

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE.
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITE SAAD DAHLEB BLIDA

Faculté de Technologie

Département de génie des procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme

MASTER EN GENIE DES PROCEDES

Spécialité : Technologie des Matériaux

THEME :

**Quantification des Emissions de Polluants gazeux du
Précalcinateur Industriel à Ciment de l'Unité de
Meftah.**

Présenté par :

BAKIR MEROUANE

BEN ABD ELOUAHED Mustapha

Encadré par :

Pr D.TOUIL Djamel

BLIDA, septembre : 2016 /2017

REMERCIEMENTS

*En premier lieu, nous tenons à remercier *ALLAH*, notre DIEU le tout puissant de nous savoir donner la volonté, la santé et la patience durant toutes ces années d'étude afin que nous puissions arriver à ce stade.*

Nous tenons à remercier aussi notre promoteur M.TOUIL Djamel, de auquel on adresse notre vifs remerciements pour la bienveillance et la patience, et pour les conseils si précieux et si constructifs qui nous orienté tout au long de notre travail.

Nous tenons à remercier également tout le personnel de la cimenterie de Meftah (SCMI) pour l'accueil, l'aide et le bon encadrement. et spécialement Mme .ABBASSE Nadia chef de procédé, ainsi que toute l'équipe de formation.

En fin l'expression de notre profond respect va à tous ceux qui nous ont aidé et encouragé, de près ou de loin, à l'élaboration de ce modeste travail.

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail à toute la famille Bakir et Dellale est plus particulièrement à mes très chers grands parents, sans oublier mon père, ma mère, mon frère, mes sœurs et aussi la personne très chère pour moi Mme. magrawi Nissa.

Je dédie ce modeste travail aussi aux mes chères camarades et toutes mes amis.

Merouane

Egalement, Mustapha dédie ce travail à toute sa famille BENABD ELOUAHED en particulier son père, sa mère, ses frère et sœurs

Mustapha dédie ce travail aussi aux leurs chères camarades et toute ses amis.

Mustapha

ملخص

يتمثل هذا البحث في استحداث نموذج لحساب كميات الغازات السامة الناتجة عن عملية الإحراق المسبق الصناعي لخليط فرينة الإسمنت بالطريقة الجافة.

النموذج يعتمد على التمثيل العيني لجريان الغاز و الصلب بالاعتماد على حركية التفاعلات الخاصة بهذا التفكك من أجل هذا النوع من الطرق.

المعادلات الخاصة بهذا النموذج تعتمد على الموازنة بين تفاعلات مادة الغاز و الصلب و موازنة حرارية لنموذج حرق خليط فرينة الاسمنت المقترح.

النموذج المصحح بالنتائج التجريبية سمح لنا بحساب كميات الغازات الناتجة عن عملية الحرق المسبق لفرينة الاسمنت. من أجل ذلك تم وضع برنامج لحساب هذه الكميات و تجربته مع مختلف العوامل المؤثرة فيه.

RESUME

Ce travail présente la modélisation de différentes quantités de gaz polluants de la précalcination industrielle de la farine crue 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 constituées d'un bilan de matière sur le gaz et le solide réactionnel, et d'un bilan thermique sur la précalcination.

Le modèle validé par les mesures expérimentales a permis le calcul des quantités des polluants gazeux émises par le système de précalcination de l'unité de mefteh.

Un programme de calcul a été élaboré permettant le calcul des quantités des polluants gazeux à la sortie du précalcinateur et de tester leurs sensibilités aux différents paramètres opératoires.

Abstract

This work presents the modeling of different quantities of polluting gases from the industrial precalcination of raw cement meal from a dry cement plant.

The model is based on a macroscopic representation of gas-solid flows, with knowledge of the kinetics of reactions for this type of process.

The equations of the model consist of a balance of matter on the gas and the reaction solid, and a thermal balance on the precalcination.

The model validated by the experimental measurements made it possible to calculate the quantities of gaseous pollutants emitted by the mefteh unit precalcination system.

A calculation program has been developed allowing to calculate the quantities of gaseous pollutants at the output of the precalcination system and to test their sensitivities to the different operating parameters.

NOMENCLATURE

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

A_j : aire de la surface du cyclone (m²)

A : coefficient de fréquence

C_i : concentration molaire (mol/l)

C_p : chaleur spécifique molaire (j.mol⁻¹.k⁻¹)

D : diamètre du cyclone (m)

d_p : diamètre moyen des particules solides (μm)

E : energie (kcal/mol)

E_a : énergie d activation (kcal.mol⁻¹)

G₅ : 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)

N : nombre d'étage

R_k : rayon de cyclone(m)

M_{farine} : 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

ΔH : variation d'enthalpie (kj.mol⁻¹)

ΔT : variation de température (k)

μg : viscosité dynamique du mélange gazeau (kg.m⁻¹.s⁻¹)

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

ρ_{0i} : masse volumique du mélange gazeau a 273 et letm(kg.m⁻³)

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

p_i : la pression de milieu reactionnel (pa)

R : constante de gaz parfait (cal/mol)

