

**UNIVERSITE SAAD DAHLAB DE BLIDA 1**

**Faculté de Technologie**

Département de Génie des procédés



**Mémoire de Master 2**

Spécialité : Technologie des matériaux

**MODELISATION DE LA PRECALCINATION INDUSTRIELLE  
DE LA FARINE CRUE A CIMENT DE L'UNIT E DE MEFTAH**

**Présenté par: HAMZI Kamel**

**Encadré par : Pr D.TOUIL**

Blida, septembre 2015

## ملخص

يتمثل هذا البحث في استحداث نموذج للإحراق المسبق الصناعي لخليط قرينة الإسمنت بمصنع صناعة الإسمنت بالطريقة الجافة.

النموذج يعتمد على التمثيل العيني لجريان الغاز و الصلب و معرفة حركية التفاعلات من أجل هذا النوع من الطرق . معادلات النموذج مكونة من موازنة تفاعل مادة الغاز و الصلب و موازنة حرارية لنموذج حرق خليط قرينة الاسمنت المقترح.

النموذج المصحح بالنتائج التجريبية سمح لنا بحساب درجة حرارة الخليط غاز الصلب و معرفة مردودية حرق تفكك كربونات الكالسيوم. من أجل ذلك تم وضع برنامج لحساب هذا المردود و تجربته مع مختلف العوامل المؤثرة فيه.

## RESUME

Ce travail présente la modélisation de la précalcination industrielle de la farine crue a ciment d'une cimenterie par voie sèche.

Le modèle repose sur une représentation macroscopique des écoulements gaz-solide, avec la connaissance des cinétiques de réactions pour ce type de procédé.

Les équations du modèle sont constitués d'un bilan de matière sur le gaz et le solide réactionnel, et d'un bilan thermique sur le précalcinateur.

Le modèle validé par les mesures expérimentales a permis le calcul de la température du milieu réactionnel du mélange gaz-solide et du taux de décarbonatation de la farine

Un programme de calcul a été élaboré permettant le calcul du taux de décarbonatation de la farine crue a la sortie du précalcinateur et de tester leur sensibilité aux différents paramètres opératoires

# REMERCIEMENT

**Nous tenons a remercier en premier lieu \*الله\* le tout puissant de nous avoir donné le courage, la force et volonté pour réaliser ce projet de fin d'étude.**

**Nous tenons a remercier notre promoteur M TOUIL DJAMEL qui nous a aidé et guidé durant tout les périodes de ce mémoire, pour sa patience, sa rigueur scientifique et ses précieux conseils.**

**Nous tenons a exprimer aussi notre haute gratitude aux : Messieurs KHELIFA , MEKRACHI , ALLEL ET Mme ZERMANE pour avoir accepter de juger notre travail**

**En fin l'expression de notre profond respect va a tous ceux qui nous ont aidé et encouragé.**

## CONCLUSION GENERALE

De cette étude du précalcinateur de la cimenterie de Meftah nous pouvons retenir que la composition chimique de la farine à l'entrée et à la sortie de l'étage 4 du préchauffeur à cyclones et les données opératoires retenues sont analysées, relevées et mesurées expérimentalement.

Le modèle développé pour la calcination de la farine crue à ciment de ce type d'installation, basé sur la configuration macroscopique de l'écoulement gaz-solide, est validé par les mesures expérimentales. Il a permis le calcul de la température du milieu réactionnelle du mélange gaz-solide et du taux de décarbonatation de la farine.

S'appuyant sur ce modèle, nous avons élaboré un programme de calcul permettant entre autre le calcul du taux de décarbonatation de la farine crue à la sortie du précalcinateur. Les principaux résultats de simulation des tests de sensibilité du taux de décarbonatation aux différents paramètres opératoires, obtenus à partir du programme de calcul, nous ont permis de tirer les conclusions suivantes.

- La température du gaz entrant a une influence très significative sur le taux de décarbonatation. L'augmentation de la température du gaz implique l'augmentation de la différence de température qui commande le flux de chaleur échangé. D'autre part, cette augmentation de température accélère la réaction de décomposition de  $\text{CaCO}_3$ , ce qui engendre un important taux de décarbonatation.
- L'effet de l'augmentation du temps de séjour de la farine peut être expliqué, par l'efficacité de transfert thermique qui s'améliore, et qui favorise en conséquence la décomposition du carbonate de calcium
- La réaction de décarbonatation étant fortement endothermique, une augmentation progressive de la température de la farine permet d'avancer la réaction de décarbonatation.
- Le diamètre moyen des particules de la farine étant un paramètre d'influence de la cinétique de décomposition de  $\text{CaCO}_3$ , sa diminution est favorable au taux de décarbonatation. Toutefois, dans la pratique, et envers les contraintes de ce procédé, il apparaît donc certainement judicieux d'optimiser ce paramètre.

## TABLE DES MATIERES

### INTRODUCTION GENERALE

<b>1. PRECALCINATION INDUSTRIELLE DE LA FARINE CRUE A CIMENT.....</b>	<b>1</b>
1.1 Présentation de la cimenterie de Meftah.....	1
1.2 Procédé par voie sèche.....	1
1.2.1 Extraction et préparation de la farine crue.....	2
1.2.2 Concassage et broyage.....	3
1.2.3 Dosage et homogénéisation.....	3
1.2.4 Transport de la farine.....	4
1.3 Composition chimique de la farine.....	5
1.4 Cuisson du clinker.....	7
1.5 Système de préchauffage de la farine.....	9
1.5.1 Préchauffeur à cyclones.....	10
1.5.2 Les étapes de transformation de la farine crue dans le préchauffeur.....	11
1.5.3 Paramètres affectant le fonctionnement du préchauffeur.....	13
1.6 La Précalcination de la farine.....	13
<b>2. DESCRIPTION ET PARAMETRES OPERATOIRES DU PRECALCINATEUR DE L'UNITE DE MEFTAH.....</b>	<b>15</b>
2.1 Utilité du système de précalcination pour l'unité de Meftah.....	15
2.2 Description du Système de Précalcination.....	16
2.3 Processus de fonctionnement du Précalcinateur.....	17
2.4 Paramètres opératoires du Précalcinateur.....	18

### **3. MODELISATION DU PROCESSUS DU PRECALCINATION DE L'UNITE.....21**

3.1 Décomposition du carbonate de calcium .....	21
3.2 Cinétique de décomposition de $\text{CaCO}_3$ .....	21
3.3 Temps de séjour des particules solides dans le cyclone.....	22
3.4. Modélisation du cyclone 4 de la division A du préchauffeur.....	23
3.4.1 Choix du Modèle.....	23
3.4.2. Notation des différents flux de matière du modèle.....	24
3.4.3. Equations du modèle .....	25
3.4.4 .Hypothèses simplificatrices.....	28
3.4.5 Calcul du taux de décarbonatation dans l'étage 4 .....	29
3.5 .Résolution du modèle .....	30

### **4. RESULTATS ET INTERPRETATIONS.....31**

4.1 .Domaine de variation des paramètres opératoires étudié.....	31
4.2 Influence des variables opératoires sur le taux de décarbonatation.....	32
4.2.1 Influence du diamètre moyen des particules solide.....	32
4.2.2 Influence du temps de séjour des particules solides.....	32
4.2.3 Influence de la pression de $\text{CO}_2$ dans le précalcinateur.....	33
4.2.4 Influence de la température de la farine crue à l'entrée du Précalcinateur .....	34
4.2.5 Influence de la température des gaz provenant du four.....	35
4.2.6 Influence du débit gazeux des gaz provenant du four.....	36

### **CONCLUSION GENERALE**

### **REFERENCES**

### **ANNEXES**

## NOMENCLATURE

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

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

$AF$  : débit massique dair 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 ( $\mu m$ )

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

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

$H$  : hauteur de cyclone (m)

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

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

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

$K$  : constante cinétique ( $s^{-1}$ )

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

$MS_j$  : masse solide retenue dans chaque étage (kg)

$N$  : nombre d'étage

$Nu$  : nombre de nusselt

$R_k$  : rayon de cyclone(m)

$R_s$  : Taux de reflux solide (%)

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

$T_k$  : température du milieu réactionnel a l'étage  $k$  (k)

$T_{pk}$  : température de la paroi do cyclone a l'étage  $k$ (k)

$T$  : temps(s)

$T_s$  : temps 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 e la paroi du cyclone a a l'étage k(w)

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

$Y_{i, k}$  : fraction massique d'espèce gazeuse a l'étage k

Lettres Grecques

$\Delta H$  : variation d'enthalpie (kj.mol-1)

$\Delta T$  : variation de température (k)

$\mu_g$  : viscosité dynamique du mélange gazeau (kg.m-1.s-1)

$\mu_i$  : viscosité dynamique du gaz i(kg.m-1.s-1)

$\rho_{0i}$  : masse volumique du mélange gazeau a 273 et letm(kg.m-3)

$\rho_g$  : masse volumique du gaz i (kg.m-3)

$\delta$  : constante de Stephan-Boltzmann (=5.67.10-8w.m-2.k-4)

$v$  : coefficient stœchiométrique



## LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES ET TABLEAUX

Figure 1.1 Procédé de fabrication de ciment par voie sèche	2
Figure 1.2 Homogénéisation du mélange cru	4
Figure 1.3 Exemple d'une ligne de cuisson par voie sèche	8
Figure 1.4 Préchauffeur à cyclones KHD	11
Figure 1.5 Représentation d'un système de précalcination (Siedel et coll, 1980)	14
Figure 2.1 Schéma synoptique de la tour de préchauffage de l'unité de Meftah	16
Figure 2.2 Injection du gaz naturel au fond du cyclone 3	17
Figure 2.3 Processus de Précalcination de l'unité de Meftah	17
Figure 3.1 Représentation schématique du déroulement de la réaction de décomposition du $\text{CaCO}_3$ (Modèle de l'enveloppe)	22
Figure 3.2 Dimensions géométriques d'un cyclone	23
Figure 3.3 Représentation des flux de matière de l'étage 4 de précalcination	24
Figure 3. 4 Notation des flux de l'étage 4	25
Figure 3.5 Organigramme de résolution du modèle	30
Figure 4.1 Influence du diamètre moyen des particules solides sur le taux de décarbonatation	32
Figure 4.2 Influence du temps de séjour des particules solides sur le taux de Décarbonatation	33
Figure 4.3 Influence de la pression du $\text{CO}_2$ dans le précalcinateur	34
Figure 4.4 Influence de la température de la farine	34
Figure 4.5 Influence de la température du gaz à l'entrée du précalcinateur	35
Figure 4.6 .Influence du débit du gaz à l'entrée du précalcinateur	36

Tableau 1.1 Teneurs des oxydes dans le cru	5
Tableau 1.2 Composants secondaires d'une farine crue	7
Tableau 1.3 Différentes phases du clinker	9
Tableau 2.1 : Analyse chimique des matières premières et de la farine crue	18
Tableau 2.2 : Analyse granulométrique de la farine crue	19
Tableau 2.3 : Températures et Pressions de la farine crue et les gaz	19
Tableau 2.4 : Débits Alimentation farine crue et Production clinker	19
Tableau 2.5 : Composition massique de l'air	20
Tableau 2.6 : Composition massique du gaz naturel	20
Tableau 4.1 : Domaines de variations des paramètres opératoires	31

## CHAPITRE 1

### PRECALCINATION INDUSTRIELLE DE LA FARINE CRUE A CIMENT

Dans ce chapitre, nous présentons les grandes lignes du processus de fabrication industrielle de la farine crue à ciment, tout en précisant l'intérêt du procédé de la précalcination au cours de son passage dans le préchauffeur de préchauffage à cyclones.

#### 1.1 .Présentation de la cimenterie de Meftah

La société des ciments de la Mitidja (S.C.MI) est une entreprise algérienne filiale de groupe industriel des ciments d'Algérie GICA. En partenariat avec Lafarge, depuis juin 2008, la SCMI enregistre d'ailleurs une production historique de 500 000 tonnes ciment durant l'année 2011. La cimenterie est implantée dans la commune de Meftah, daïra de Meftah, wilaya de Blida. L'unité est située à 27 kilomètres d'Alger, localisée à proximité de la route nationale n° 29 reliant la commune de Meftah à celle de Khemis-El-Khechna à l'Est et l'Arbaa à l'Ouest.

