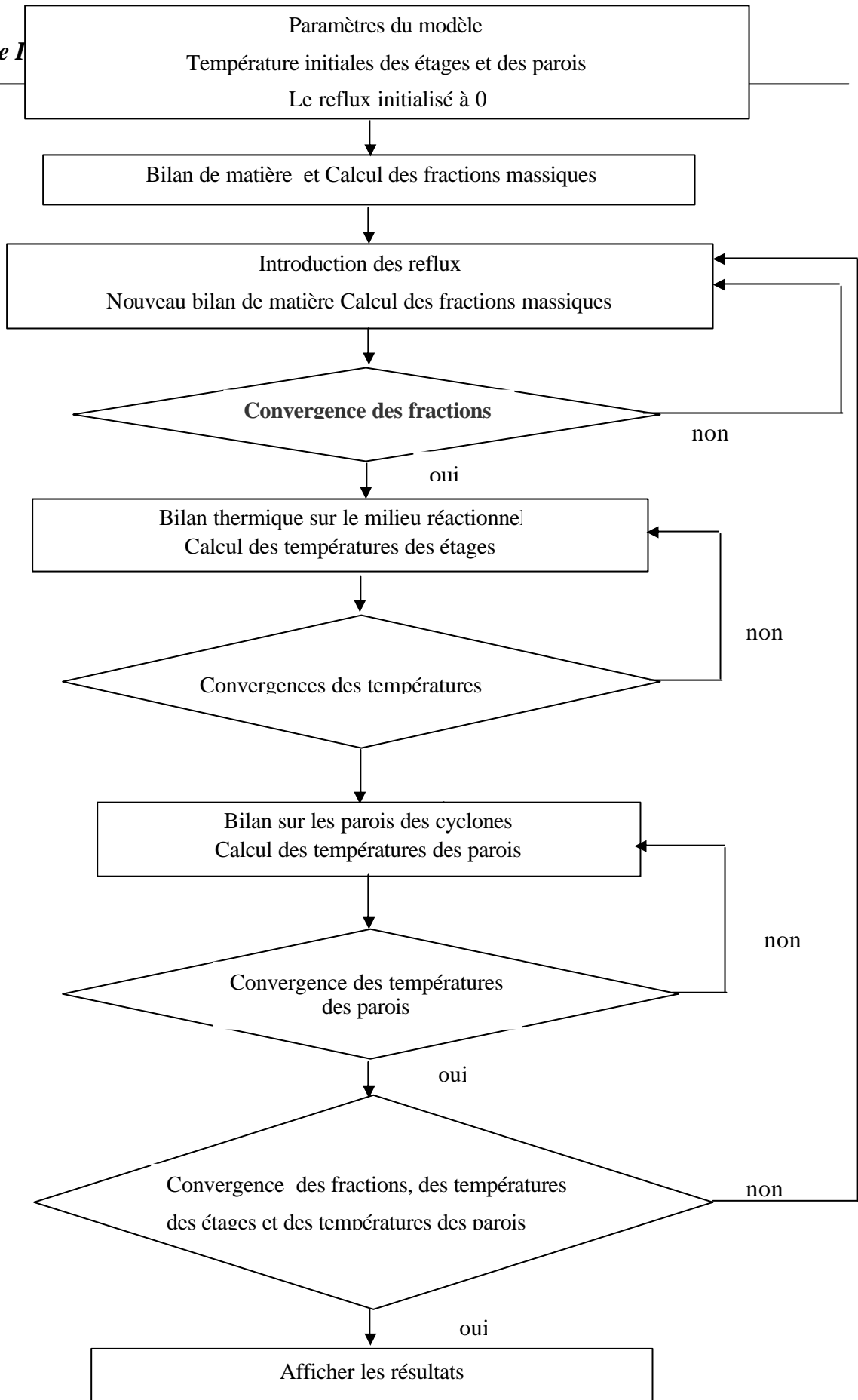


Figure IV.10 : Organigramme de résolution des équations

IV.10 Résultats et interprétation :

IV.10.1 Validation du modèle

Avant d'utiliser notre modèle dans la simulation qui fera l'objet du chapitre V , nous avons jugé bon de tester sa validité , en comparant les résultats de calcul aux mesures expérimentales réelles données précédemment au chapitre III.

10.1.1 Taux de décarbonatation dans les étages du préchauffeur

Pour décrire la progression de la réaction de décarbonatation, on utilise en général le degré de décarbonatation ϵ , défini par le rapport entre la quantité ($m_{\text{CaCO}_3,0} - m_{\text{CaCO}_3,\tau}$) éliminée déjà au moment τ et la quantité initiale ($m_{\text{CaCO}_3,0}$) :

$$e = \frac{m_{\text{CaCO}_3,0} - m_{\text{CaCO}_3,t}}{m_{\text{CaCO}_3,0}} \quad (\text{IV.42})$$

En appliquant cette expression sur un étage " k " du préchauffeur et sachant qu'il s'agit de débits et de fractions massiques nous pouvons donc écrire l'expression suivante du taux de décarbonatation dans un étage " k " :

$$e_k = \frac{X_{1,0} \cdot S_0 - X_{1,k} \cdot S_k}{X_{1,0} \cdot S_0} \quad (\text{IV.43})$$

Nous représentons sur la figure IV.11 l'évolution du taux de décarbonatation de la farine crue le long du préchauffeur à cyclones.