LISTE DES ILLUSTRATIONS ET GRAPHIQUES

Figure I.1. Procédé de fabrication de ciment par voie sèche.....	2
Figure I.2 : Le calcaire, l'argile, le minerai de fer, et le sable d'une cimenterie.....	3
Figure I.3. La carrière de calcaire et d'argile de la cimenterie.....	3
Figure I.4. Extraction des matières premières de leurs carrières.....	3
Figure I.5 : Atelier de concassage	4
Figure I.6. Préhomogénéisation et stockage des matières premières	4
Figure I.7. Broyeur à boulets de la cimenterie	5
Figure I.8. Séparateur aéraulique de classification du produit de broyage	5
Figure I.9. Homogénéisation du mélange cru	6
Figure I.10. Le clinker.....	8
Figure I.11. Ligne de cuisson de cimenterie de Meftah	8
Figure I.12. Division d'un Préchauffeur à cyclones.....	9
Figure I.13. Le Four Rotatif	9
Figure I.14 : Système de précalcination de la farine crue	11
Figure I.15 : Système de précalcination avec conduit air tertiaire	11
Fig. II.1. Injection du gaz naturel au fond du cyclone 3.....	15
Fig. II.2. Processus de Précalcination de l'unité de Meftah.....	15
Fig. II. 3. Composantes du bruleur amont.....	16
Figure II.4. Consommation horaire de la farine crue	17
Figure II.5. Production horaire du clinker.....	17
Figure II.6. Consommation horaire du gaz naturel des bruleurs amont et principal.....	18
Figure II.7. Analyse de l'O ₂ et du CO dans la boîte fumée.....	19
Figure II.8. Analyse du CO et de NO _x à la sortie du préchauffeur à cyclones	20
Figure II.9. Température de la farine à l'entrée et à la sortie du cyclone 4.....	21
Figure II.10. Température du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4.....	21
Figure II.11. Pression absolue du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4.....	22
Figure III.1. Représentation schématique du déroulement de la réaction de	29
Figure III.2. Représentation des flux de matière de l'étage 4 de précalcination.....	30
Figure III 3. Notation des flux de l'étage 4	31
Figure III.4. Organigramme de résolution du modèle.....	33
Fig. IV.1: Influence de la température de l'étage 4 sur l'émission de CO ₂ , CO , NO _x	35

Fig. IV.4. Influence du débit gazeux sur l'émission de CO ,NOX.	36
Fig. IV.6:Influence de la concentration d'O2surl'émission de CO, NOX.....	37
Fig. IV.8:Influence la pression de l'étage 4sur l'émission de CO ₂	38
Fig. IV.9. Influence du diamètre moyensurl'émission de CO ₂	39
Fig. IV. 10. Influence du débit de farine surl'émission de CO ₂	39
Fig. IV. 11. Influence dutemps de séjournur l'émission de CO ₂	40
Fig. IV. 12 Influence de la concentration de N ₂ sur l'émission de NO _x	41

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Teneurs des oxydes dans le cru.....	6
Tableau I.3 Consommation Calorifique moyenne du Procédé Cimentier	12
Tableau II.4.1. Conditions de démarrage du Bruleur amont	16
Tableau II.1. Conditions opératoires de démarrage du bruleur amont.....	16
Tableau II. 2. Paramètres statistiques des données opératoires.....	23
Tableau III.1. Résultats de calcul et des données relevées	33
Tableau IV.1. Domaine de variation des paramètres opératoires étudiés.....	34

Sommaire

Introduction générale

Chapitre I: La précalcination Industrielle de la farine crue à ciment : Consommation Energétique et Impact Environnemental

Introduction.....	1
I.1.Présentation de la cimenterie de Meftah	1
I.2. Procédé de fabrication de l'unité.....	1
I.3 Broyage des matières premières	1
I.3.1 Réception et contrôle des matières premières	1
1.1Le calcaire.....	1
1.2 L'argile.....	2
1.3 Le sable	2
1.4 Le minerai de fer.....	2
I.3.2Extraction, concassage, préhomogénéisation et stockage des matières premières.....	2
I.3.3 Dosage, broyage, séchage et homogénéisation du mélange cru.....	4
I.4.Propriétés d'usage du mélange cru.....	6
1.1.1 Composition chimique du mélange cru	6
Le standard de chaux LSF	6
Le module silicique MS	7
Le module alumino ferrique	7
Finesse du mélange cru.....	7
I.4 Cuisson du clinker	8
I.5 Broyage du clinker et production du ciment	9
I.6. Transformation de la Farine crue et Précalcination.....	9
I.6.1 Transformation de la farine dans le Préchauffeur à cyclones.....	9
I.6.2 la Précalcination	10
I.6.3 Types de Précalcinateurs	10
La précalcination sans conduite d'air tertiaire (AT -"air through")	10
La précalcination avec conduit d'air tertiaire (AS -"air separated")	11
I.6.4 Impacts Énergétique et Environnemental de la Précalcination	11
Impact Energétique	11
Impact environnemental	12

Chapitre II : Procédé de Fonctionnement et Paramètres opératoires du Précalcinateur de l'unité de Meftah

Introduction	13
II.1 La Calcination partielle	13
II.2. Description du Système de Précalcination de l'unité de MEFTAH	
II.3 Processus de fonctionnement du Précalcinateur	14
II.4. Description et conditions de démarrage du Bruleur Amont.....	15
II.4.1. Conditions de démarrage du Bruleur amont	16
II.5. Paramètres opératoires de fonctionnement du pyroclone	17
II.5.1 Débit d'alimentation de farine et de production de clinker.....	17
II.5.2 Consommation horaire du gaz naturel des bruleurs amont et principal.....	18
II.5.3 Analyse des gaz boite à fumée et tour de préchauffage	19
II.5.4 Analyse du CO et de NOx à la sortie du préchauffeur à cyclones	20
II.5.5 Température de la matière et du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4	21
II.5.6 Pression du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4.....	22
II .6 . Paramètres statistiques :	23

Chapitre III : Modélisation du Précalcinateur

Introduction.....	24
III.1 La combustion.....	24
III.1.1 Produits de combustion (fumées)	24
III.1.2 Nature des polluants émis	24
III.2.Mécanismes de formation des polluants et cinétiques chimiques	24
III.2.1.Oxydation de méthane	25
III.2.2.Formation de l'oxyde d'azote	26
III.2.2.1 Le NO « thermique »	26
III.2.2.2. Le NO « du combustible ».....	27
III.2.2.3. Le NO2	27
III.2.3. Formation du CO	27
III.2.4 Décomposition du carbonate de calcium	28
III.3. Modélisation du processus de précalcination	29
III.3.1 Choix du Modèle	29