#### 1.2 .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 1.1. 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 1.2 résume quelques avantages et inconvénients des trois techniques citées ci-dessous :

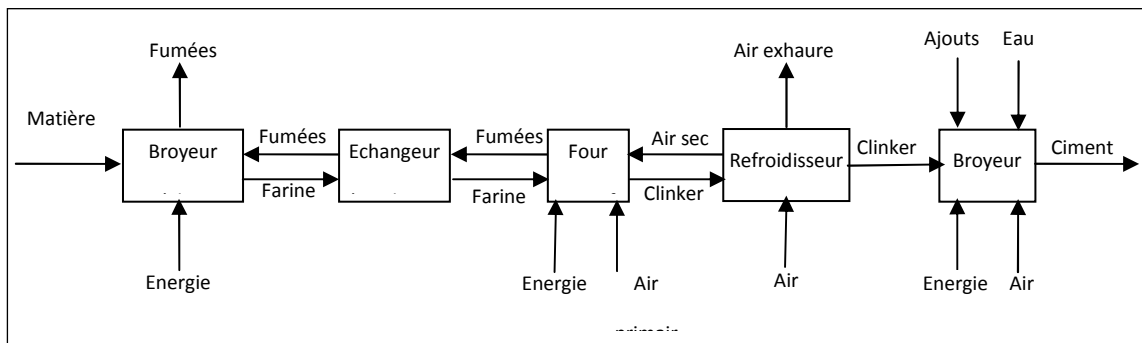


Figure 1.1 : Procédé de fabrication de ciment par voie sèche

### 1.2.1 .Extraction et préparation de la farine crue

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 procédé 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. Les processus d'élaboration ont profondément évolués au cours de ce siècle. Les procédés de fabrication du clinker par voie sèche supplantent progressivement les procédés par voie humide, semi- sèche et semi-humide. Les procédés par voie sèche constituent à ce jour les modes d'élaboration du clinker les plus modernes et les plus performants. On s'intéressera donc uniquement à ce procédé.

#### .Extraction de la matière première

Les matières premières utilisées en cimenterie sont extraites du sol par l'intermédiaire de carrières. Ces carrières sont généralement à ciel ouvert, car l'exploitation en est plus facile. Quelques rares usines qui exploitent certains bancs de composition particulièrement avantageuse sont obligées de travailler en carrière souterraine. Les méthodes d'extraction sont différentes suivant que l'on doit extraire un matériau tendre ou un matériau dur. Elles sont toujours mécanisées du fait de productions journalières rarement inférieures à 500 tonnes. Dans le cas des matériaux tendres, l'enlèvement de la matière peut se faire à l'aide de :

- Un excavateur à godets, se mouvant le long du front de taille
- Un ou plusieurs pelles mécaniques attaquant directement la roche

quant aux matériaux mi-durs ou durs, l'extraction s'effectue en deux temps :

- Forage de trous destinés à recevoir l'explosif
- Abattage de la roche

### Préparation de la farine crue

La préparation de la matière première destinée à passer dans le four constitue une étape forte importante de la fabrication du ciment. Cette préparation consiste essentiellement à :

- Réduire les matériaux à l'état de fines particules
- Doser les proportions
- Homogénéiser soigneusement l'ensemble des différents constituants employés dans les proportions fixés à l'avance

La première opération a pour but de rendre les matériaux chimiquement réactifs. La seconde réalise les conditions nécessaires à la formation du clinker.

### 1.2.2 .Concassage et broyage

Les matières premières doivent être réduites en poudres et séchés, les deux opérations s'effectuant simultanément. Rappelons qu'une poudre dont les grains ne dépassant pas 200 µm ne peut se manipuler facilement que si sa teneur en eau est inférieure à 1 ou 2%. Les matières premières utilisées en voie sèche contiennent généralement moins de 20% d'eau. Lorsque les matières sont particulièrement humides (plus de 15% d'eau), il peut être intéressant de sécher dès le concassage, en faisant circuler les gaz chauds dans l'appareil. Dans la plus part des cas, il suffit d'introduire les gaz chauds au moment du broyage. Les broyeurs à boulets fonctionnent le plus souvent en circuit fermé. Les broyeurs doivent sécher le cru dans la majorité des cas. Ils sont alors munis d'un foyer axillaire dont l'effet peut être renforcé par un apport de gaz chauds issus du refroidisseur ou du four.

### 1.2.3 .Dosage et homogénéisation

Lorsque les matières premières sont de qualité régulière, on effectue immédiatement après le concassage un dosage approximatif qui permet de s'approcher de la composition cherchée. Il ne reste plus ensuite qu'à mélanger les contenus de différents titres variés dans

les proportions recherchées. En pratique on s'aperçoit qu'une farine est plus difficile à homogénéiser qu'une pâte. Une farine demande des contrôles plus fréquents et des manipulations plus nombreuses. Elle exige généralement de disposer d'une importante batterie de silos. L'établissement d'un circuit de dosage dépend donc de la nature des matières premières. On devra choisir entre tous les schémas possibles, celui qui entraînera le moins d'investissements tout en produisant une farine de qualité convenable. Les deux premiers silos sont remplis, fréquemment analysés puis homogénéisés (figure I.2). Leur contenu est déversé (dans des proportions voulues) dans un nouveau silo où il subit une nouvelle homogénéisation. Un silo supplémentaire (3) permet de compenser de gros écarts accidentels dans l'alimentation. L'homogénéisation d'un silo peut être mécanique ou pneumatique.

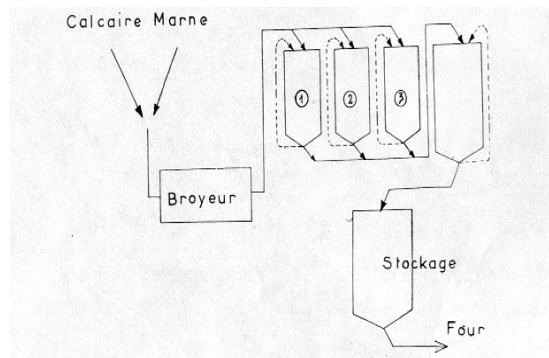


Figure 1.2 : Homogénéisation du mélange cru

#### 1.2.4 .Transport de la farine

Les farines sont généralement manipulées entre les différentes postes par des appareils à fonctionnement pneumatique comportant dans certains cas des organes mécaniques en mouvement, citons par exemple :

- Les pompes : la plus couramment utilisée est la pompe Fuller. Elle se compose d'une volute compartimentée d'un côté en tournant à 1000trs /min environ dans un carter fermé. L'air comprimé est introduit à la partie inférieure de ce carter. Le débit de poudre peut aller suivant les modèles de 5 à 150t/h. les besoins en énergie et en air dépendent de la longueur et de la dénivellation du transport.
- Les transporteurs sous pression : la poudre est transportée en moyen de l'air comprimé. Certains procédés font intervenir un répartiteur mécanique de poudre qui assure un écoulement continu. D'autres procédés travaillent par intermittence en chassant

par la détente de l'air comprimé la poudre contenue dans un récipient initialement rempli puis fermé.

- Les aéroglisseurs : elles sont constituées essentiellement par une plaque poreuse (métal, céramique ou tissu) traversée de bas en haut par de l'air (pression 300 à 600 mmCE) et sur laquelle s'écoule la farine fluidisée. La pente est de 3 à 5%.

### 1.3. Composition chimique de la farine

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 1.3 suivant :

Tableau 1.1 : Teneurs des oxydes dans le cru

Teneur %	Oxyde						
	CaO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	K <sub>2</sub> O, Na <sub>2</sub> O	SO <sub>3</sub>
Limite	60-69	18-24	4-8	1-8	< 5	< 2	< 3
Moyenne	65	21	6	3	2	1	1

Ce tableau indique les valeurs usuelles dans lesquelles s'inscrivent les compositions des crus de cimenteries dans leur 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 voulue. 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 pure).

- Les laitiers de haut fourneau, (sous-produit de la fabrication de la fonte).
- Les schistes, (issus du métamorphisme des argiles).

Actuellement se développent des méthodes d'analyse physique rapide qui permettent de connaître en continu, la teneur en composants de base de chacun des constituants de la matière crue. Toute indication de variation de cette teneur est conduite à une calculatrice qui modifie les débits en conséquence et maintient automatiquement la constance de composition chimique de la matière crue tout au long de sa préparation.

La qualité de la constitution de ce mélange cru peut être caractérisée par différents indices ou " modules " tels que : le standard de chaux et les modules silicique et alumino-ferrique.

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 et pour obtenir des résultats sensiblement équivalents. Le coefficient de Kuhl dit facteur de saturation est généralement retenu.

$$Kst = \frac{CaO}{2,8 SiO_2 + 1,1 Al_2O_3 + 0,7 Fe_2O_3} \quad (1.1)$$

CaO, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, SiO<sub>2</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 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.

Pour faciliter les réactions de clinkérisation, une phase liquide doit exister pendant une des étapes de la cuisson. Une relation entre les proportions de SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> et Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> doit être respectée, le module silicique définit cette relation.

$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3} \quad (1.2)$$



Ce module doit être maintenu constant pour obtenir un produit régulier. Sa valeur est comprise entre 2 et 3 pour un ciment Portland.

Le module alumino-ferrique 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. Ce module est donné par :

$$\text{MAF} = \frac{\text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3} \quad (1.3)$$

MAF est compris entre 1,8 et 2,8 pour tous les clinkers en général.

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 d'une farine crue industrielle sont cités dans le tableau 1.2

Tableau 1.2 : Composants secondaires d'une farine crue

Elément	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	Cl <sup>-</sup>	SO <sub>3</sub>	MgO
Teneur moyenne (%)	0,5 – 1,3	0,05 -0,5	0,01- 0,02	0,1 – 0,5	< 2

#### 1.4 .Cuisson du clinker

La cuisson est le processus de transformation de la farine crue en clinker, par un apport thermique suffisant, pour obtenir des réactions chimiques complètes conduisant à la formation des principaux composés de ce semi-produit (clinkérisation). Le procédé de cuisson (figure I.3) comporte :

- un système de préchauffage du cru
- une partie pour la décarbonatation
- une partie pour la clinkérisation
- un refroidisseur

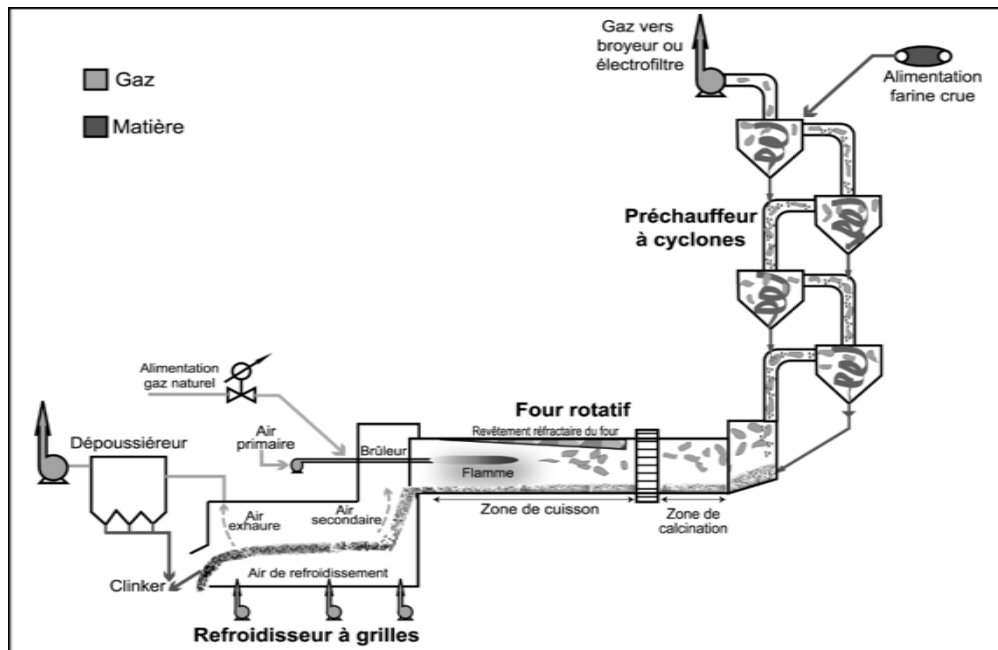


Figure 1.3 : Exemple d'une ligne de cuisson par voie sèche

Le préchauffage de la farine crue, ayant un refus au tamis de  $160\ \mu\text{m}$  (de l'ordre de 1 à 1,5%) et une humidité de 8 à 9%, s'effectue dans la partie supérieure du préchauffeur à suspension (cyclones). La décarbonatation a lieu dans la partie basse du préchauffeur et la partie amont du four rotatif. La clinkérisation se fait toujours dans la partie aval du four rotatif. Les gaz chauds sont produits dans le four par combustion de charbon, de fuel, de gaz ou de tout produit à haut pouvoir calorifique. Des ventilateurs situés après le préchauffeur et le refroidisseur véhiculent les gaz à travers ces installations. Après passage dans le préchauffeur, la farine progresse vers l'aval sous l'effet de la rotation et la pente du four. Au fur et à mesure de son acheminement, la matière s'échauffe jusqu'à clinkérisation vers  $1400$  à  $1500^\circ\text{C}$ . A la sortie du four, le clinker d'une forte hétérogénéité granulométrique ( $0,1 - 40\text{mm}$ ) tombe dans un refroidisseur où se produisent les échanges thermiques permettant une récupération de chaleur et le refroidissement du clinker. Le clinker comprend essentiellement les deux silicates de calcium  $3\text{CaOSiO}_2$  et  $2\text{CaOSiO}_2$ . L'aluminium et le fer passent, en majeure partie, à l'état de  $3\text{CaOAl}_2\text{O}_3$  et d'une solution solide de composition approximative  $4\text{CaOAl}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$ . Les proportions de ces éléments dépendent des carrières, du type de ciment fabriqué et du déroulement de la cuisson. Pour un clinker de ciment portland normal, on admet que :



Le clinker se compose essentiellement des 4 phases cristallines principales indiquées au tableau I.3 ci-dessous. Ces phases représentent environ 95% de la masse du clinker et sont constituées par les quatre oxydes CaO, SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> et Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. [2]

Les composants secondaires du clinker sont les oxydes MgO, SO<sub>3</sub> (sous forme de l'ion SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>), K<sub>2</sub>O, Na<sub>2</sub>O, Cl<sup>-</sup>, P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> et TiO<sub>2</sub>. Les abréviations C<sub>3</sub>S, C<sub>2</sub>S, C<sub>3</sub>A et C<sub>4</sub>AF 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.