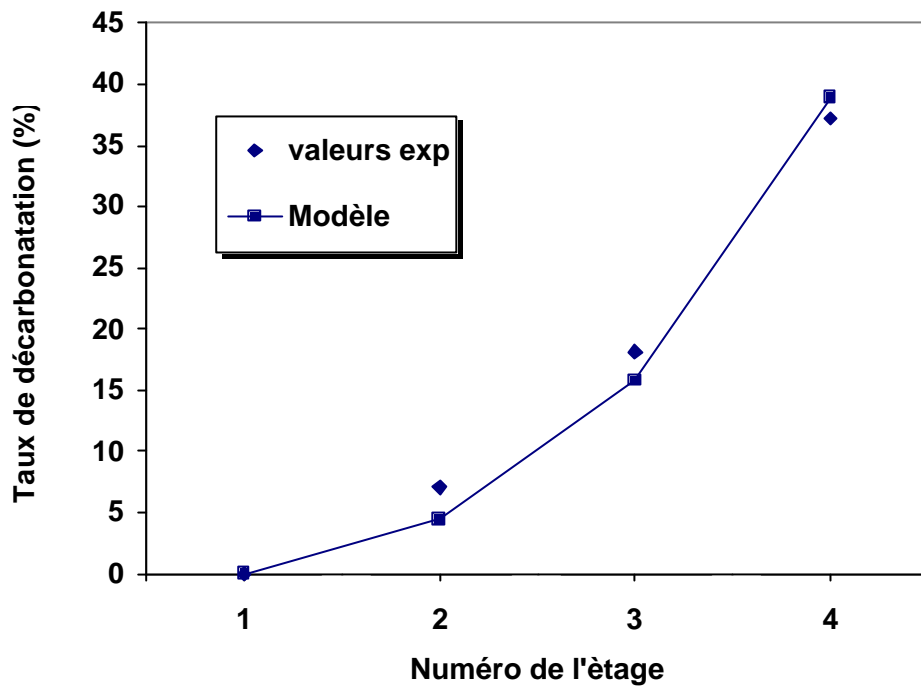


Fig IV.11 : Taux de décarbonatation du cru dans les étages du préchauffeur

Nous observons un écart moyen d'environ de 9% entre les valeurs estimées par le modèle et les valeurs expérimentales, cette bonne précision apprécie l'ensemble des équations proposées dans le modèle pour la cinétique de décarbonatation ainsi que la corrélation empirique du temps de séjour du réacteur cyclone.

10.1.2 Profile des pressions dans les étages du préchauffeur

Les pressions des étages, sont représentées sur la figure IV.12, l'écart est d'environ 2% sauf pour le premier cyclone où cet écart atteint 17%.

De ce fait, nous pouvons conclure que l'équation empirique permettant d'estimer la pression dans un étage du préchauffeur en le considérant comme un réacteur cyclone est appréciable sauf pour le premier car en réalité industrielle ce dernier est équipé d'un deuxième cyclone de dépoussiérage.

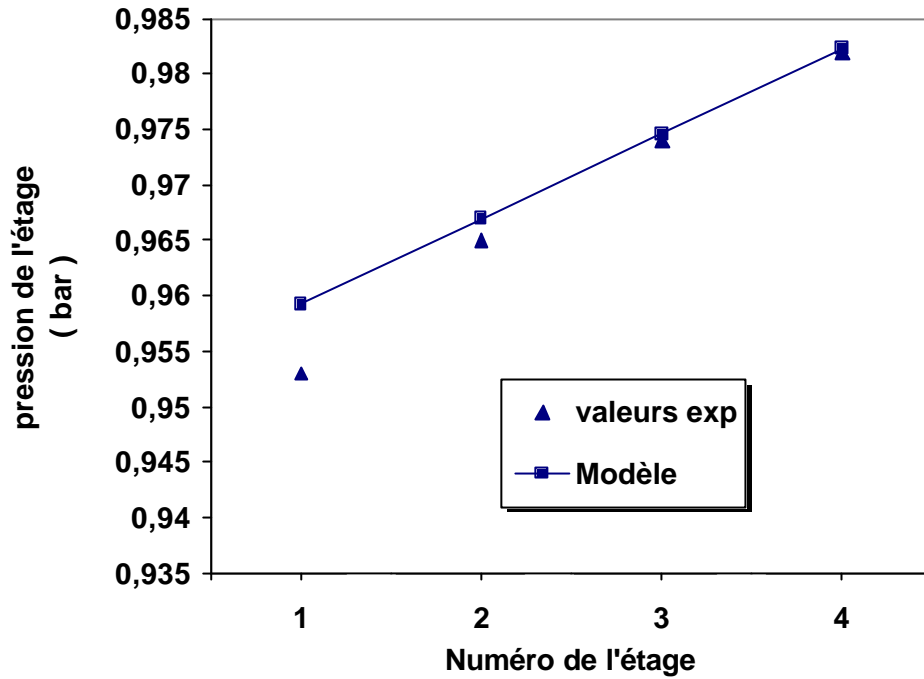


Fig IV.12 : Profile des pressions dans les étages du préchauffeur

10.1.3 Profile des températures des étages du préchauffeur

Nous représentons sur la figure IV.13 le profile des températures des étages du préchauffeur.

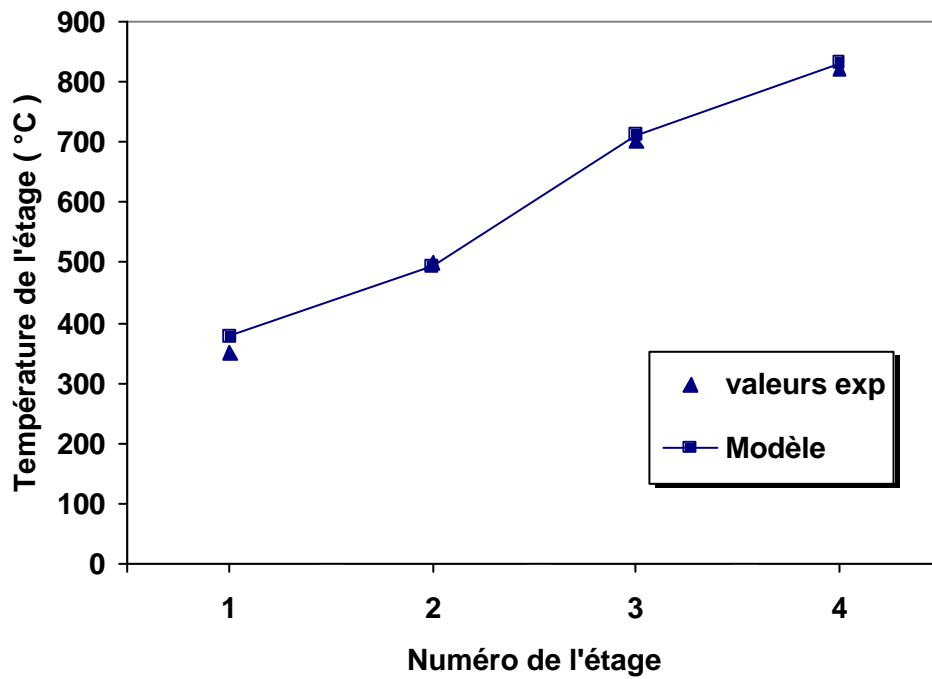


Fig IV.13 : Profile des températures des étages du préchauffeur

Nous remarquons pour ce paramètre qu'il y a une bonne concordance entre le modèle et les valeurs expérimentales où l'écart est d'environ 3% , donc la corrélation empirique qui nous a permis de calculer le coefficient d'échange thermique entre le milieu réactionnel et les parois internes des réacteurs cyclones semble appréciable pour les cyclones du préchauffeur .