III.3.2. Temps de séjour des particules de farine dans le cyclone	30
III.3.3. Notation des différents flux de matière et de gaz	30
III.3.4 Equations du modèle.....	31
Bilan massique sur le solide.....	31
Bilan massique sur les gaz	31
Le bilan thermique sur l'étage (4).....	32
III.4 Résolution du modèle.....	32
III.5. validation du modèle.....	33

Chapitre IV : Résultats et discussions

Introduction.....	35
IV.1. Domaine de variation des paramètres opératoires étudiés.....	35
IV.2. Influence des conditions opératoires sur l'émission de polluants gazeux	
IV .2.1. Influence de la température de l'étage 4.....	35
IV .2.2 Influence du débit gazeux	37
IV .2.3 .Influence de la concentration d'O ₂	38
IV .2.4 Influence de la pression de l'étage 4	39
IV .2.5. Influence du diamètre moyen des particules de la farine	40
IV .2.6. Influence du débit de farine	41
IV 2.6. Influence du temps de séjour de la farine	41
IV .2.7. Influence de la concentration de N ₂	42
Conclusion générale	
Annexe	
Nomenclature	
Référence bibliographiques	

INTRODUCTION GENERALE :

L'industrie cimentière est un grand secteur consommateur d'énergie et une source fortement émettrice de gaz à effet de serre (CO_2 , NO_x et les imbrûlés), provenant des besoins en énergie calorifique pour la cuisson du clinker, de la production d'électricité consommée et de la calcination du calcaire. La volonté affirmée de réduire les émissions de gaz à effet de serre dans ce secteur, doit porter sur la maîtrise de l'énergie par des actions à entreprendre en faveur de l'accroissement de l'efficacité énergétique. Ce qui permet de préserver l'environnement et de prolonger la durée de vie des ressources fossiles au profit des générations futures

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. Une approche réaliste de la conception des calcinateurs doit se baser sur le minimum de génération des effluents, en particulier les gaz à effet de serre. Pour résoudre les mesures d'optimisation ainsi nécessaires, une simulation informatique peut être réalisée économiquement sans nécessiter des modifications successives de l'installation.

Le modèle du procédé du système de précalcination de l'unité de Meftah, faisant l'objet de cette étude, 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 de la quantification des émissions de gaz polluants en vue de l'optimisation environnementale.

Les étapes suivies dans ce travail sont :

- Mesures et relevés des données opératoires fiables de fonctionnement de ce procédé
- Modélisation du procédé en utilisant les lois cinétiques, bilans de matière et d'énergie et surtout la cinétique de formations des polluants CO_2 , NO_x , CO et CH_4 (imbrûlé)
- Simulation de la quantification des émissions de gaz polluants sous différentes conditions opératoires

Introduction

Dans ce chapitre, nous présentons les grandes lignes du processus de cuisson industrielle de la farine crue à ciment, tout en précisant l'intérêt du procédé de sa précalcination dans le préchauffeur à cyclones. Le procédé étant consommateur d'énergie calorifique et une source émettrice de gaz à effet de serre (CO₂, NO_x et les imbrûlés), provenant de la combustion du gaz naturel et la calcination du calcaire, la dernière partie de ce chapitre sera consacrée à l'analyse de la problématique de ces deux enjeux.

I.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.

I.2. Procédé de fabrication de l'unité

La fabrication 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 I.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 [1]. Le progrès dans la mouture fine et l'homogénéisation des mélanges secs permet d'obtenir aujourd'hui des ciments Portland de qualité.

I.3 Broyage des matières premières

I.3.1 Réception et contrôle des matières premières

Les matières premières principales entrant dans la fabrication des ciments portlands sont constituées de calcaire, d'argiles, de sables, et de minerais de fer (figure I.2). Les contrôles de réception des matières premières acceptées sont souvent limités à la détermination d'une ou plusieurs caractéristiques de base du matériau (titre en carbonate d'un calcaire, etc..).

1.1 Le calcaire

Les calcaires sont constitués, principalement, de carbonate de calcium titrant au minimum 90% de CaCO₃, qui se présente sous forme de calcite ou d'aragonite. La calcite est la forme cristalline la plus stable et la plus courante de CaCO₃.