Tableau 1. 3 : Différentes phases du clinker

Minéraux purs	Formules	Abréviation	Minéral présent dans le clinker	% dans le clinker
Silicate tricalcique	3 CaO SiO <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> S	Alite	45-65
Silicate bicalcique	2 CaO SiO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> S	Belite	10-30
Aluminate tricalcique	3 CaO Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>3</sub> A	Aluminate	5-15
Ferrite d'aluminium tetracalcique	4 CaO Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	C <sub>4</sub> AF	Alumino-Ferrite	5-15

### 1.5 .Système de préchauffage de la farine

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. A titre d'exemple nous décrirons ci-après le procédé du préchauffeur à cyclones le plus répandu.

#### 1.5.1 Préchauffeur à cyclones

La percée industrielle du procédé par voie sèche a été réalisée par le préchauffeur à cyclones. Ce préchauffeur comprend en principe de 4 à 6 étages, dont la disposition peut varier suivant les constructeurs (Humboldt, F.L.Smith, Polysius, etc....). Un exemple du préchauffeur KHD Humboldt est représenté en figure 1.4.

Les 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. Un ventilateur de tirage (ventilateur d'exhaure ou exhausteur) de grande puissance 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 munies 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.

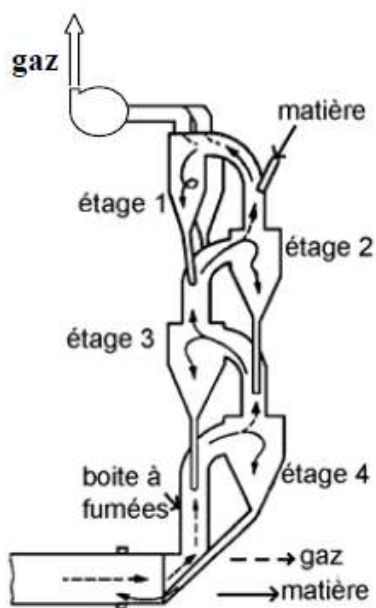


Figure 1.4 : Préchauffeur à cyclones KHD

Le temps de séjour de la farine dans le préchauffeur à cyclones à 4 étages est d'environ 20 à 30 secondes. 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.

#### 1.5.2. Les étapes de transformation de la farine crue dans le 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.

- 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  $\text{OH}^-$ , se produit entre 300 et 800 °C, selon la nature et la granulométrie de l'argile. Ainsi, la Kaolinite ( $\text{Al}_2\text{O}_3, 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) se transforme en Metakaolin ( $\text{Al}_2\text{O}_3, 2\text{SiO}_2$ ) entre 500 et 700 °C. A ce stade, les différents composés tels que  $\text{SiO}_2, \text{Al}_2\text{O}_3, \text{Fe}_3\text{O}_3$  s'activent et deviennent susceptibles de déclencher des réactions.

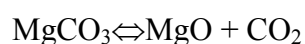
- La décarbonatation

Les carbonates de calcium, qui constituent près de 80 % du cru, sont décomposés lors du chauffage en oxyde de calcium (CaO) et  $\text{CO}_2$  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  $\text{CaCO}_3$  entre 800 et 900 °C. Dans la pratique, du fait de la présence des oxydes  $\text{SiO}_2, \text{Al}_2\text{O}_3, \text{Fe}_3\text{O}_3$  la dissociation thermique du carbonate de calcium commence dès 750 °C

La décomposition du carbonate de magnésium en MgO et  $\text{CO}_2$  est une réaction beaucoup moins intéressante pour la cuisson du clinker.



L'enthalpie de décomposition de  $\text{MgCO}_3$  à  $T = 350$  °C est d'ordre de  $\Delta H_{298\text{K}} = 1395$  kJ / kg

- Réactions en phase solide

Les réactions solides – solide sont des réactions lentes régies par les lois de diffusion. Le CaO formé par la décarbonatation entre 750 et 900 °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  $\text{C}_2\text{S}$  et de faibles quantités de CA et  $\text{C}_{12}\text{A}_7$ .

### 1.5.3 Paramètres affectant le fonctionnement du préchauffeur

- 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 enrichissements des phases volatiles. En raison du bas point de fusion des combinaisons alcalines (entre autres  $KCl$  770 °C,  $K_2SO_4$  1069 °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.

- 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, il se produit des mouvements circulaires de poussières entre ces étages en relation avec le comportement thermique de ces systèmes. En effet selon Frankenberger 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.

- 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.

### 1.6 .La Précalcination de la farine

Les principaux critères d'appréciation des préchauffeurs sont d'ordre thermique et il faut prendre en considération la perte de charge et le degré de décarbonatation. La perte de charge du préchauffeur détermine essentiellement la consommation d'énergie électrique de l'installation de cuisson. Le préchauffeur à cyclones a une consommation élevée de 20 à 22

kWh/t de clinker pour les installations KHD. La perte de charge de ce préchauffeur est comprise entre 5400 et 6400 N/m<sup>2</sup> (550 à 650 mm CE).

Par ailleurs, l'adjonction d'un précalcinateur au préchauffeur présente un effet bénéfique additionnel sur la performance énergétique du procédé. La précalcination consiste à reporter vers l'échangeur à cyclones (figure 1.5), l'essentiel de la phase de décarbonatation (90%) qui s'effectue dans le four. la décarbonatation s'effectue dans un précalcinateur placé entre le four et la tour des cyclones, où la farine est à partiellement décarbonatée.

La farine descend en passant de l'un à l'autre des cyclones dans la tour, elle passe dans une chambre de pré-calcination où elle va atteindre une température de l'ordre de 1000°C. Dans cette chambre de précalcination, on peut injecter jusqu'à 40% de la totalité du combustible utilisé dans le processus. Ceci permet de limiter les dimensions du four, tout en réalisant des productions

Le but principal du précalcinateur est d'augmenter le degré de décarbonatation de la matière à l'entrée du tube rotatif, de réduire la quantité relative de combustible et d'augmenter la capacité du four, d'où un effet positif sur la durabilité des revêtements du four.

Au Japon, 90% des fours rotatifs sont aujourd'hui équipés de systèmes de précalcination

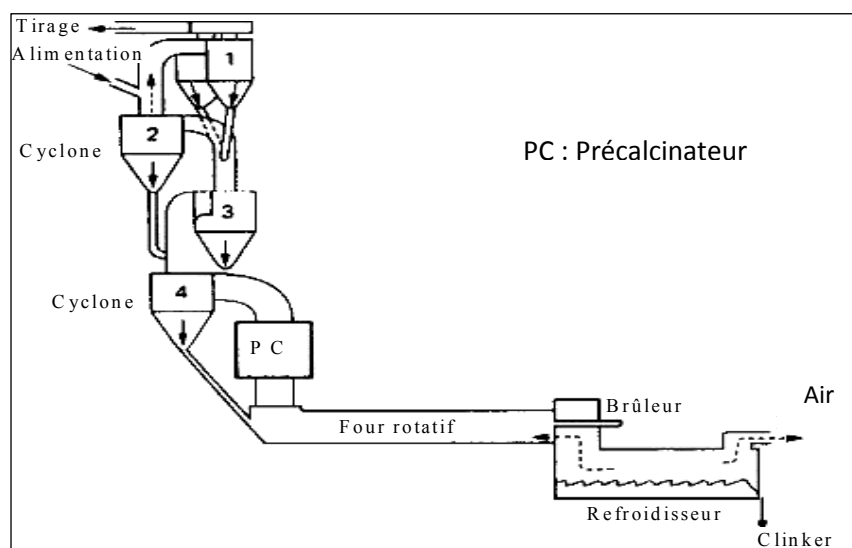


Figure 1.5 : Représentation d'un système de précalcination (Siedel et coll, 1980) [1]



## **CHAPITRE 2**

### **DESCRIPTION ET PARAMETRES OPERATOIRES DU PRECALCINATEUR DE L'UNITE DE MEFTAH**

Ce chapitre concerne la description du système de Précalcination de l'unité de Meftah. Nous donnons ensuite les paramètres opératoires de son fonctionnement relevés sur site.

#### 2.1. Utilité du système de précalcination pour l'unité de Meftah

Dans le but de rénover la ligne de cuisson existante du clinker à ciment de l'unité de Meftah, le partenaire industriel de cette cimenterie en occurrence le groupe Lafarge a installé un système de précalcination au sein de la tour de préchauffage à deux divisions de cyclones, dont le schéma synoptique est représenté en figure 2.1. L'adjonction de ce système de précalcination vise plusieurs objectifs :

- Evaluer l'augmentation de la production potentielle par injection de gaz naturel préchauffé
- Diminuer la charge thermique dans le tube du four nécessaire à la décarbonatation et améliorer la durée de vie du réfractaire
- Identifier les risques liés aux processus, essentiellement sur la sécurité des gaz

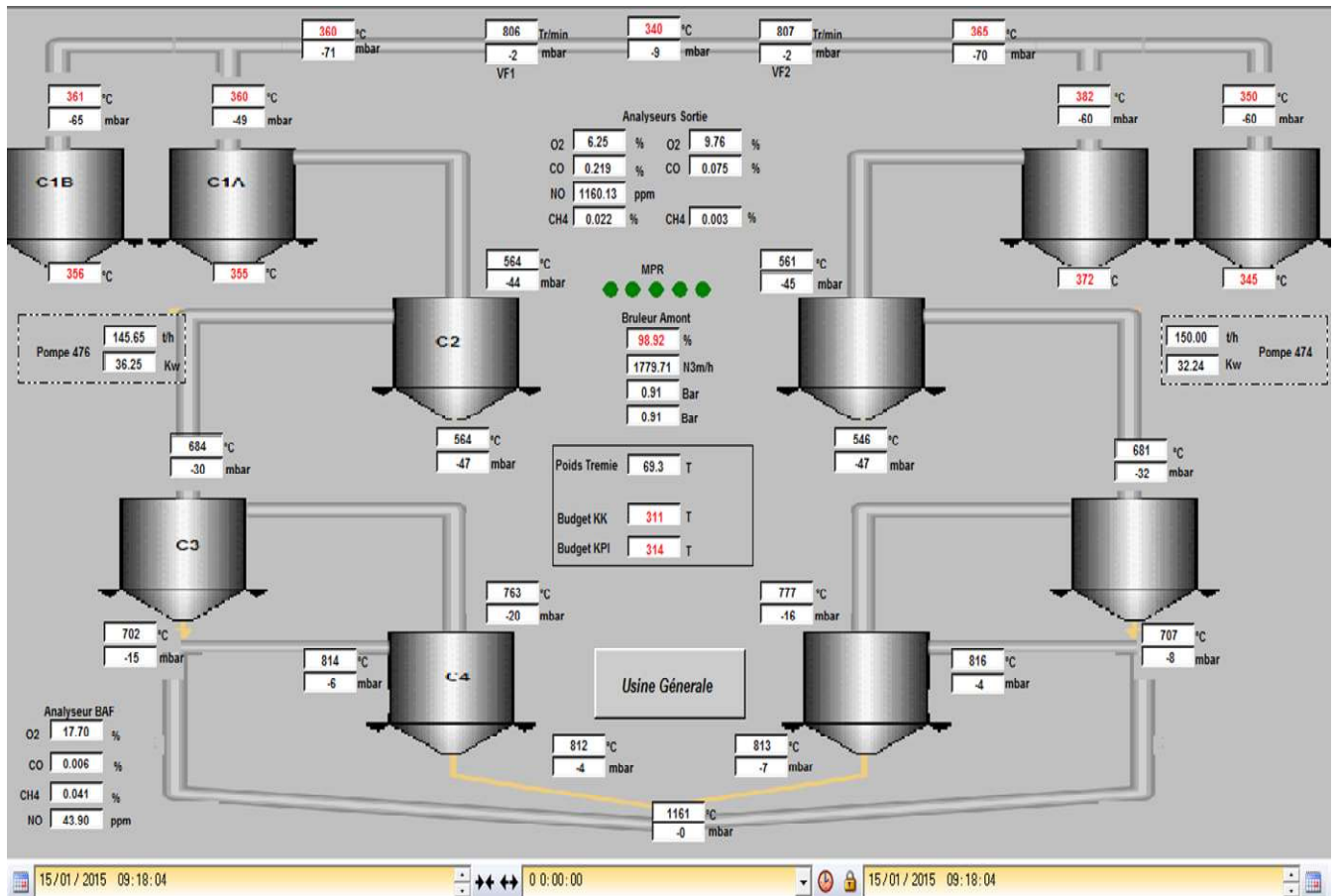


Figure 2.1 : Schéma synoptique de la tour de préchauffage de l'unité de Meftah

## 2.2 .Description du Système de Précalcination

La technique de précalcination proposée par Lafarge repose sur l'installation au fond du cyclone 3 et au-dessus de la colonne montante du cyclone 4 un injecteur de gaz naturel (figure 2.2). Cette injection directe du gaz naturel est assurée par un brûleur construit en acier réfractaire. Notons que ce système est dépourvu de la chambre de précalcination. En conséquence le temps de séjour de la farine dans la tour reste presque identique à celui sans précalcination.