10.1.4 Profil des températures des parois externes des cyclones du préchauffeur

Nous représentons sur la figure IV.14 l'évolution des températures des parois externes des cyclones. L'écart moyen est d'environ 7%. Ceci nous permet d'apprécier l'équation utilisée pour le calcul du coefficient de transfert thermique entre les parois externes du cyclone et l'air ambiant.

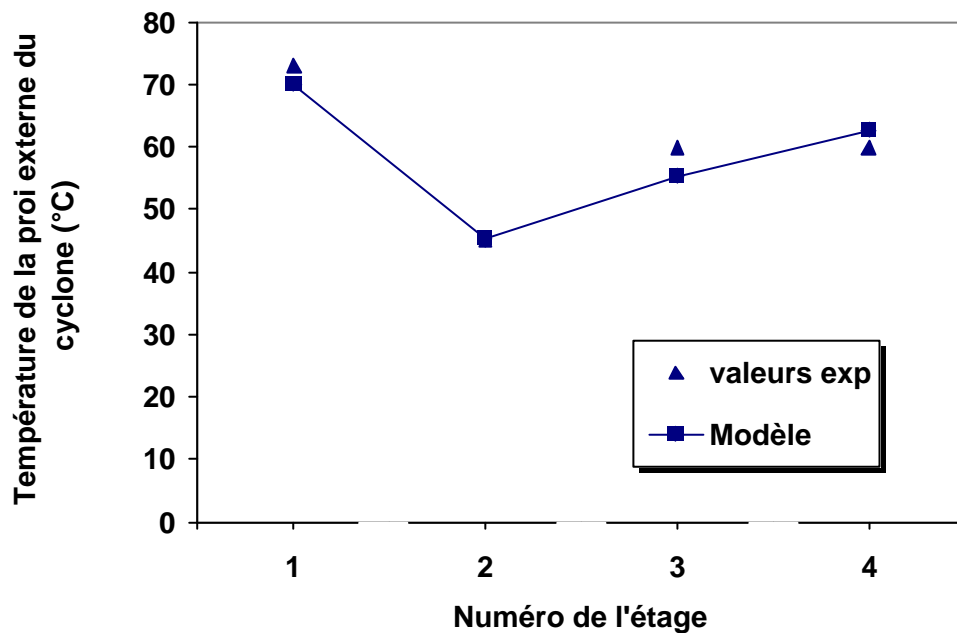


Fig IV.14 : Profil des températures des parois externes des cyclones

Dans la même représentation nous remarquons que la température des parois externes du premier cyclone est plus élevée que celle du deuxième car le premier cyclone est dépourvu de briques isolantes, d'où un transfert de chaleur vers l'extérieur plus important.

IV.10.2 Exploitation des résultats

En plus des résultats cités, le modèle nous permet de calculer un certain nombre d'autres paramètres dont l'intérêt est non négligeable.

Nous citerons comme paramètres importants dont la mesure expérimentale est parfois inaccessible : la quantité et la composition de poussières quittant le préchauffeur, l'efficacité de séparation des étages, ainsi que les débits solides et gaz à chaque sortie d'étage, que nous représenterons sur les figures suivantes.

10.2.1 Fractions massiques du CO₂ dans les étages du préchauffeur

Nous représentons sur la figure fig IV.15 les fractions massiques de CO₂ dans les étages du préchauffeur.

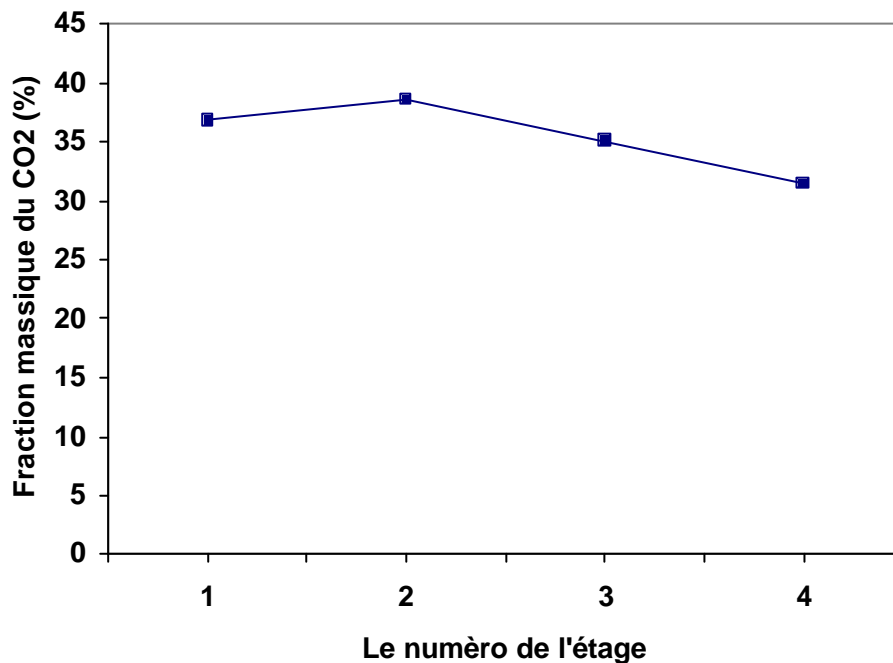


Fig IV.15 : Fractions massiques de CO₂ dans les étages du préchauffeur

Nous constatons que la quantité de CO₂ augmente en allant du bas vers le haut du préchauffeur puis elle diminue dans le premier étage ; ceci s'explique par le fait le CO₂ en provenance du four, une fois dans le préchauffeur et lors de son ascension s'enrichit de CO₂ dégagé des réactions de décarbonatation, puis il diminue en arrivant au premier où la décarbonatation n'a pas encore commencé.

10.2.2 Fractions massiques d'O₂ dans les étages du préchauffeur

Les compositions massiques d'O₂ dans les cyclones sont représentées sur la figure IV.16.