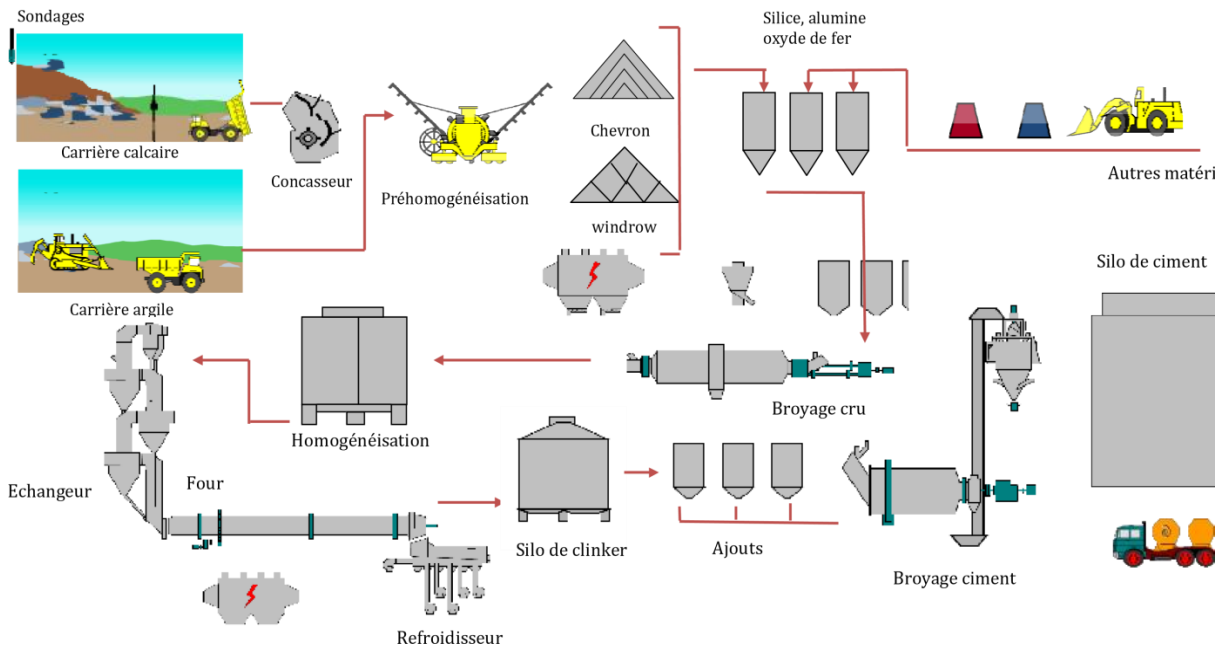


Figure I.1. Procédé de fabrication de ciment par voie sèche

1.2 L'argile

L'argile occupe la deuxième place dans la composition du clinker après le calcaire ($\approx 17\%$), il est riche en alumine (Al_2O_3). Les argiles sont formées essentiellement de silice, d'alumine et de fer. Leurs teneurs sont variables d'une argile à une autre. Les argiles utilisées sont généralement constituées de plusieurs minéraux en proportions variables. Les plus répandues sont la montmorillonite ($Al_2O_3, 4SiO_2, H_2O.nH_2O$), l'illite ($[K_2O, H_2O]_3Al_2O_3, 6SiO_2$), la kaolinite ($Al_2O_3, 2SiO_2, 2H_2O$) et le chlorite ($10[Mg, Fe]O, 2Al_2O_3, 6SiO_2, 8H_2O$).

1.3 Le sable

Le sable est un ajout ($\approx 2\%$), est très riche en silice, on ajoute généralement dans le cas où la teneur en silice du mélange n'est pas suffisante. Dans notre mélange du clinker on a besoin de ce composant parce que l'argile contient de la silice mais en petite proportion.

1.4 Le minerai de fer

On l'ajoute en petite proportion ($\approx 1\%$) dans le cas de manque de l'oxyde de fer Fe_2O_3 .

I.3.2 Extraction, concassage, préhomogénéisation et stockage des matières premières

Les matières premières sont extraites des parois rocheuses d'une carrière à ciel ouvert, La carrière de calcaire (figure I.3) située à 1 km de l'usine, et la carrière d'argile se situe à 4 km de l'usine (cimenterie de Meftah). L'extraction de ces matières premières (figure I.4) se fait par abattage à l'explosif. La roche est reprise par des dumpers vers un atelier de concassage. Pour produire des ciments

de qualités constantes, les matières premières doivent être très soigneusement échantillonnées, dosées et mélangées de façon à obtenir une composition parfaitement régulière.



Figure I.2 : Le calcaire, l'argile, le minerai de fer, et le sable d'une cimenterie



Figure I.3. La carrière de calcaire et d'argile de la cimenterie



Figure I.4. Extraction des matières premières de leurs carrières.

Le calcaire abattu à l'explosif subit deux opérations de concassage (figure I.5). Un concassage primaire qui permet de réduire la granulométrie de 1000 mm à l'entrée jusqu'à 100 mm à la

sortie et un second concassage qui permet de réduire la granulométrie jusqu'à 30 mm. L'argile subit un concassage unique qui réduit la taille des particules à 30 mm



Figure I.5 : Atelier de concassage

Après le concassage, une combinaison intime des différents matériaux préalablement concassés doit être réalisée, de manière à disposer d'un mélange de caractéristiques chimiques et physiques uniformes dans sa masse, cette étape est la préhomogénéisation des matières premières dans des silos de stockage (figure I.6).

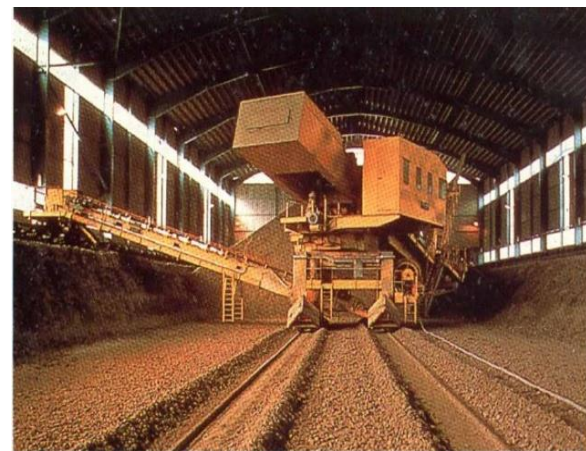
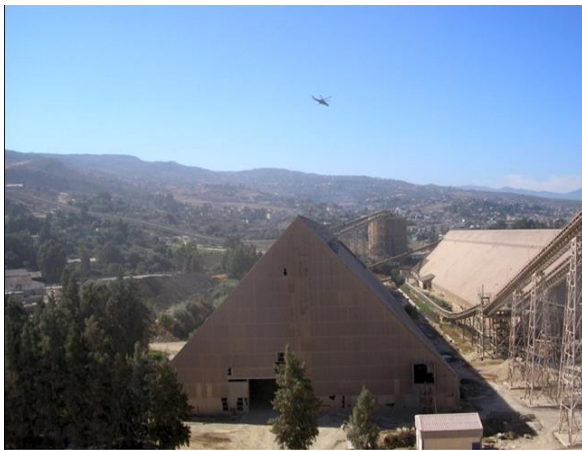