Figure 2.2 : Injection du gaz naturel au fond du cyclone 3

### 2.3 .Processus de fonctionnement du Précalcinateur

La farine venant de l'étage 3 descend jusqu'au fond de la colonne montante sur un éclateur construit en béton et une tôle en acier réfractaire, l'éclateur joue le rôle d'éjecter la farine afin d'assurer un bon échange thermique avec les gaz venant du four et les gaz de combustion du bruleur (Figure 2.3). L'air chaud représente l'excès d'air injecté dans le bruleur principal du four rotatif

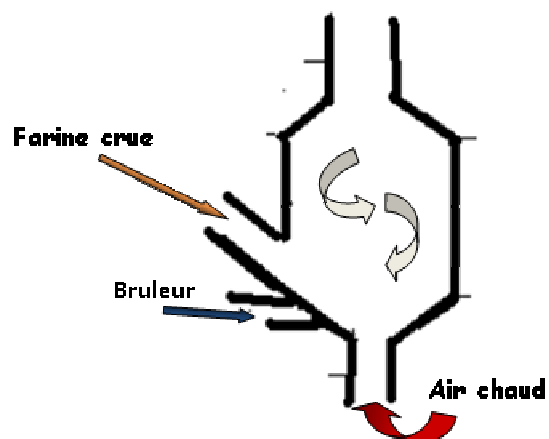


Figure 2.3 : Processus de Précalcination de l'unité de Meftah

#### 2.4 .Paramètres opératoires du Précalcinateur

L'identification et la caractérisation des différents produits mis en jeu nécessitent l'analyse de la matière, la mesure et le relevé sur site des données opératoires. Nous donnons ci-après les techniques et les méthodes de détermination de ces paramètres.

L'analyse de la farine crue à la sortie de chaque étage, de la division étudiée du préchauffeur, est effectuée au niveau du laboratoire de la cimenterie par dosage complexométrique, gravimétrique et de la perte au feu.

Le principe des dosages complexométrique 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 ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ), Hématite ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ), Chaux ( $\text{CaO}$ ) et Magnésie ( $\text{MgO}$ ).

La calcination totale de l'échantillon dans un four à 1000 °C permet la détermination du pourcentage en  $\text{CO}_2$ , en  $\text{H}_2\text{O}$  ainsi que celui des autres matières volatiles.

Le tableau 2.1 donne la composition chimique retenue pour celle de la farine crue à l'alimentation du préchauffeur et à la sortie des cyclones 3 et 4.

Tableau 2.1 : Analyse chimique des matières premières et de la farine crue (unité Meftah)

<b>Fraction massique</b>	<b>Calcaire</b>	<b>Argile</b>	<b>sable</b>	<b>Minerai de fer</b>	<b>Farine Cyclone3</b>	<b>Farine Cyclone 4</b>
<b>SiO2 (%)</b>	0.52	46.51	93.99	24.93	13,88	16,04
<b>Al2O3</b>	0.33	13.3	1.5	1.57	3,72	4,65
<b>Fe2O3</b>	0.11	7.13	0.6	53.96	1,85	2,42
<b>CaO</b>	55.44	9.75	1.51	7.56	3,07	9,534
<b>MgO</b>	0.5	2.1	0.14	0.31	0,118	0,36
<b>SO3</b>	0.01	1.26	0.41	0.34	1,602	2,96
<b>K2O</b>	0.02	2.09	0.33	0.16	1,14	1,63
<b>Na2O</b>	0.04	0.64	0.01	0.19	0,12	0,11
<b>PAF</b>	42.69	12.26	1.67	11.28	29,49	19,54
<b>Total</b>	99.66	95.04	100.16	99.64	54,98	57,25

Sur la base des résultats de l'analyse granulométrique par tamisage de la farine crue (tableau 2.2), le diamètre médian ( $d_{50}$ ) des particules de la farine est estimé à 30  $\mu\text{m}$ .

Tableau 2.2 : Analyse granulométrique de la farine crue (Unité de Meftah)

Ouverture tamis ( $\mu\text{m}$ )	1000	500	80	50	32	20	10
Refus (%)	0,85	2,97	13,17	17,71	10,17	29,58	25,55

Les températures de la farine crue et du gaz, à la sortie de chaque cyclone de la division de la tour de préchauffage, sont relevées sur les capteurs de températures

Les dépressions des gaz sont directement relevées sur les transmetteurs de pressions, installées dans les différents étages du préchauffeur. Le tableau II.3 donne les valeurs opératoires moyennes retenues.

Tableau 2.3 : Températures et Pressions de la farine crue et les gaz

Paramètres	Gaz combustion Sortie four	Gaz sortie cyclone 4	Injection gaz naturel Précalcinateur	farine sortie Cyclone 3	farine sortie Cyclone 4
Débit <sub>3</sub> (Nm <sup>3</sup> /h)	13000	–	1800		
Température (°C)	1161	777	816	707	813
Pression (mbars)	0,7	- 16	- 4		

Les débits de la farine d'alimentation et de production de clinker sont fournis au niveau de la salle d'enregistrement et de contrôle de l'unité. Ils sont rassemblés en tableau 2.4.

Tableau 2.4 : Débits Alimentation farine crue et Production clinker

Débit production du clinker (t/h)	Débit alimentation farine (t/h)	PAF %
125	300	35

La température de l'air ambiant, ainsi que son humidité relative, sont enregistrées directement sur un thermo hygromètre portatif. Par contre, la quantité pénétrante d'air faux dans

le cyclone 4 est déterminée à partir du pourcentage d'O<sub>2</sub> détecté sur les analyseurs d'oxygène, placés en bas et en haut de la division de la tour de préchauffage.

Par contre les températures de la farine crue et des parois externes du cyclone 4 sont mesurées au moyen d'un tycnotherme de type [Fe-CuNi] dont le domaine de température va de 0 à 300 °C.

Durant le relevé des paramètres opératoires, la température et le degré hygrométrique de l'air ambiant sont restés stables aux valeurs de 25°C et 70%. Nous donnons dans le tableau II.5 sa composition.

Tableau 2.5 : Composition massique de l'air

Composé	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
%	23	1	76

Par ailleurs, l'unité de Meftah utilise le gaz naturel comme combustible principal, nous donnons ci-après sa composition chimique et son pouvoir calorifique

Tableau 2.6 : Composition massique du gaz naturel

		Fraction massique	kJ/Nm <sup>3</sup>	kg/Nm <sup>3</sup>	kJ/kg
Methane	CH <sub>4</sub>	0,84	35,21	0,71	49,30
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,07	63,11	1,34	47,12
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,02	91,34	1,96	46,50
Butane	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	120,99	2,59	46,73
isoButane	IsoC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	119,56	2,59	46,18
isoPentane	IsoC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	143,09		
Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00	169,89		
Nitrogen	N <sub>2</sub>	0,06		1,25	0,00
Carbon dioxyde	C <sub>02</sub>	0,00		1,96	0,00
			<b>37,27</b>	<b>0,83</b>	<b>45,97</b>

## CHAPITRE 3

### MODELISATION DU PROCESSUS DU PRECALCINATION DE L'UNITE

Dans ce chapitre, nous développons les équations du modèle proposé pour la représentation du processus de précalcination de la farine crue à ciment dans l'unité de Meftah. Le modèle est basé sur les bilans massiques et thermiques sur le cyclone considéré du préchauffeur, en tenant compte de la connaissance des cinétiques des réactions mises en jeu.

#### 3.1 Décomposition du carbonate de calcium

Le carbonate de calcium  $\text{CaCO}_3$  se décompose en oxyde de calcium ( $\text{CaO}$ ) et en dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) selon la réaction suivante :



Cette réaction de décomposition hétérogène et réversible est fortement endothermique. Le calcul pratique montre que dans le domaine de température compris entre  $800^\circ\text{C}$  et  $1000^\circ\text{C}$ , la chaleur de décomposition peut être égale à  $\Delta h_{900} = 1660 \text{ kJ/kg}$  de  $\text{CaCO}_3$ .

#### 3.2 Cinétique de décomposition de $\text{CaCO}_3$

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  $\text{CaCO}_3$  et l'enveloppe de  $\text{CaO}$  qui s'est formé se touchent (figure III.1). Ce front de décomposition se déplace de la périphérie vers le centre à une vitesse déterminée. En même temps, il y a transfert de chaleur de l'extérieur vers le noyau et dégagement de  $\text{CO}_2$  vers l'extérieur. Cette réaction présente les 5 étapes suivantes :

- Transfert de la chaleur du milieu à la surface des particules (généralement par convection).

- Conduction de la chaleur à travers la couche déjà décomposée vers la zone de réaction.
- Réaction chimique dans la zone de réaction (avec utilisation de la quantité de chaleur apportée, dégagement de CO<sub>2</sub>, germination et recristallisation du CaO formé).
- Diffusion du CO<sub>2</sub> à travers la couche de CaO vers la surface des particules.
- Passage de matières de la surface des particules vers l'environnement.

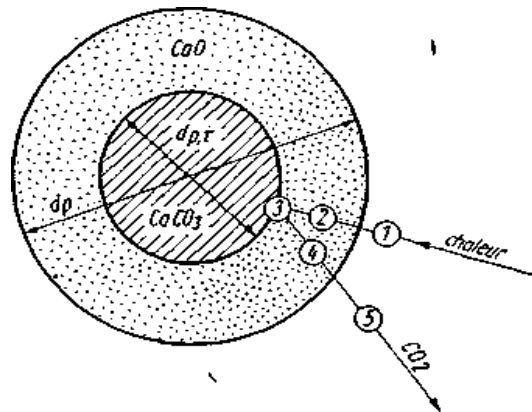


Figure 3.1 : Représentation schématique du déroulement de la réaction de décomposition du CaCO<sub>3</sub> (Modèle de l'enveloppe)

D'après Vostan, l'étape décisive est 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 [3]

### 3.3. Temps de séjour des particules solides dans le cyclone

D'après les travaux publiés dans ce domaine [4], le temps de séjour moyen des particules solides dans un réacteur cyclone est fonction de temps de chute libre de ces particules et surtout du critère de Reynolds  $Re_0$  calculé par la formule :

$$Re_0 = \frac{4G}{\pi d_0 \mu_g} \quad (3.2)$$

$\mu_0$  : la viscosité dynamique du gaz

G : le débit massique du gaz

$d_0$  : le diamètre hydraulique



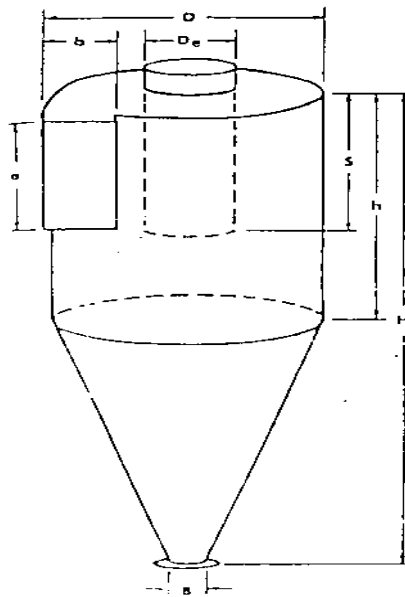


Figure 3.2 : Dimensions géométriques d'un cyclone

En négligeant le temps de séjour du gaz,  $t_{s_k}$  sera déterminé par la corrélation de Lédé et Coll (1989) [5], suivante :

$$t_s - t_0 = 4,11 \cdot 10^{-5} \text{Re}_0^{1,09} \quad (3.3)$$

$t_0$  est le temps de chute libre des particules solides.