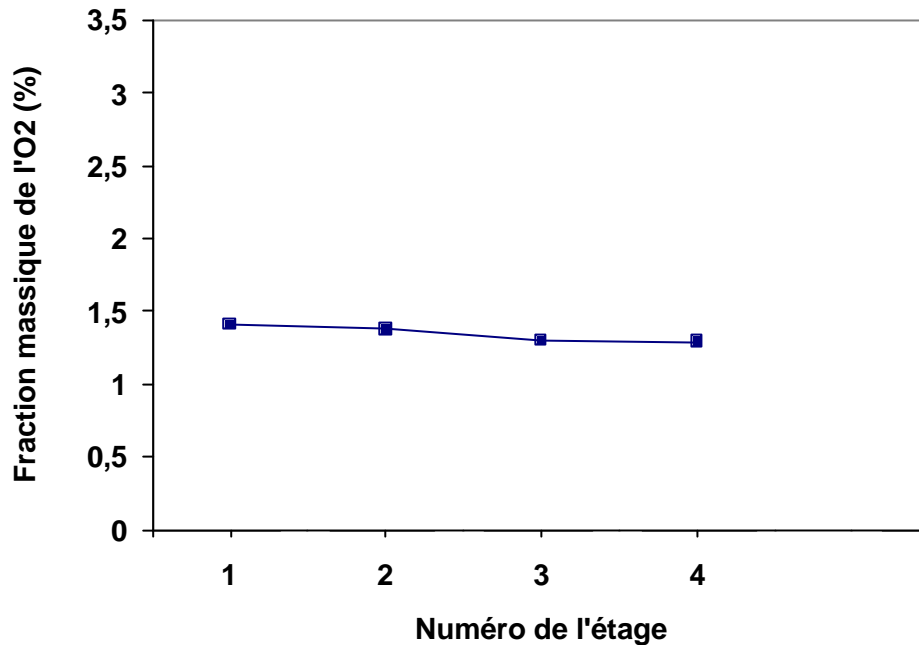


Fig IV.16 : Fractions massiques d'O₂ dans les étages du préchauffeur

Nous remarquons que la quantité d'O₂ augmente en partant du dernier vers le premier étage, ce résultat est en accord avec le procédé, car l'O₂ s'enrichit lors de son ascension dans le préchauffeur par l'O₂ contenu dans l'air faux infiltré à travers les inétanchéités des cyclones.

10.2.3 Débits massiques de gaz et de solides à la sortie des étages du préchauffeur

Les débits massiques des deux phases gaz et solide à la sortie des étages sont représentées sur les figures IV.17 et IV.18. Nous constatons que le débit du solide ; diminue du premier au dernier, car une partie du solide est transformée en gaz lors des réactions mises en jeu et une autre partie est entraînée par le gaz lors de son ascension.

Le débit du gaz, augmente du dernier au premier étage, car en montant dans les étages le gaz s'enrichit de CO₂ dégagé des réactions de décarbonatation, surtout dans le dernier où la décarbonatation est très importante, ajouté à cela la quantité de poussières entraînées par ces

gaz, comme nous pouvons le constater sur la figure IV.18 où la variation de débits est la plus importante entre le troisième et le quatrième étage.

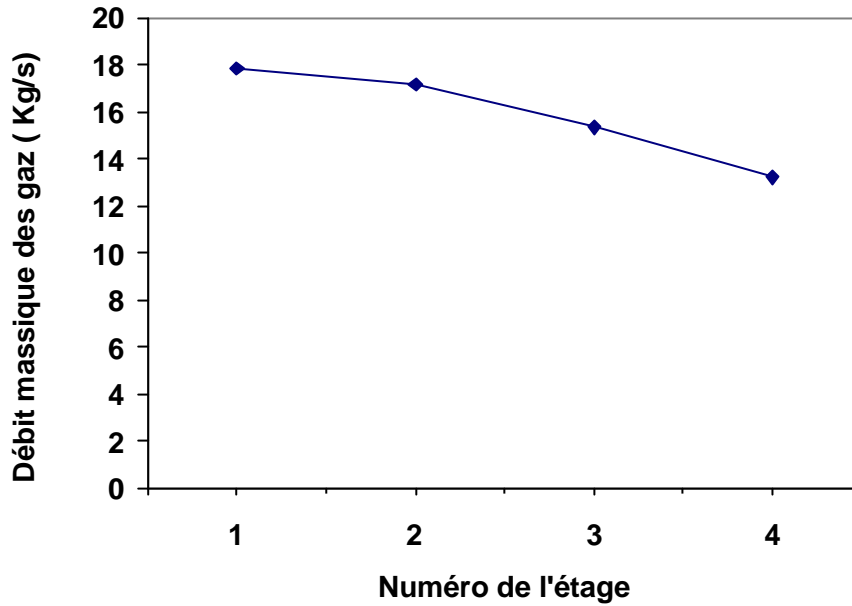


Fig IV.17 : Débits massiques des gaz à la sortie des étages du préchauffeur

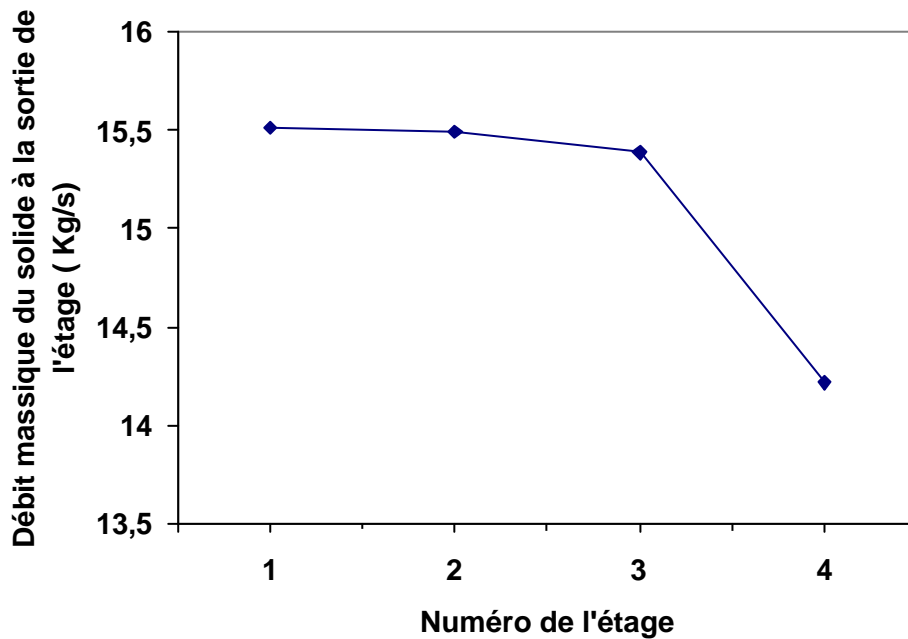
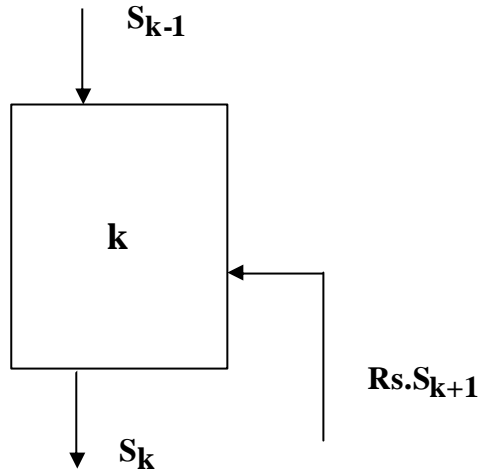