Figure I.6. Préhomogénéisation et stockage des matières premières

I.3.3 Dosage, broyage, séchage et homogénéisation du mélange cru

Le dosage précis des matériaux introduits dans le broyeur est important car il détermine la constance de la composition chimique du cru, essentielle pour la stabilité de fonctionnement du four et pour l'obtention d'un ciment de qualité. Le mélange (calcaire, argile) et les additifs sont acheminés respectivement vers la trémie du mélange et les silos d'additifs par des bandes transporteuses. La matière première ainsi dosée, conformément aux

analyses du laboratoire, est acheminée au moyen d'une bande transporteuse vers une trémie, pour être ensuite déversée dans un convoyeur d'alimentation du broyeur.

Le mélange cru est broyé dans un broyeur à boulets (figure I.7) à deux compartiments (compartiment de dégrossissage et de finition) en poudre fine et séché simultanément à l'aide des gaz chauds du four et/ou de l'air d'exhaure du refroidisseur. Un four auxiliaire peut être nécessaire pour fournir le complément de chaleur nécessaire si les matières premières contiennent une forte proportion d'humidité. Le réglage des paramètres du séparateur aéraulique (figure I.8), utilisée pour trier le produit à la sortie du broyeur permet d'obtenir la finesse désirée de la farine crue d'un refus de l'ordre de 13 % sur le tamis de 90 μm .

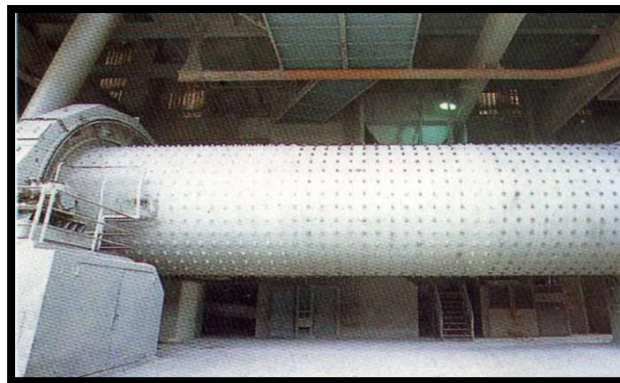


Figure I.7. Broyeur à boulets de la cimenterie

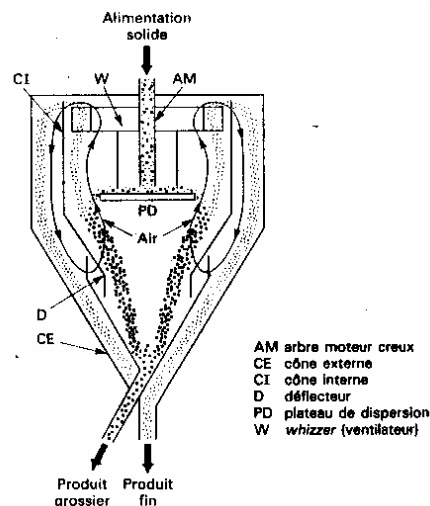


Figure I.8. Séparateur aéraulique de classification du produit de broyage

Après broyage, le cru doit être homogénéisé. L'homogénéisation pneumatique du mélange cru est réalisée par un brassage intime par l'air dans des silos conçus pour contenir plusieurs heures de production de farine crue (figure I.9)

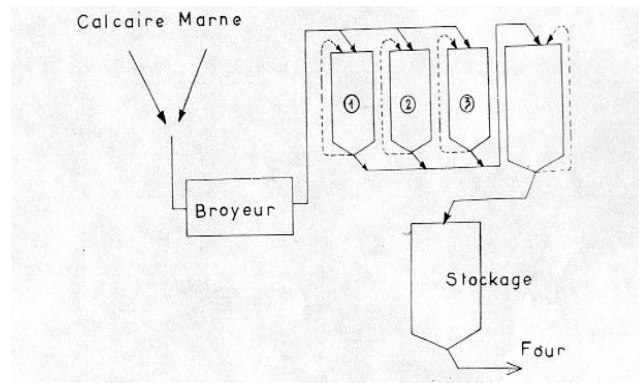


Figure I.9. Homogénéisation du mélange cru

3.1.1 Propriétés d'usage du mélange cru

La finesse et la composition chimique du produit issu du broyage des matières premières jouent un rôle important dans la cuisson du clinker.

1.1.1 Composition chimique du mélange cru

La préparation du cru consiste à réaliser un mélange homogène de matières premières dans les proportions permettant d'obtenir un clinker dont la composition chimique respecte les limites précisées par le tableau I.1 suivant :

Tableau I.1 : Teneurs des oxydes dans le cru

Teneur %	Oxydes						
	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MgO	K ₂ O, Na ₂ O	SO ₃
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 les quelles s'inscrit la composition de cru de la cimenterie. Il faut élaborer des mélanges des matières de base, de façon à obtenir la composition chimique voulue. Il est très souvent nécessaire d'affiner cette composition par l'ajout.

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 LSF :**

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 LSF [2] dit facteur de saturation est généralement retenu.

$$LSF = \frac{Cao}{2.8 SiO_2 + 1.18Al_2O_3 + 0.65Fe_2O_3} = 96.5$$

- **Le module silicique MS :**

Pour faciliter les réactions de clinkerisation, une phase liquide doit exister pendant une des étapes de la cuisson. Une relation entre les proportions de SiO₂, Al₂O₃ et Fe₂O₃ doit être respectée.