### 3. 4. Modélisation du cyclone 4 de la division A du préchauffeur

Nous proposons ci-après un modèle basé sur l'écoulement des phases gaz et solide dans le cyclone circulant à contrecourant, en tenant compte de l'infiltration d'air parasite et les cinétiques des réactions mises en jeu.

#### 3.4.1 Choix du Modèle

Pour la représentation de la pré calcination de la farine crue dans le cyclone 4 nous proposons une modélisation, 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 cyclone.

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

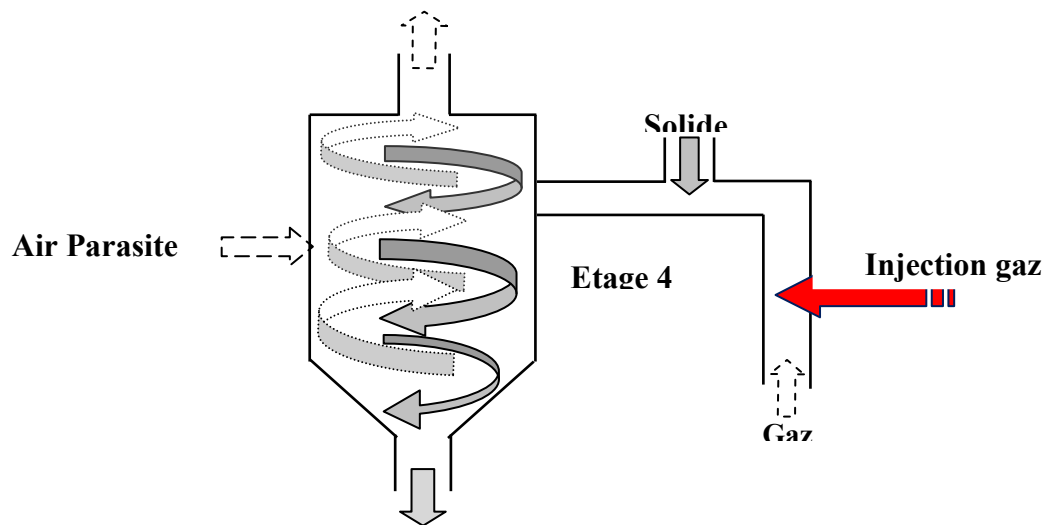


Figure 3.3 : Représentation des flux de matière de l'étage 4 de précalcination

#### 3.4.2. Notation des différents flux de matière du modèle

La notation des flux de matière traversant l'ensemble du cyclone 4 et sa conduite d'entrée du gaz est représentée en figure 3.3.  $F_3$ ,  $F_4$  ; les débits de farine à l'entrée et à la sortie,  $G_4$ ,  $G_5$ , les débits du gaz à l'entrée et à la sortie,  $G_n$  le débit injecté du combustible,  $P_5$ ,  $P_4$  les débits de poussières.

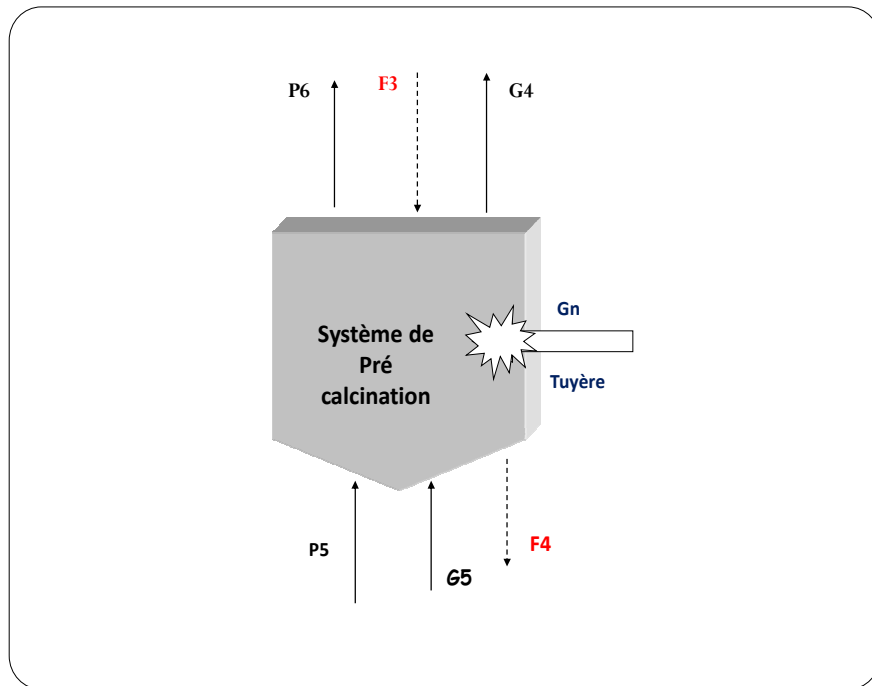


Figure 3. 4 : Notation des flux de l'étage 4

### 3.4.3. Equations du modèle

- Bilan massique sur le solide

$$F3 + P5 = F4 + P4 + Q_{CO_2} \text{ dégagé de la farine.} \quad (3.4)$$

La quantité de CO<sub>2</sub> dégagée lors de la calcination peut s'écrire

$$Q_{CO_2} = r_{CO_2} \cdot M_{\text{farine}} \quad (3.5)$$

$r_{CO_2}$  vitesse de réaction de CO<sub>2</sub> à l'étage 4

La quantité de matière séjournant dans le cyclone  $M_{\text{farine}}$  s'écrit :

$$M_{\text{farine}} = F_4 \cdot t_s \quad (3.6)$$

$t_s$  temps de séjour moyen de la farine dans l'étage 4

En supposant que P4, P5, peuvent s'écrire en fonction d'un même taux de reflux Rs, égal à 10% par :

$$R_s.F_4 = P_5 \quad (3.7)$$

$$R_s.F_3 = P_4 \quad (3.8)$$

Et Le bilan de matière sur la farine devient :

$$F_3(1-R_s) = F_4(1-R_s+r_{CO_2}.t_s) \quad (3.9)$$

En exprimant d'après Muller, Ohme et Schrader [3], la vitesse de la réaction  $r_{CO_2}$  par :

$$r_{CO_2} = A_{CO_2} \times \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{CO_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) e^{-\left(\frac{E_{CO_2}}{RT_4}\right)} \quad (3.10)$$

Et la constante cinétique modifiée  $k''$  par :

$$k'' = A_{CO_2} \times e^{-\left(\frac{E_{CO_2}}{RT_4}\right)} \quad (3.11)$$

L'équation finale du bilan de matière s'écrit sous la forme

$$(F_3-F_4). (1-R_s) = \frac{F_4}{dp} \left( \frac{1}{p_{CO_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) \times k'' . t_s \quad (3.12)$$

- Le bilan massique sur le gaz s'écrit

$$G_5 + AF + Q_{CO_2} + G_n = G_4 \quad (3.13)$$

En considérant que AF représente 4% de  $G_5$  [6], l'équation devient :

$$1.04 G_5 + G_n = G_4 - \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{CO_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) \times k'' \times F_4 \times ts \quad (3.14)$$

- Le bilan thermique sur l'étage (4)

$$F_3.Hf_3 + P_5.Hp_5 + G_5.HG_5 + Q_{\text{combustion}} =$$

$$F_4.Hf_4 + P_4.Hp_4 + G_4.HG_4 + Q_{\text{décom CaCO}_3} + Q_{\text{perte thermique}} \quad (3.15)$$

L'enthalpie spécifique de chaque flux de matière peut s'écrire sous la forme

$$H_i = H_{i(T_0)}^0 + \int_{T_0}^T C_p(T) dt \quad (3.16)$$

L'enthalpie  $H_i^0$ , la chaleur spécifique moyenne  $C_p(T)$ , la viscosité dynamique et la masse volumique du gaz  $\mu_g$ ,  $\rho_g$  en fonction de la température sont données en annexe 1.

La perte thermique s'écrit

$$Q_{\text{perte therm}} = h_4 \times A_4 \times (T_p - T_0) \quad (3.17)$$

$T_p$  et  $T_0$  température de la paroi externe du cyclone et le milieu ambiant

$A_4$  : surface moyenne d'échange du cyclone estimé à 180 m<sup>2</sup> (le détail du calcul est donnée en annexe 2)

$h_4$  : coefficient moyen global de transfert de chaleur entre la paroi externe de l'étage 4 et le milieu ambiant. Son estimation est donnée en annexe 5-1

D'autre part, la chaleur de décomposition du CaCO<sub>3</sub> peut s'écrire :

$$Q_{\text{décomp}} = Q_0 \times M_{\text{CaCO}_3} / M_{\text{CO}_2} \times r_{\text{CO}_2} \times M_{\text{farine}} \quad (3.18)$$

Soit,

$$Q_{\text{décomp}} = Q_0 \times 100/44 \times \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{CO_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) \times k'' \times F_4 \times ts \quad (3.19)$$

Par ailleurs, on peut exprimer la chaleur de combustion du gaz naturel assimilé au méthane en fonction du volume du gaz  $V_g$  dans le cyclone et le pouvoir calorifique inférieur PCI par :

$$Q_{\text{comb}} = r_{\text{CH}_4} \times V_g \times \text{PCI} \quad (3.20)$$

Soit,

$$Q_{\text{comb}} = r_{\text{CH}_4} \times \frac{G_5}{\rho_{G_5}} \times t_s \times M_{\text{CH}_4} \times \text{PCI} \quad (3.21)$$

$r_{\text{CH}_4}$ , la vitesse de réaction de combustion du méthane exprimée d'après [7] par :

$$r_{\text{CH}_4} = A \cdot T^a \cdot e^{\left(\frac{E_{\text{CH}_4}}{RT_4}\right)} \cdot (C_{\text{CH}_4})^b (C_{\text{O}_2})^c \quad (3.22)$$

La substitution des équations ci-dessus, donne pour le bilan thermique :

$$F_3 [C_{p_{\text{farine}}}(T_3 - T_0) - R_s \cdot C_{p_{\text{farine}}} \cdot (T - T_0)] + F_4 [R_s \cdot C_{p_{\text{farine}}}(T_{G_5} - T_0) - C_{p_{\text{farine}}}(T - T_0)] +$$

$$G_5 [C_{p_{\text{gaz}}}(T_{G_5} - T_0)] + A \cdot T^a \cdot e^{\left(\frac{E_{\text{CH}_4}}{RT_4}\right)} \cdot (C_{\text{CH}_4})^b (C_{\text{O}_2})^c \times \frac{G_5}{\rho_{G_5}} \times t_s \times 16 \times 10^{-3} \times \text{PCI}_{\text{CH}_4}$$

$$= G_4 \cdot C_{p_{\text{gaz}}}(T - T_0) + Q_0 \times 100/44 \times \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{\text{co}2.4}} - \frac{1}{p_{\text{e}4}} \right) \times k'' \times F_4 \times t_s + h_4 \times A_4 \times (T_p - T_0) \quad (3.23)$$

#### 3.4.4 .Hypothèses simplificatrices

Afin de simplifier le calcul, un certain nombre d'hypothèses ont été posés pour réduire quelques grandeurs inaccessibles expérimentalement et considérés comme variables inconnues dans les systèmes d'équations de bilans.

##### Hypothèse 1

La composition massique de la farine ( $F_3$ ) sortant du cyclone 3 vers le cyclone 4 est calculée en supposant que la perte au feu au niveau du C3 est estimée à 30%.

### Hypothèse 2

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

#### 3.4.5 Calcul du taux de décarbonatation dans l'étage 4

Le modèle étant établi, nous avons calculé les deux paramètres principaux : la température de la farine et son degré de décarbonatation ( $\varepsilon$ ) à la sortie de l'étage 4. Ce dernier est défini comme étant la quantité de  $\text{CaCO}_3$  décomposée à la sortie de cet étage par rapport à la quantité initiale introduite, et calculé par l'équation :

$$\varepsilon = \frac{F_3 - F_4}{(PAF_3) \cdot F_3 \cdot \frac{M_{\text{CaCO}_3}}{M_{\text{CO}_2}}} \quad (3.24)$$

### 3.5 .Résolution du modèle

L'organigramme de résolution du modèle est représenté en figure III.4. La résolution des équations du modèle est effectuée par la méthode itérative de Newton – Raphson, tenant compte de son test de convergence. Ce calcul suppose la connaissance de la température de l'étage qui sera initialisée puis recalculée dans la deuxième étape jusqu'à leur convergence.