Fig IV.18 : Débits massiques du solide à la sortie des étages du préchauffeur

10.2.4 Degré de séparation des cyclones

Sur la figure fig IV.19 nous représentons le degré de séparation des cyclones que nous définissons comme suit :



Pour un étage " k " l'efficacité de séparation du cyclone est exprimée par :

$$h_{\text{séparation},k} = \frac{S_k}{S_{k-1} + R_s.S_{k+1}} \quad (\text{IV.44})$$

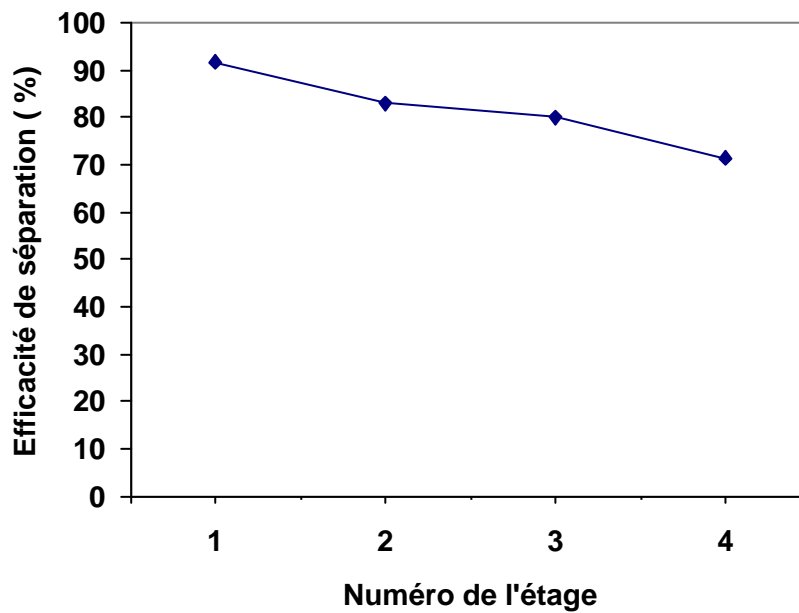


Fig IV.19 : Efficacité de séparation des cyclones du préchauffeur

D'après cette représentation nous constatons que l'efficacité de séparation est élevée dans le premier étage (93%) car ce dernier est équipé d'un deuxième cyclone dit de dépoussiérage, de plus on peut déterminer la quantité de poussières quittant le préchauffeur.

IV.10.3 Conclusion

Mis à part de quelques écarts observés sur quelques paramètres tels que les températures des parois externes des cyclones, nous pouvons dire que les résultats obtenus à partir du modèle semblent être en accord avec les mesures expérimentales

Dans l'ensemble, le modèle nous a permis d'accéder aux différents paramètres du procédé de préchauffage de la farine crue. La comparaison entre les paramètres déduits de ce modèle et les résultats expérimentaux a donné une bonne concordance.

Pour les températures des étages et des parois externes, l'écart est faible, ceci est dû à la méthode numérique adoptée (Newton - Raphson) qui donne des résultats assez satisfaisants pour les systèmes algébriques non linéaires.

Ce qui nous permet d'apprécier notre modélisation du préchauffeur à cyclones qui à partir d'équations de bilan de matière et de chaleur nous avons déterminé un certain nombre de paramètres inaccessibles expérimentalement au niveau de cimenteries algériennes.

Annexe A2 : Propriétés des constituants

A1-1 Enthalpies standards de formations des constituants solides à 298K

Les enthalpies standards de formation des différentes espèces chimiques solides intervenant dans le processus de conversion sont données dans le tableau suivant [50] :

Composé	Enthalpie standards (kJ/mol)
CaCO ₃	0
MgCO ₃	0
Al ₂ O ₃ . 2SiO ₂ . 2H ₂ O	-106.172
Al ₂ O ₃	0
SiO ₂	0
CaO	-3167.604
MgO	-2928.926
SO ₃	0
CaSO ₄	-2299.836
K ₂ O	0
Fe ₂ O ₃	0
Na ₂ O	0

**A2-2 les constantes des chaleurs spécifiques molaires
des différentes espèces [52]**

Composé	$C_p = A + B \cdot 10^{-3} \cdot T + C \cdot 10^{+5} \cdot T^{-2}$ (kJ/mol.K)		
	A	B	C
CO ₂	29.92	4.183	-1.672
N ₂	27.84	4.264	13.83
H ₂ O	29.971	3.010	1.517
O ₂	-	-	-
CaCO ₃	104.416	21.903	-25.916
MgCO ₃	77.832	57.684	-17.388
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O	240.225	147.554	-32.896
Al ₂ O ₃	114.657	12.791	-35.405
SiO ₂	29.795	7.979	-2.061
CaO	49.757	4.514	-6.939
MgO	49.935	3.139	-11.428
CaSO ₄	70.140	98.648	-
K ₂ O	72.105	-	-
Na ₂ O	66.153	43.823	-8.126
Fe ₂ O ₃	98.188	77.748	-14.839

A2-3 Les constantes des viscosités des gaz [52]

Gaz	$m = A + B.T + C.T^2$ (Pa.s) (T en K)		
	$A.10^{+7}$	$B.10^{+9}$	$C.10^{+13}$
H ₂ O	-31.89	41.45	-8.272
N ₂	30.43	49.89	-109.3
O ₂	21.96	65.79	-207.688
CO ₂	-19.79	55.00	-153.423