$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3} = 2.40$$

- **Le module alumino ferrique :**

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 :

$$MAF = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3} = 1.60$$

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 I.2.

La composition chimique de la farine crue, ainsi les modules LSF, MS, et MA/F sont déterminés au niveau de laboratoire par Diffraction de rayon X.

**Tableau I.2 : Teneurs moyennes des composants secondaires
D'une farine crue [3]**

Element	K ₂ O	Na ₂ O	Cl ⁻	SO ₃	MgO
Teneur (%)	0,5 – 1,3	0,05 -0,5	0,01- 0,02	0,1 – 0,5	< 2

1.1.2 Finesse du mélange cru

La finesse optimale de broyage de cru se détermine expérimentalement, il convient cependant de noter que les meilleurs clinkers sont obtenus à partir de crus très fins. A l'échelle industrielle, la finesse de la farine crue se caractérise par un refus au tamis 90 µm de l'ordre de 5 à 20 % [3].

I.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 (clinkérisation) conduisant à la formation des principaux composés de ce semi-produit (figure I.10).

Le procédé de cuisson (figure I.11) comporte un préchauffeur à cyclones, un four rotatif et un refroidisseur à grilles. Le préchauffage de la farine crue s'effectue dans la partie supérieure du préchauffeur à cyclones (figure I.12). 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 du gaz naturel. Des ventilateurs situés après le préchauffeur et le refroidisseur aspirent 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 (3.5%). Au fur et à mesure de son acheminement, la matière s'échauffe jusqu'à clinkérisation vers 1400 à 1500°C (figure I.13). A la sortie du four, le clinker tombe dans un refroidisseur où se produisent les échanges de chaleur.



Figure I.10. Le clinker



Figure I.11. Ligne de cuisson de cimenterie de Meftah

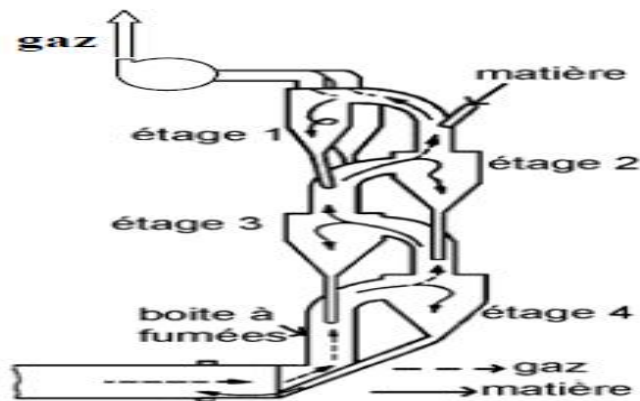


Figure I.12. Division d'un Préchauffeur à cyclones

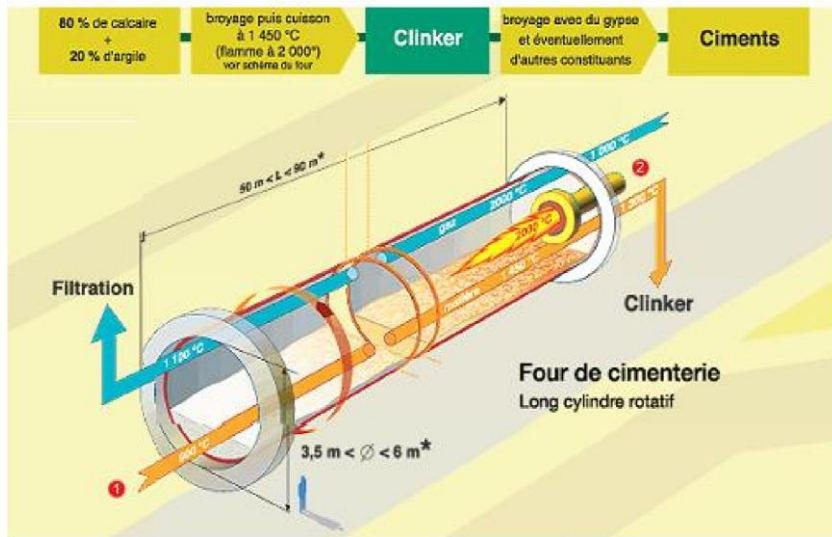


Figure I.13. Le Four Rotatif

I.5 Broyage du clinker et production du ciment

Le clinker est un semi-produit, impropre à la vente, il doit être transformé en ciment. Le ciment est obtenu par broyage des granulés de clinker, avec addition d'un faible pourcentage de gypse (4 – 5%) comme régulateur de prise et éventuellement 15 à 20 % d'un ou deux constituants secondaires. Pour cette unité, le calcaire est essentiellement utilisé comme ajout inerte à cause de sa disponibilité à proximité de la cimenterie.

Les opérations dites de broyage du ciment ont pour but d'accroître la réactivité du clinker, par augmentation de sa surface spécifique et par création de défauts de cristaux en surface de grains. Ce traitement développe les propriétés hydrauliques du ciment et lui confère ses propriétés rhéologiques.

I.6. Transformation de la Farine crue et Précalcination

I.6.1 Transformation de la farine dans le Préchauffeur à cyclones

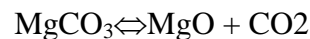
Dans la fabrication du clinker à ciment Portland, la matière crue est chauffée jusqu'à la température de cuisson maximale. Au cours du préchauffage, se déroulent différents processus de transformation de la farine.

- 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.

- Les carbonates de calcium, qui constituent près de 80 % du cru, se décomposent lors du chauffage en oxyde de calcium (CaO) et CO₂, selon la réaction :



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 CaCO₃ entre 800 et 900 °C. Dans la pratique, du fait de la présence des oxydes SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃, la dissociation thermique du carbonate de calcium commence à une température de 750 °C[4]. La décomposition du carbonate de magnésium en MgO et CO₂ est une réaction beaucoup moins intéressante pour la cuisson du clinker.