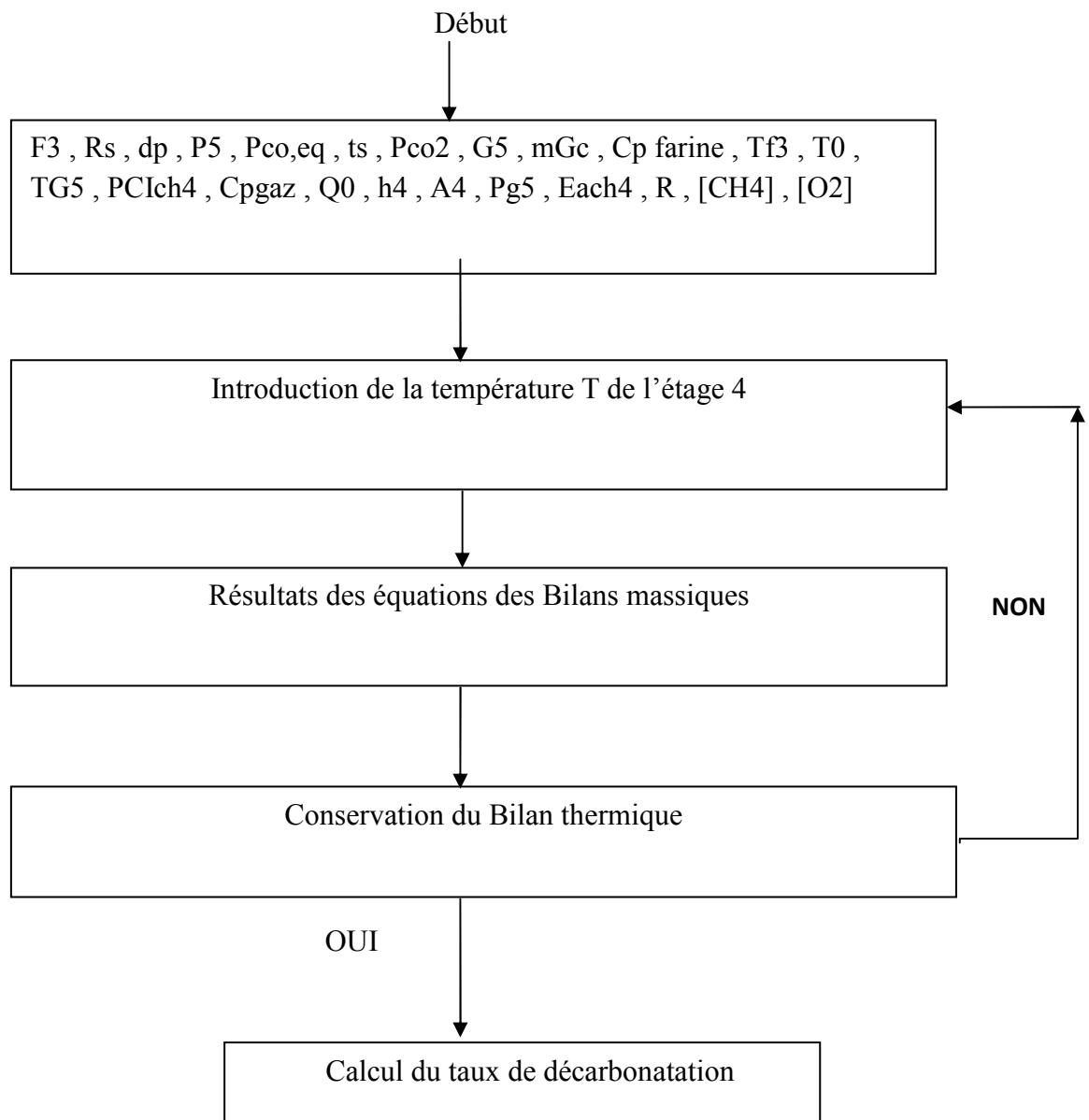


Figure 3.5 : Organigramme de résolution du modèle



## CHAPITRE 4

### RESULTATS ET INTERPRETATIONS

Ce chapitre sera consacré à l'utilisation du modèle développé pour dégager une série de tests de simulation. L'étude de la sensibilité du taux de décarbonatation, aux différentes variables opératoires permet d'identifier les paramètres qui contrôlent la performance de ce système de précalcination.

#### 4.1 .Domaine de variation des paramètres opératoires étudié

La sensibilité du taux de décarbonatation sera examinée sous diverses conditions opératoires de préchauffage de la farine crue. A cet effet, nous donnons au tableau 4.1 ci-après, les domaines réels de variation des paramètres opératoires à l'entrée du cyclone 4.

Tableau 4.1 : Domaines de variations des paramètres opératoires

<b>Paramètre</b>	<b>Unité</b>	<b>Domaine</b>
Diamètre moyen des particules de la farine	$\mu\text{m}$	10 ÷ 50
Temps de séjour des particules de farine	$\text{s}^{-1}$	1 ÷ 7
La pression du $\text{CO}_2$ dans le pécalcinateur	$\text{N/m}^2$	15000 ÷ 35000
Température de la farine crue à l'entrée	$^{\circ}\text{C}$	700 ÷ 900
Température des gaz provenant du four	$^{\circ}\text{C}$	900 ÷ 1200
Débit gazeux des gaz provenant du four	$\text{kg/s}$	25 ÷ 60

## 4.2 Influence des variables opératoires sur le taux de décarbonatation

### 4.2.1 Influence du diamètre moyen des particules solide

Comme nous l'avons mentionné au chapitre 3, la taille moyenne des particules de la farine est un paramètre qui peut avoir aussi une grande influence sur la cinétique de décarbonatation du carbonate de calcium. Sur la figure 4.1, est représentée l'évolution du degré de décarbonatation en fonction du diamètre moyen des particules. Le degré de décarbonatation est d'autant plus important que la taille des particules est faible, comprise entre 10 et 20 $\mu\text{m}$ . Cependant, une très faible taille de particules entraîne une farine finement broyée est plus légère et facilement entraînée par le gaz, ce qui conduit à une grande quantité de poussière dans le système. Par conséquent, la taille optimale des particules recherchée doit tenir compte de cette contrainte de fonctionnement.

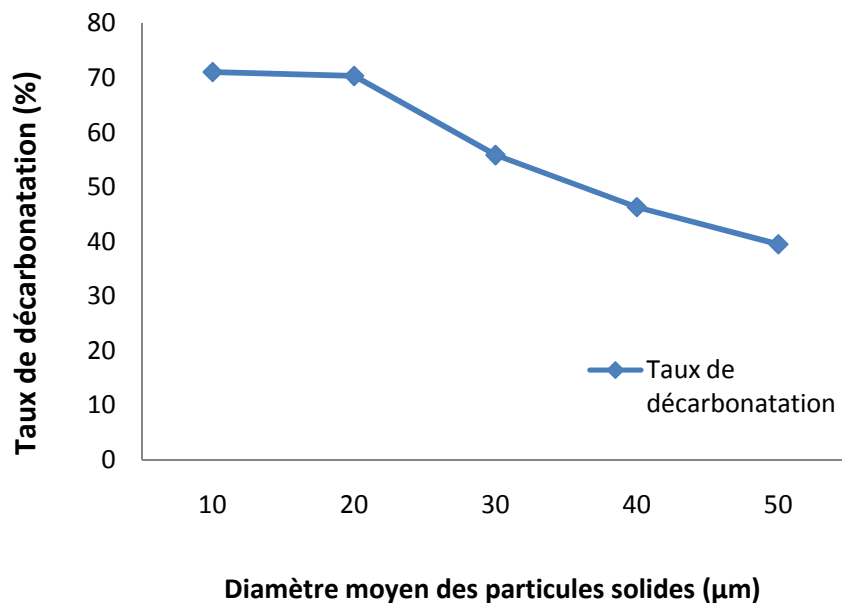


Figure 4.1 : Influence du diamètre moyen des particules solides sur le taux de décarbonatation

### 4.2.2. Influence du temps de séjour des particules solides

L'influence du temps de séjour des particules de la farine sur son taux de décarbonatation est représentée en figure (4.2). Le taux de décarbonatation augmente linéairement en fonction du temps de séjour. Une augmentation du nombre du temps de

séjour doit théoriquement augmenter la performance du système de précalcination du fait de l'augmentation de l'efficacité de transfert thermique entre le gaz et la farine. Notons que l'augmentation du temps de séjour sera conditionnée par une éventuelle installation d'une chambre de précalcination au bas du préchauffeur.

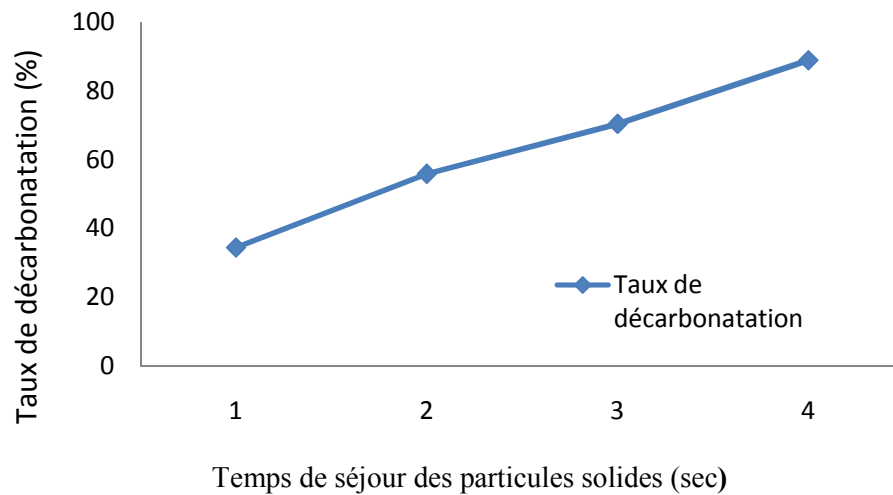
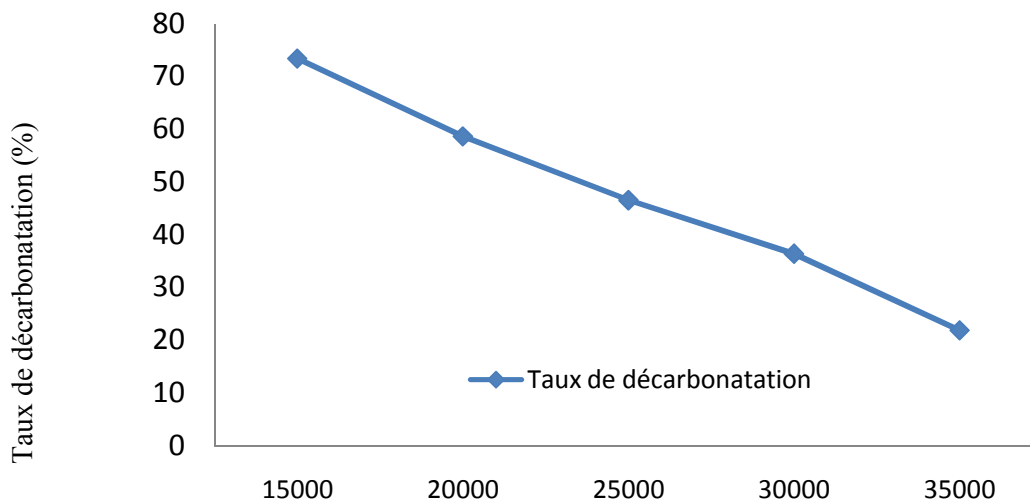


Figure 4.2 : Influence du temps de séjour des particules solides sur le taux de Décarbonatation

#### 4.2.3. Influence de la pression de CO<sub>2</sub> dans le précalcinateur

La figure 4.2 montre l'évolution du taux de décarbonatation en fonction de la pression du gaz entrant. Rappelons que la décarbonatation du carbonate de calcium est une réaction endothermique avec augmentation de volume due à l'apparition du CO<sub>2</sub> gazeux.

Ceci implique que l'augmentation de la pression est toujours défavorable à l'avancement de cette réaction. Ainsi, elle entraîne une diminution du taux de décarbonatation.



La pression du CO<sub>2</sub> dans le Précalcinateur (N/m<sup>2</sup>)

Figure 4.3 : Influence de la pression du CO<sub>2</sub> dans le précalcinateur

#### 4.2.4 .Influence de la température de la farine crue à l'entrée du Précalcinateur

La réaction de décomposition de CaCO<sub>3</sub> étant une réaction fortement endothermique, sa cinétique est sensible à l'augmentation de la température. En conséquence, le préchauffage de la farine au-delà de 700°C est toujours favorable à sa décomposition et sa décarbonatation, comme le montre la figure 4.4.