A2-4 Les constantes des conductivités thermiques des gaz [52]

Gaz	$l = A + B.T + C.T^2$ (W.m ⁻¹ .K ⁻¹) (T en K)		
	$A.10^{+3}$	$B.10^{+5}$	$C.10^{+13}$
H ₂ O	7.327	-10.12	17.97
N ₂	0.3912	9.798	-5.058
O ₂	0.024	-1.172	4.215
CO ₂	0.013	1.917	-1.148

A2-5 Masses molaire et volumique des gaz

Gaz	Masse molaire (g/mol)	Masse volumique à 298 K et 1 atm (kg/m ³)
H ₂ O	18	0.804
N ₂	28	1.250
O ₂	32	1.428
CO ₂	44	1.964

A2-6 Masse molaires des solides :

Composé	Masse molaire (g/mol)
CaCO ₃	100.09
MgCO ₃	84.31
Al ₂ O ₃ · 2SiO ₂ · 2H ₂ O	258.14
Al ₂ O ₃	101.96
SiO ₂	60.09
CaO	56.08
MgO	40.31
SO ₃	80.06
CaSO ₄	136.14
K ₂ O	94.20
Fe ₂ O ₃	159.69
Na ₂ O	61.98

A3- Calcul de la composition massique de la farine crue à partir des données des analyses de la matière première

Le but de cette annexe est d'évaluer la composition massique de la farine crue.

Pour ce calcul , nous avons besoin des données suivantes :

- Pertes aux feux ,PAF
- Débit massique de la farine crue humide F_0
- La composition massique de la farine humide donnée par les analyses $X_{i,e}$
- Taux d'humidité w_0 .

Or, le type de procédé de fabrication du ciment est un procédé par voie sèche (le plus utilisé dans l'industrie cimetièrè), donc nous avons calculer les compositions massiques correspondant à la farine crue dépourvue de son humidité.

* Débit d'humidité $W_0 = F_0 \cdot w_0$

* Débit de la farine crue sèche $S_0 = F_0 (1 - w_0)$

- Composition massique de la farine crue sèche $X_{i,0}$

$$X_{1,0} = X_{6,e} \frac{\frac{\alpha MS_1}{\theta}}{\frac{\alpha MS_6}{\theta}} \quad X_{2,0} = X_{7,e} \frac{\frac{\alpha MS_2}{\theta}}{\frac{\alpha MS_7}{\theta}}$$

Avec MS_i , la masse molaire de l'espèce solide i.

$$\text{Soit } a = X_{6,e} \frac{\frac{\alpha MG_1}{\theta}}{\frac{\alpha MS_6}{\theta}} + X_{7,e} \frac{\frac{\alpha MG_1}{\theta}}{\frac{\alpha MS_7}{\theta}}$$

Avec MG_i , la masse molaire de l'espèce gazeuse i

$$X_{3,0} = MS_3 \cdot (PAF - a) \quad X_{4,0} = X_{4,e} - (PAF - a) \cdot \frac{MS_3}{2 \cdot MS_4}$$

$$X_{5,0} = X_{5,e} - (PAF - a) \cdot \frac{MS_3}{MS_5}$$

$$X_{6,0} = X_{7,0} = X_{8,0} = 0$$

$$X_{9,0} = X_{8,e} \cdot \frac{MS_9}{MS_8}$$

$$X_{10,0} = X_{10,e}$$

$$X_{11,0} = X_{11,e}$$

$$X_{12,0} = 1 - \sum_{i=1}^{11} X_{i,0}$$

Annexe A4 Calcul de la composition du gaz provenant du four et le débit d'air faux

Nous supposons que l'air est composé en volume de : 79% de N₂, et 21% de O₂.

Soit w₄, le pourcentage de vapeur d'eau dans l'air est calcul par la relation d'Antoine

$$w_4 = g \cdot \exp\left(14.3 - \frac{5316.61}{T}\right)$$

γ, humidité relative (degré hygrométrique) γ ≈ 0.79,

$$w_3 = 0.79 \cdot (1 - w_4), \quad w_2 = 0.21 (1 - w_4)$$

$$\text{soit } a = 1 + \frac{\frac{\partial w_3}{\partial w_2}}{\frac{\partial w_3}{\partial w_2}} + \frac{\frac{\partial w_4}{\partial w_2}}{\frac{\partial w_4}{\partial w_2}}$$

$$V_3 = 7.98 \cdot \left(\frac{Gc}{2}\right); \quad V_4 = 2.23 \cdot \left(\frac{Gc}{2}\right)$$

Avec Gc est le débit du combustible (c'est une donnée) ;

$$V_2 = Y_{2,1} \cdot \frac{V_3 + V_4}{1 - Y_{1,1} - (a \cdot Y_{2,1})}; \quad V_1 = Y_{1,1} \cdot \frac{V_3 + V_4 + a \cdot V_4}{1 - Y_{1,1}};$$

Avec Y_{i,1}, est la fraction de l'espèce gazeuse i à la sortie du premier cyclone, donnée par les analyses.

$$G_1 = V_1; \quad G_2 = V_2; \quad G_3 = V_3 + V_2 \cdot \frac{\frac{\partial w_2}{\partial w_3}}{\frac{\partial w_2}{\partial w_3}}; \quad G_4 = V_4 + V_2 \cdot \frac{\frac{\partial w_2}{\partial w_4}}{\frac{\partial w_2}{\partial w_4}};$$

$$G_f = G_1 + G_2 + G_3 + G_4;$$

$$Y_{1,n+1} = \frac{G_1}{G_f};$$

$$Y_{2,n+1} = \frac{G_2}{G_f};$$

$$Y_{3,n+1} = \frac{G_3}{G_f};$$

$$Y_{4,n+1} = \frac{G_4}{G_f};$$

Le débit massique d'air faux est calculé par :

$$AF = G_f \frac{w_2 + Y_{2,1} - Y_{2,f}}{w_2 + Y_{2,f} - Y_{2,1}}$$

Annexe A5 Calcul de la composition massique du reflux solide entrant dans le préchauffeur , provenant du four

La composition du solide entraîné par le gaz entrant dans le préchauffeur , en provenance du four n'est pas accessible. Pour cette raison, nous allons supposer que la farine crue en sortant du préchauffeur , est environ à moitié (50%) décarbonatée ceci est justifié d'après les données de plusieurs tours de préchauffage , ce qui nous permet d'écrire:

$m_{i,n+1}$; masse du composé solide i que contient le reflux de poussière provenant du four

$$m_{1,n+1} = \frac{X_{1,0}}{2} \quad m_{2,n+1} = 0 \quad m_{3,n+1} = 0$$

$$m_{4,n+1} = X_{4,0} + X_{3,0} \cdot \frac{2 \cdot MS_4}{MS_3} \quad m_{5,n+1} = X_{5,0} + X_{3,0} \cdot \frac{MS_5}{MS_3}$$

$$m_{6,n+1} = X_{1,0} \cdot \frac{MS_6}{MS_1} \quad m_{7,n+1} = X_{2,0} \cdot \frac{MS_7}{MS_2}$$

$$m_{8,n+1} = 0 \quad m_{9,n+1} = X_{9,0} \quad m_{10,n+1} = X_{10,0}$$

$$m_{11,n+1} = X_{11,0} \quad m_{12,n+1} = X_{12,0}$$

pour le calcul des fractions massiques nous divisons la masse de l'espèce i , sur la somme des masses de tous les composés solides.

$$m_{n+1} = \sum_{i=1}^m m_{i,n+1}$$

$$X_{i,n+1} = \frac{m_{i,n+1}}{m_{n+1}}$$

Annexe A6 Evaluation du coefficient d'échange thermique entre la surface du cyclone et le milieu réactionnel

Le but de cette annexe est d'évaluer le coefficient d'échange entre la surface du cyclone et le milieu réactionnel.

Nous allons supposer que seul le gaz circule dans le cyclone et échange de la chaleur avec les parois, cet échange de fait par convection et par rayonnement.

On obtient alors h_f comme la somme de h_{cv} et de h_r , respectivement coefficient d'échange par convection et coefficient d'échange par rayonnement entre la surface et le gaz.

A6-1 Evaluation du coefficient d'échange convectif, h_{cv} :

Nous allons définir respectivement le nombre de Reynolds et de Nusselt dans le réacteur . Ces nombres sont évalués " en fut vide ", c'est à dire , sans tenir compte de la place occupée par le solide

$$Re = \frac{4 \cdot \rho_g \cdot v}{\pi \cdot a \cdot \mu_g}$$

$$Nu = \frac{h_{cv} \cdot a}{\lambda_g}$$

En optant pour la corrélation (équation IV.11), le coefficient d'échange calculé à l'aide de cette relation empirique $h_{cv} \approx 30 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

A6-2 Evaluation du coefficient d'échange par rayonnement, h_r

Ce sont principalement CO_2 et H_2O qui absorbent le rayonnement des parois du réacteur [52]. Le flux de chaleur par unité de temps et de surface reçu par le gaz est égal à :

$$Q_r = \delta \cdot \left(\alpha_g \cdot T_p^4 - \varepsilon_g T_k^4 \right)$$

Chapitre IV

Où σ est la constante de Stéfán -Boltzmann = $5.67.10^{-8} \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-4}$

α_g , le facteur d'absorption du gaz

ϵ_g , l'émissivité du gaz,

nous allons supposer que $\epsilon_g = \alpha_g$ on obtient alors :

$$Q_r = \delta \cdot \epsilon_g (T_p^4 - T_k^4)$$

Pour estimer l'influence du rayonnement sur le coefficient d'échange h_f , nous allons introduire un coefficient d'échange h_r tel que :

$$h_r = \frac{Q_r}{T_p - T_k}$$

on obtient, $h_r = \delta \cdot \epsilon_g \cdot (T_p^2 - T_k^2) \cdot (T_p + T_k)$

On obtient ϵ_g à l'aide d'abaques données par plusieurs auteurs [51]

ϵ_g est fonction de l'épaisseur du milieu de la température et de la nature du gaz , on suppose que :

on suppose que la température des parois est égale à la température du milieu réactionnel ,et est égale à la moyenne logarithmique de la température du premier étage et celle du dernier étage.

$$T_p = T_k = \frac{T_{n+1} - T_1}{\text{Ln}\left(\frac{T_{n+1}}{T_1}\right)} \approx 949\text{K}$$

$$\epsilon_g \approx 0.35 , \quad \text{d'où} \quad h_r \cong \delta \cdot \epsilon_g \cdot T_p^3$$

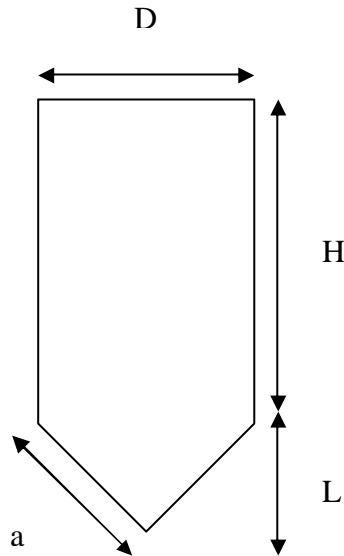
on obtient alors $h_r \approx 13.57 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$, on prend comme valeur approximative

$h_r = 14 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$. Nous allons prendre comme valeur approximative du coefficient de

convection **$h_f = h_{cv} + h_r \gg 44 \text{ W.m}^{-2} \text{ K}^{-1}$** .

A6-3 Calcul des surfaces des cyclones A_j , et les résistances des calorifuges R_j

A6-3.1 Calcul des surfaces des cyclones



$$A_j = p.D.H + p.D^2/4 + p.a.D/2$$

Pour les cyclones 1A, 1B $A_j = 74.126 \text{ m}^2$

Pour les cyclones 2A, 2B, 3A, 3B, 4A, 4B $A_j = 118.96 \text{ m}^2$

A6-3.2 Calcul des résistances des calorifuges R_j

la résistance thermique déduite sur la base du transfert de chaleur en régime permanent, unidimensionnelle, entre le milieu ambiant et la paroi externe des cyclones est calculée comme suit :

$$Q_{p_j} = \frac{T_{p_j} - T_0}{\frac{1}{A_j} \left(\frac{e_{BR}}{l_{BR}} + \frac{e_{BI}}{l_{BI}} + \frac{e_{Tole}}{l_{Tole}} + \frac{1}{h_e} \right)}$$

on peut donc déduire la résistance thermique :

$$R_j = \frac{1}{A_j} \left[\frac{e_{BR}}{\lambda_{BR}} + \frac{e_{BI}}{\lambda_{BI}} + \frac{e_{Tole}}{\lambda_{Tole}} + \frac{1}{h_{ext}} \right]$$

les conductivités thermiques λ_{BR} , λ_{BI} et λ_{Tole} sont estimées d'après [52] aux valeurs respectives de 1.22 kcal/h.m.°C, 0.18 kcal/h.m°C et 18.5 kcal/h.m.°C.