D'après [4], l'enthalpie de décomposition de MgCO₃ à T = 350 °C est de l'ordre de 1395 kJ/kg MgCO₃.

I.6.2 la Précalcination

On appelle précalcination l'étape dans le procédé qui précède directement la cuisson de la farine crue dans le four rotatif. A ce stade, la farine est introduite à une température d'environ 800°C dans la chambre de précalcination pour être chauffée grâce à la chaleur dégagée par la flamme d'un brûleur et subisse la réaction de décarbonatation. Ainsi, les particules de calcaire (carbonate de calcium CaCO₃) se dissocient en oxyde de calcium (CaO) et dioxyde de carbone (CO₂) selon la réaction ci-dessus. La farine sort de la chambre de précalcination entre 870 et 900°C avec un taux de décarbonatation proche de 80%. Le dispositif de précalcination ou précalcinateur (figure I.14) est associé au préchauffeur à cyclones dans lequel une calcination allant de partielle à presque complète des particules de carbonate est assurée avant le four proprement dit et qui fait appel à une source de chaleur distincte.

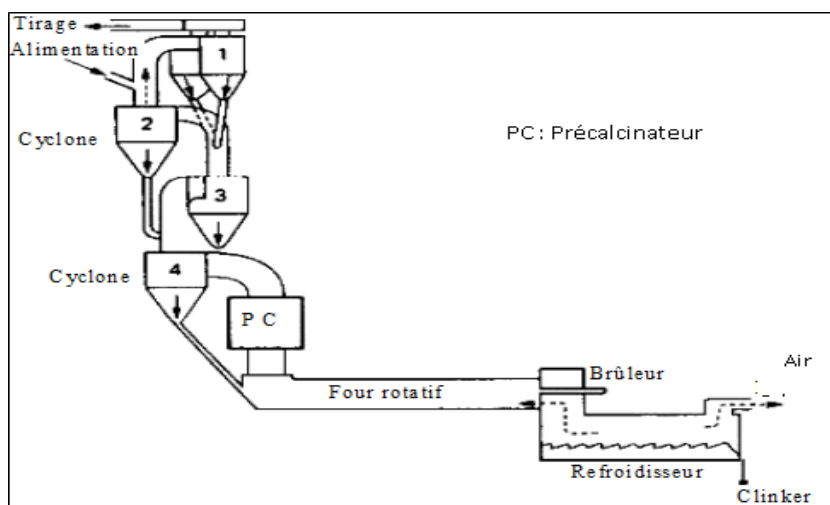


Figure I.14 : Système de précalcination de la farine crue

I.6.3 Types de Précalcinateurs

Il existe deux types de précalcinateurs :

- **La précalcination sans conduite d'air tertiaire (AT - "air through") :**

L'air de combustion du précalcinateur (air tertiaire) passe par le four sous forme d'excès d'air provenant de la combustion principale dans le four rotatif (figure I.14). Le taux de précalcination est limité à environ 25% car l'excès d'air a pour effet de réduire les températures en zone de cuisson du four.

- **La précalcination avec conduit d'air tertiaire (AS - "air separated") :**

L'air de combustion du précalcinateur transite par une conduite spécifique provenant du refroidisseur (figure I.15)

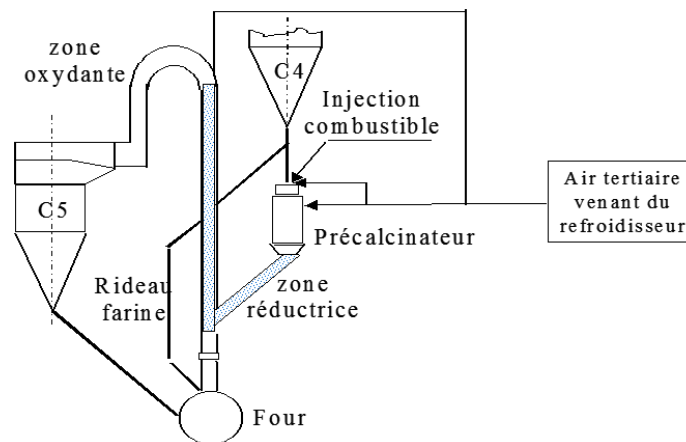


Figure I.15 : Système de précalcination avec conduit air tertiaire

- Certaines préchauffeurs à cyclones sont équipées d'un brûleur additionnel (**pyroclone**), assurant une combustion secondaire située dans le bas du préchauffeur (dans le conduit ascendant), son but est d'intensifier le processus de calcination de la farine dans cette zone.

I.6.4 Impacts Énergétique et Environnemental de la Précalcination

▪ Impact Énergétique

L'industrie cimentière est un grand secteur consommateur d'énergie et une source fortement émettrice de gaz à effet de serre (CO_2 , NO_x et les imbrûlés), provenant des besoins en énergie calorifique pour la cuisson du clinker, de la production d'électricité consommée et de la calcination du calcaire. La volonté affirmée de réduire les émissions de gaz à effet de serre dans ce secteur, doit porter sur la maîtrise de l'énergie par des actions à entreprendre en faveur de l'accroissement de l'efficacité énergétique. Ce qui permet de préserver l'environnement et de prolonger la durée de vie des ressources fossiles au profit des générations futures

L'adjonction d'un précalcinateur au préchauffeur à cyclones présente un effet bénéfique additionnel sur la performance énergétique du procédé de cuisson du clinker (Tableau I.3). La précalcination consiste à reporter vers l'échangeur à cyclones, l'essentiel de la phase de décarbonatation (90%) qui s'effectue dans le four. Ce qui permet de limiter les dimensions du four, tout en réalisant des productions élevées, 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 [5].