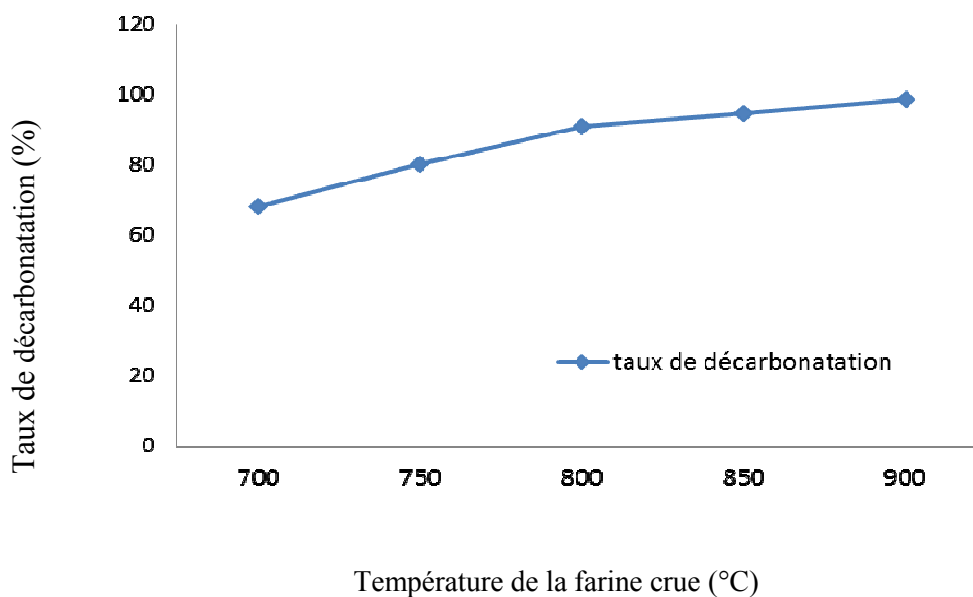


Figure 4.4 : Influence de la température de la farine

#### 4.2.5 .Influence de la température des gaz provenant du four

La température du gaz entrant est un paramètre très influant sur la cinétique de la décarbonatation de  $\text{CaCO}_3$ . A cet effet, la figure IV.5 montre que le degré de décarbonatation de la farine à la sortie du préchauffeur augmente considérablement avec la température du gaz; par exemple, à  $1200^\circ\text{C}$  on constate que le degré de décarbonatation atteint la valeur de 80%. L'augmentation de la température du gaz entraîne nécessairement un grand écart de température entre la farine et le gaz, en conséquence un important flux thermique d'échange de chaleur et une meilleure décarbonatation.

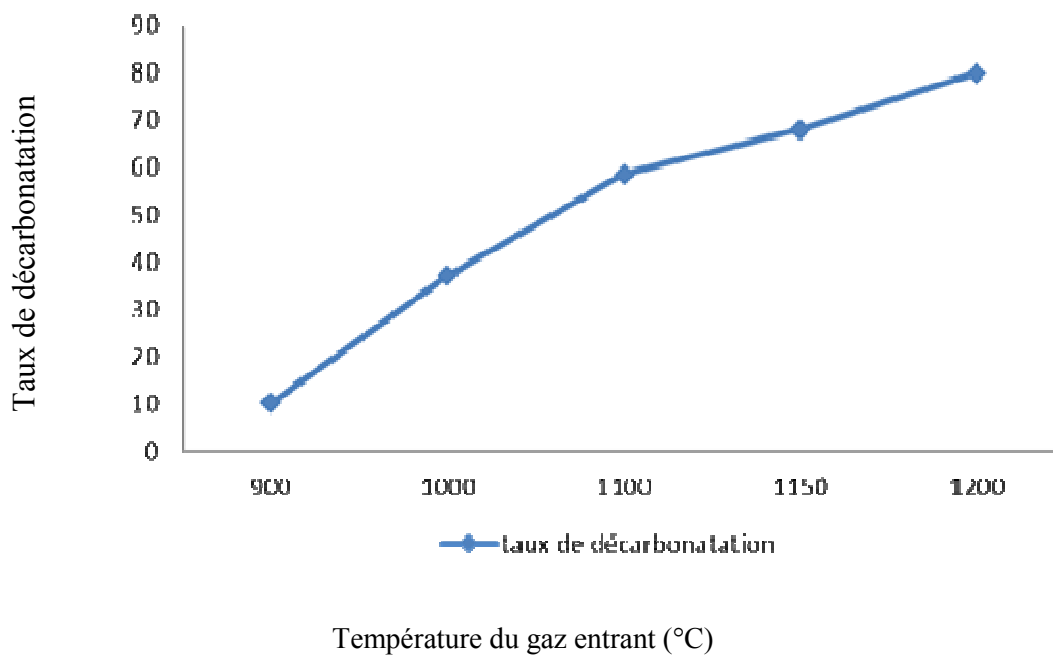


Figure 4.5 : Influence de la température du gaz à l'entrée du précalcinateur

#### 4.2.6 .Influence du débit gazeux des gaz provenant du four

Le rapport des flux de capacité thermique (mcp), entre le gaz et la farine est considéré comme un paramètre important de l'efficacité de leur échange thermique à contre courant (Kunii et Levenspiel, 1991) [8]. La symétrie de cet écoulement étant définie par un rapport égal à 1 (Feidt, 1996) [9], l'augmentation du débit du gaz engendre une augmentation de ce rapport, ce qui augmente donc le flux thermique associée à la dissymétrie d'écoulement gaz-solide et en conséquence le taux de décarbonatation..

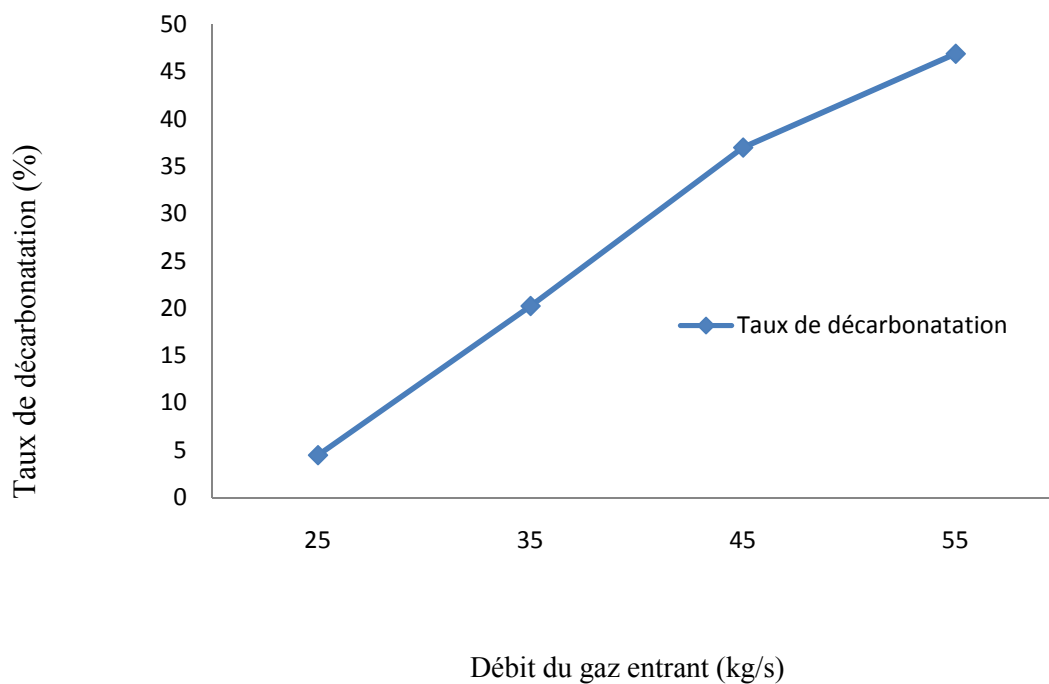


Figure 4.6 .Influence du débit du gaz à l'entrée du précalcinateur

## INTRODUCTION GENERALE

La plupart des développements en matière de pyrotechnique pour la fabrication du ciment des dernières années concernaient les calcinateurs. Tous les calcinateurs des cimenteries algériennes actuelles sont dotés de systèmes de combustion au gaz naturel. A sa fonction originale de calcination de la farine crue (80% calcaire, 20% argile) est venue s'ajouter les caractéristiques principales de la combustion du gaz naturel qui sont l'inflammation et la combustion complète. Ceci constitue un défi particulier pour la conception des calcinateurs étant donné qu'un allumage et une combustion complète fiables du combustible impliquent souvent des caractéristiques de conception contraires aux exigences d'une décarbonatation aussi uniforme que possible.

Le procédé du système de précalcination de l'unité de Meftah, faisant l'objet de cette étude, met en œuvre un préchauffage accompagné de la réaction de décomposition du carbonate de calcium nécessaire à la décarbonatation de la farine crue. L'étude nécessite sa modélisation afin d'examiner la performance de son fonctionnement, associé à l'échange thermique entre la farine et le gaz, et à la réaction de décarbonatation, sous différentes conditions opératoires. Le modèle repose sur une représentation macroscopique des écoulements gaz-solide avec la connaissance des cinétiques de réactions pour ce type de procédé. Le modèle permet ainsi de réaliser l'étude paramétrique en vue de l'optimisation énergétique, environnementale et productive.

En termes de retombées, le modèle de ce procédé servira de base à la simulation statique des systèmes de précalcination de la farine crue à ciment, permettant :

- d'obtenir en très peu de temps une configuration quasi-optimisée de la précalcination de la farine crue à ciment pour la réduction de la consommation spécifique d'énergie.

- de choisir les réglages et les conditions de fonctionnement des précalcinateurs afin de limiter les dysfonctionnements et les arrêts fréquents de ces installations.
- ce modèle pourra aussi potentiellement être inclus dans les systèmes de contrôle avancés pour faciliter l'analyse en ligne et le diagnostic du procédé.



## REFERENC ES

1. Seidel, G., H. Huckauf et S. Jochen, 1980, Technologie des ciments, chaux, plâtres Processus et installations de cuisson, Septima, Paris.
2. Michel Pigeon, Professeur , Hydratation du ciment Portland et structure de la pâte hydratée , Université Laval
3. Muller, A.Uohmek : Kinetische Unter Suchungen Zur Karziumkanonatzg Hab (1975)
4. S.K.Kang, T.W.Kwon And S.D.Kim : Hydrodynamique Characteristics Of Cyclone Reactor, Powder Technologie, 58 (1989).
5. J.Lede, H.Z.Li Et J.Villermoux :The Chem Eng J,42 (1989),Pp 37-55.
6. Professeur Touille.D : Analyse Energétique Dans L'unité De Ciment De Sour El Ghozlane , Thèse De Magister – Usthb (1993)
7. Dr Pascaline Pre-Goubelle : Contribution A L'étude Expérimentale Et A La Modélisation De La Combustion Du Gaz Naturel En Réacteur A Lit Fluidise, Thèse De Doctorat Toulouse 1997
8. Fluidization Engineering. Front Cover. Daizo **Kunii**, Octave **Levenspiel**. Butterworth-Heinemann, **1991** - Science
9. Energy Optimization in Process Systems and Fuel Cells, Feidt, 1996

## ANNEXE 1 PROPRIETES DES CONSTITUANTS

### A1-1 Masses molaires et volumiques des gaz

Gaz	Masse molaire (g/mol)	Masse volumique a 298 K et 1atm (Kg/m3)
H2O	18	0.804
N2	28	1.250
O2	32	1.428
CO2	44	1.964

### A1-2 Les constantes des chaleurs spécifiques molaires des différentes espèces

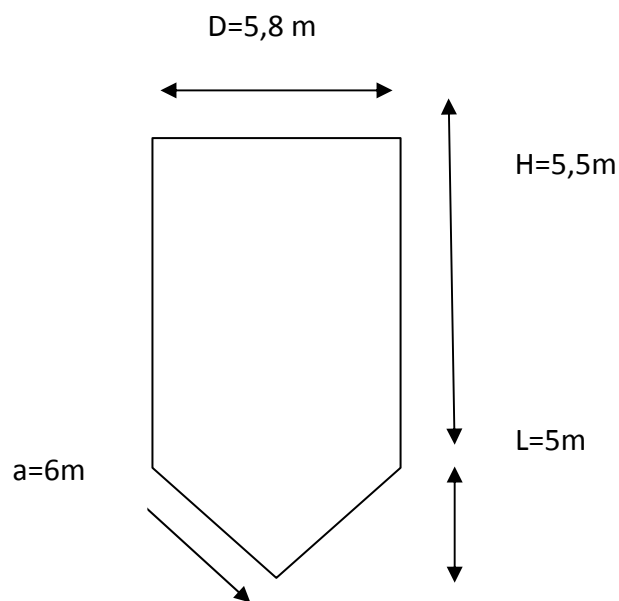
Composé	$C_p = A + B \cdot 10^{-3} \cdot T + C \cdot 10^{-5} \cdot T^2$ (K.J/mol.K)		
	A	B	C
CO <sub>2</sub>	29,92	4,183	-1,672
N <sub>2</sub>	27,84	4,264	13,83
H <sub>2</sub> O	29,971	3,010	1,517
O <sub>2</sub>	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	104,416	21,903	-25,916
MgCO <sub>3</sub>	77,832	57,684	-17,388