Il faut noter que le premier cyclone est dépourvue de briques isolantes.

- **Le premier cyclone**

$$R_1 = \frac{1}{74.126} \left[\frac{0.065}{1.2} + \frac{0.006}{18.5} + \frac{1}{14} \right] 3600 = 7.503 \text{ °C.sec.kcal}^{-1} = 1.795 \cdot 10^{-3} \text{ °C.W}^{-1}$$

- **Les autres cyclones**

$$R_j = \frac{1}{118.96} \left[\frac{0.065}{1.2} + \frac{0.065}{0.18} + \frac{0.006}{18.5} + \frac{1}{14} \right] 3600 = 15.604 \text{ °C.sec.kcal}^{-1}$$
$$= 3.733 \cdot 10^{-3} \text{ °C.W}^{-1}$$

Annexe A7 Evaluation du coefficient d'échange thermique entre la surface externe du calorifuge et le milieu extérieur

Le coefficient de convection h_e entre la paroi externe et le milieu ambiant est égal à environ $14 \text{ kcal/h.m}^2.\text{K}$ est calculé de la manière suivante :

En supposant que l'écoulement de l'air est turbulent, parallèle à la surface externe du préchauffeur ($Re > 5.10^{+5}$), h_e est calculé par le critère de Nusselt :

$$Nu = 0.332.Re^{1/2}.Pr^{1/3} \quad \text{pour un régime laminaire}$$

$$Nu = 0.296.Re^{4/5}.Pr^{1/3} \quad \text{pour un régime turbulent}$$

en remplaçant Nu par $Nu = \frac{h_e}{K}$ dans les deux corrélations, h_e devient :

$$h_e = \frac{K}{H} Pr^{1/3} \left[0.064.Re^{1/2} + 0.037 \left((5.10^{+5})^{4/5} - Re^{4/5} \right) \right]$$

en prenant comme température moyenne d'écoulement d'air :

$$T_m = \frac{T_p + T_0}{2} = \frac{30+60}{2} = 45^\circ \text{C}$$

où T_p est la température moyenne des parois externes, estimées d'après nos mesures à 60°C .

Les propriétés physico-chimiques de ce fluide sont :

$$\mu = 2.02.10^{-5} \text{ kg.sec/m}, \quad K = 0.029 \text{ W/m.}^\circ\text{C}, \quad \rho = 1.022 \text{ kg/m}^3, \quad C_p = 0.2487 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

en fixant une vitesse de l'air $u=7 \text{ m/s}$, le critère de Reynolds est calculé comme suit :

$$Re = \frac{r.u.D_H}{m} = \frac{1.022.7.2}{2.02.10^{-5}} = 6.86.10^{+5}$$

comme $Re > 5.10^{+5}$, le régime d'écoulement est donc turbulent, ainsi h_e est évalué à 13.62 , donc on peut l'estimer à $14 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$.

CONCLUSION GENERALE

Notre étude a consisté à apporter un outil d'optimisation et de commande au procédé de fonctionnement du préchauffeur à cyclones, d'une cimenterie à voie sèche.

Nous avons, en premier lieu recensé les informations concernant les préchauffeurs à cyclones. Ceci nous a permis de dégager les études cinétiques adaptées aux conditions de fonctionnement du procédé et de mettre en évidence les réactions, en particulier la décomposition thermique du carbonate de calcium.

Nous avons ensuite, par une meilleure prise en compte des phénomènes hydrodynamiques et thermiques orienté notre travail vers une modélisation du préchauffeur à cyclones.

Après une présentation du procédé et de son fonctionnement, nous avons proposé une modélisation du préchauffeur qui repose principalement sur la connaissance des cinétiques des réactions et sur la représentation macroscopique des écoulements des deux phases, ce qui nous a permis d'opter pour le modèle d'une cascade de mélangeurs parfaitement agités avec reflux du solide, en effet une étude bibliographique sur les cinétiques, le transfert thermique, permet de mettre l'accent sur l'effet qu'exercent la composition et la température du gaz ainsi que la pression des étages sur le déroulement de la conversion.

Afin de bien représenter les conditions réactionnelles nous avons écarté l'utilisation d'un modèle d'écoulement piston au profit d'un modèle de mélangeurs en cascade avec reflux. Les équations du modèle ont alors été constituées à partir de bilans de matière sur le gaz et le solide et d'un bilan thermique sur l'ensemble du préchauffeur.

Les résultats fournis par le modèle sont les températures des étages et les compositions du gaz et du solide dans chaque étage en connaissant les dimensions du préchauffeur, le débit et la composition de la farine crue, le diamètre moyen des particules solides dans la farine crue, la nature et l'épaisseur du calorifuge.

Ce modèle a été validé par comparaison entre les résultats expérimentaux et ceux calculés. Le modèle permet de prévoir la conversion du solide dans les conditions de fonctionnement très variées. Il met en évidence la forte interaction entre les cinétique, les échanges thermiques

et les écoulements. Cependant les bilans sont effectués en régime permanent, le modèle ne permet pas donc de prévoir le fonctionnement transitoire du procédé

Nous avons également mis en évidence l'importance du taux de reflux solide sur le déroulement de la décarbonatation, que nous avons calculé par une méthode numérique itérative, pour mieux l'identifier expérimentalement nous recommandons la mesure de la distribution du temps de séjour du solide dans les étages du préchauffeur.

L'amélioration de la qualité de la farine crue, c'est à dire sa composition , son homogénéité et la dimension de ses grains joue un rôle primordiale du la décarbonatation et la consommation énergétique.

L'infiltration d'air parasite à travers les inétanchéité des cyclones provoquent une diminution de la température du milieu réactionnel, ce qui influe négativement sur la décarbonatation qui nécessite un apport important en chaleur.

Les débits massiques solides et gazeux à la sortie des étages sont calculés à partir des bilans globaux sur les étages. Une adjonction d'un pyroclone favorise significativement la décarbonatation ainsi améliore la consommation énergétique du préchauffeur.