### A1-3 les constantes des viscosités des gaz

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

## ANNEXE 2 CALCUL DE LA SURFACE DU QUATRIEME CYCLONE A4 ET DU TEMPS DE SEJOUR DES PARTICULES SOLIDES

### A2-1 Calcul de la surface de quatrième cyclone A4



$$A_4 = \pi \cdot D \cdot H + \pi \cdot D^2 / 4 + \pi \cdot a \cdot D / 2 \quad ; \quad A = 180\text{m}^2$$

Les propriétés physico –chimique de ce fluide soit :

$$\mu = 2,02 \cdot 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{sec} / \text{m} \quad , \quad K = 0,02 \text{ w} / \text{m} \cdot ^\circ\text{c} \quad ; \quad \rho = 1,022 \text{ kg} / \text{m}^3 \quad ; \quad C_p = 0,2487 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{c}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho g V d}{\mu g} = \frac{1,022 \cdot 7,2}{2,02 \cdot 10^{-5}} = 6,86 \cdot 10^5$$

A2-2 Calcul du temps de séjour des particules solides :

$$T_s - t_0 = 4.11 \times 10^{-5} \times Re_0^{1.09}$$

$$\text{Avec } t_0 = \sqrt{\frac{2 \times h}{g}} = \sqrt{\frac{2 \times 11}{9.81}} = 1,5 \text{ sec}$$

$$\text{Donc } t_s = 1,5 + 4.11 \times 10^{-5} \times Re_0^{1.09}$$

$$T_s = 1,5 + 4.11 \times 10^{-5} \times (6,86 \times 10^5)^{1.09}$$

$$\mathbf{T_s = 02 \text{ sec}}$$

### ANNEXE 3 CALCUL DE DEBIT DE LA FARINE A L'ENTREE DU PRECALCINATEUR

Le but de cette annexe est de faire calculer le débit de la farine crue a l'entrée du précalcinateur, pour ce calcul nous avons besoin de :

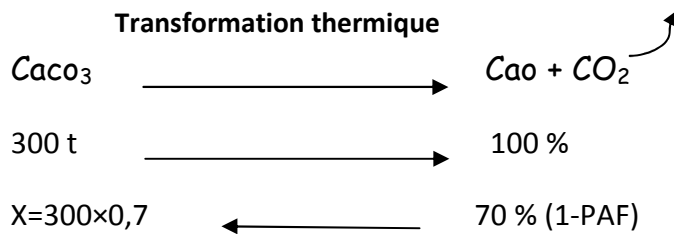
Débit massique de la farine d'alimentation

La perte au feu PAF au niveau du cyclone 3

Donc alimentation four de 300 t/h (farine)

PAF =30% pratiquement au niveau de laboratoire de la cimenterie

La réaction de décarbonatation de  $\text{CaCO}_3$



$$F_3 = 210 \text{ t/h}$$

Pour une division de la tour de préchauffage

$$F_3 = 105 \text{ t/h} = 29,16 \text{ kg/sec}$$

Prenant en considération que nous avons un taux de poussières de 8%

Le débit massique  $F_3 = 27 \text{ kg/sec}$

## ANNEXE N ° 4 = BILAN MASSIQUE DE L'ENSEMBLE (PRECALCINATEUR FOUR)

Tableau 01

Gaz de Fumées de combustion, sortie four	Composant	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	(m <sup>3</sup> )	1,0932	2,2351	7,9785
	% Volume	9,6685	19,7677	70,5637

Pour un volume de 1Nm<sup>3</sup> → (1,932+2,2351+7,9785)

1Nm<sup>3</sup> de Gaz nat → 11,3 Nm<sup>3</sup> de fumée

13000 Nm<sup>3</sup> GN → X= 146900 Nm<sup>3</sup>

**V<sub>CO<sub>2</sub></sub>=14249 Nm<sup>3</sup>**

**V<sub>H<sub>2</sub>O</sub> =29086 Nm<sup>3</sup>**

**V<sub>N<sub>2</sub></sub> =103711 Nm<sup>3</sup>**

### **2-pouvoir fumigène**

C'est la quantité de fumée dégagée pendant la combustion totale d'une quantité unitaire de combustible

V<sub>f</sub> = V<sub>CO<sub>2</sub></sub> + V<sub>H<sub>2</sub>O</sub> + V<sub>N<sub>2</sub></sub> + Excès d'air

V<sub>f</sub> [m<sup>3</sup> de fumée /m<sup>3</sup> de combustible]

### Remarque :

L'excès d'air réel a la sortie du four et a la sortie de la tour de préchauffage est calculé a partir des % d'O<sub>2</sub> relevé sur les analyseurs d'oxygène a sec placés en bas et en haut de la tour

### Equation de calcul

$$\%O_2 = \frac{VO_2}{FS+VO_2 \times (1+\% N_2 + \% O_2)}$$

FS : débit des fumées sèches (Nm<sup>3</sup>/h)

VO<sub>2</sub> : volume d'O<sub>2</sub> (Nm<sup>3</sup>/h)

% N<sub>2</sub> dans l'air = 77,42 %

% O<sub>2</sub> dans l'air = 20,58%

$$FS = V_{CO_2} + V_{N_2} = 14249 \text{ Nm}^3 + 103711 \text{ Nm}^3$$

$$FS = 117960 \text{ Nm}^3$$

$$\text{Donc } 3\% = \frac{VO_2}{FS + VO_2 \times (1 + \% N_2 + \% O_2)}$$

$$0,03 = \frac{VO_2}{117960 + 1,98VO_2}$$

$$VO_2 = 3764,7 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

L'air dans sa composition centésimale

2% H<sub>2</sub>O ; 20,58 % O<sub>2</sub> ; 77,42 % N<sub>2</sub>

$$3764,7 \longrightarrow 0,2058$$

$$X = 18293 \text{ Nm}^3/\text{h} \longleftarrow 100\%$$

$$VN_2 = 141,62 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$VH_2O = 365,8 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

**G<sub>5</sub> débit des gaz provenant du four**

$$G_5 = V_{CO_2} + V_{N_2} + V_{H_2O} + \frac{\text{Excès d'air}}{VO_2 + VN_2 + VH_2O} + V_{CO_2} \text{ matière}$$

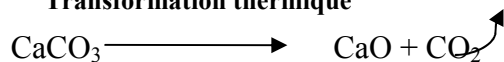
Calcul du VCO<sub>2</sub> de la matière

Considérons que la PAF au niveau du C4 est 21,7%

Alimentation four de 300 t/h (farine)

Avec 8% de poussières l'alimentation est de 240 t/h

**Transformation thermique**



$$240 \text{ t} \longrightarrow 100 \%$$

$$X = 52 \text{ t/h} \longleftarrow 21,7 \% (\text{Paf})$$

Pour une seule division de la tour

$$V_{CO_2} = \frac{52}{2} = 26 \text{ t/h}$$

$$P_{CO_2} = 0,509 \text{ Nm}^3/\text{kg} = 509 \text{ Nm}^3/\text{t}$$

$$\text{Donc } V_{CO_2} = 26 \times 509$$

$$\mathbf{V_{CO_2} \text{ matière} = 13234 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$\text{Donc } V_{CO_2} = \frac{14249}{2} + 132234 = 20358,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$V_{N_2} = \frac{103711 + 14162,4}{2} = 58936,7 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$V_{O_2} = \frac{3764,7}{2} = 1882,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$V_{H_2O} = \frac{365,8 + 29086}{2} = 14726 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\mathbf{G_5 = 95903,5 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

$$Y_{CO_2} = 21,23 \% ; Y_{HO_2} = 15,35 \% ; Y_{N_2} = 61,45 \% ; Y_{O_2} = 1,96 \%$$

$$p_0 g_5 = \sum_{i=1}^n Y_i p_i$$

$$p_0 g_5 = (1,96 \times 0,7 + 61,45 \times 0,8 + 15,35 \times 1,244 + 21,23 \times 0,509)$$

$$p_0 g_5 = 0,80 \text{ Nm}^3/\text{Kg}$$

$$p_0 g_5 = 1,25 \text{ Kg}/\text{Nm}^3$$

$$P_0 V_0 = n R T_0$$

$$P V = n R T$$

$$P_0 V_0 = \frac{m}{M} R T$$

$$P_0 M = \frac{m}{V_0} R T_0$$

$$P M = \frac{m}{V} R T$$

$$\frac{P_0}{P} = \frac{\rho_0 R T_0}{\rho R T}$$

$$P G_5 = \frac{\rho_0 P T_0}{P_0 T}$$



$$PG5 = \frac{1,25 \times 99300 \times 273}{100000 \times (1161 + 273)}$$

$$PG5 = 0,23 \text{ kg/m}^3$$

Calcul de la concentration d'oxygène [O<sub>2</sub>]

$$YO_2 = 1,96\%$$

$$PO_2 = CO_2 \times RT$$

$$YO_2 \times PT = CO_2 \times RT$$

$$1,96 \times 0,993 = CO_2 \times 0,082 \times 1434$$

$$CO_2 = 0,17 \text{ mol/m}^3$$

### **Calcul de la concentration du gaz naturel**

GN : 83% CH<sub>4</sub>

$$PT = 0,996 \text{ atm}$$

$$T = (816 + 273) = 1089 \text{ K}$$

$$Y_{CH_4} \times PT = C_{CH_4} \times RT$$

$$0,83 \times 0,996 = C_{CH_4} \times 0,082 \times 1089$$

$$C_{CH_4} = 9,29 \text{ mol/m}^3$$

## ANNEXE 5 PROPRIETES DES CONSTITUANTS

### A 5-1) Evaluation du coefficient d'échange par rayonnement, hr

pour estimer l'influence du rayonnement sur le coefficient d'échange hf, nous allons introduire un coefficient d'échange hr tel que :

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

$Q_r$  est le flux de chaleur par unité de temps et de surface reçu par le gaz

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

Où  $\delta$  est la constante de stéfane- Boltzmann =  $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{k}^{-4}$

$\alpha_g$ , le facteur d'absorption

$\varepsilon_g$ , l'émissivité

Nous allons supposer que  $\varepsilon_g = \alpha_g$  on obtient alors :

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

$\varepsilon_g$  est fonction de l'épaisseur du milieu de la température et de la nature du gaz .

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

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

$$\varepsilon_g \approx 0,35, \text{ d'où } hr \approx \delta \cdot \varepsilon_g \cdot T_p^3$$

On obtient alors  $hr \approx 13,57 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$  on prend comme valeur approximative  $hr = 14 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

Et nous allons prendre comme valeur approximative du coefficient de convection

$$\mathbf{hf = hcv + hr \approx 44 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}}$$

A 5-2) calcul de chaleur de décomposition du carbonate de calcium :

$$Q \text{ décomp} = Q_0 * m_{\text{caco}_3} \text{ décomposé}$$

$$M_{\text{caco}_3} \text{ décomposé} = m_{\text{caco}_3} \text{ entrée} - m_{\text{caco}_3} \text{ sortie}$$

$$M_{\text{caco}_3} \text{ entrée} = F_3 * X_{\text{caco}_3}$$

$$M_{\text{caco}_3} \text{ sortie} = F_4 * X_{\text{caco}_3}$$

$$Q \text{ décomp} = Q_0 * [F_3 * X_{\text{caco}_3} - F_4 * X_{\text{caco}_3}]$$

$$Q \text{ décomp} = Q_0 * 100/44 * r_{\text{CO}_2} * M_f$$

$$\text{Avec } r_{\text{CO}_2} = A_{\text{CO}_2} \times \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{\text{CO}_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) e^{-\left(\frac{E_{\text{CO}_2}}{RT_4}\right)} \quad \text{et } M_f = F_4 x_{\text{ts}}$$

$$\text{Donc } Q \text{ décomp} = Q_0 * 100/44 * A_{\text{CO}_2} \times \frac{1}{dp} \left( \frac{1}{p_{\text{CO}_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) e^{-\left(\frac{E_{\text{CO}_2}}{RT_4}\right)} * F_4 x_{\text{ts}}$$