En termes de consommation calorifique, une précalcination AS permet une réduction de **100 kcal/kgck** environ par rapport à un four sans précalcinateur. La réduction des pertes par parois fait plus que compenser l'augmentation de la température des gaz à la sortie du préchauffeur à cyclones (+20 à +40°).

Tableau I.3 Consommation Calorifique moyenne du Procédé Cimentier [5]

Procédé	Capacité maximale (tonnes/jour)	Consommation calorifique (MJ /tclinker)
Voie sèche – fours à préchauffeurs sans précalcinateur	3800	3836
Voie sèche – fours à préchauffeurs à précalcinateur AT (air through)	2740	3750
Voie sèche – fours à préchauffeurs à précalcinateur AS (air séparé)	7600	3430

I.6.4 Impact environnemental

La clinkérisation est la partie la plus importante du procédé de fabrication de ciment pour ce qui concerne les émissions de gaz à effet de serre. Les émissions de dioxyde de carbone (CO₂), oxydes d'azote (NO_x) et de soufre (SO₂), générées dans ces fours de cuisson contribuent notablement au réchauffement de l'atmosphère [6].

Le CO₂ provenant de la combustion dépend de la consommation calorifique de l'installation. Ses émissions peuvent atteindre 500 kg de CO₂ par tonne de clinker selon le combustible et l'efficacité énergétique de l'installation. Les émissions de SO₂ sont faibles de l'ordre de 0,6 kg/t de clinker. En fait, la majeure partie du SO₂ formé à partir du soufre du combustible,

dont la teneur moyenne est de l'ordre de 3% (le gaz naturel n'est pas pris en considération) se combine aux oxydes alcalins pour former des sulfates qui sont fixés sur le clinker.

Les émissions d'oxydes d'azote sont plus difficilement maîtrisables. Leur calcul suppose un facteur de 2,77 mg/kcal d'énergie thermique consommée. Ces oxydes se forment à la sortie des brûleurs du four aux hautes températures de flamme, par oxydation de l'azote moléculaire de l'air et de l'azote contenu dans le combustible. De ce fait, toute mesure de réduction de la dépense spécifique d'énergie calorifique, permettra de réduire l'utilisation de combustibles fossiles primaires et donc de réduire les émissions de gaz à effet de serre associées.

Le CO est un produit de combustion incomplète de combustibles carbonés résultant d'un manque d'oxygène ainsi que d'un mélange insuffisant de ce dernier avec le combustible au site de combustion, joints à un refroidissement rapide des produits de combustion en-dessous de la température d'ignition du CO avant son oxydation complète. Du CO peut se former fortuitement à n'importe quel site de combustion dans le système de four. Le CO émis correspond habituellement à du combustible brûlé partiellement ou sous-utilisé.

Toutefois, quand on recourt à une combustion en atmosphère appauvrie en oxygène dans le ou le calcinateur en tant que stratégie de maîtrise des NO_x, du CO peut parfois se former lors du traitement thermique et se retrouver dans les effluents gazeux s'il n'est pas oxydé après qu'il se soit formé.

Par ailleurs, la décarbonation du carbonate de calcium, contenu dans la farine crue, contribue aussi aux émissions de CO₂. En effet, le calcaire se décompose en CO₂ qui s'échappe à la sortie du préchauffeur et en CaO (chaux libre). Le CO₂ émis lors de cette décarbonation est entre 520 à 700 kg/t clinker selon la fraction massique du calcaire dans le cru. La seule manière de réduire ces émissions est d'incorporer les ajouts (laitiers des hauts fourneaux, tuf, pouzzolane, etc.) au ciment. On les utilise généralement en substitut du clinker, car ils disposent d'une aptitude au développement des résistances mécaniques similaires au clinker.

Dans l'industrie cimentière l'émission des poussières minérales à partir de matériaux solides (granulats, clinker, ciment, adjuvants...). Représente la forme de pollution la plus importante, la granulométrie des poussières est un facteur important en effet les poussières fines restent en suspension dans l'atmosphère alors que les plus grosses sont appelées à se déposer sur le sol à différentes distances de la source selon leur taille.

Introduction :

Dans ce chapitre nous présentons le fonctionnement du système de précalcination de la farine crue industrielle de l'unité de Meftah. Ensuite nous donnons ses paramètres opératoires actuels de son fonctionnement durant le mois de décembre 2017 (période de notre stage) ainsi qu'une analyse statistique de ces données.

II.1 La Calcination partielle

Dans le procédé de précalcination partielle, l'ensemble des possibilités offertes par la technique de calcination, correspondant à un degré de précalcination de 90-95%, ne sont pas totalement exploitées. Souvent, elle est limitée à un taux de calcination de l'ordre de 60-65% avec combustion de 25-30% de combustible dans les préchauffeurs. Dans ce cas, l'implantation du calcinateur n'est pas nécessaire. Il suffit d'alimenter simultanément en combustible aussi bien le four que le fond des cyclones. Cette technologie pourrait trouver des applications dans le cadre de la modernisation ultérieure de la ligne de four existante, sans pour autant accroître sa capacité lorsque l'alimentation est inadéquate et que l'extension de ligne n'est pas économiquement garantie. Cette technologie a été développée principalement par la compagnie Humboldt-Wedag et le procédé fut nommé Pyroclone [7].

II.2. Description du Système de Précalcination de l'unité de MEFTAH :

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 brûleur au gaz naturel (Pyroclone). Le brûleur construit en acier réfractaire assure l'injection directe du gaz naturel dans le cyclone pour produire une réaction secondaire de combustion dans cette partie (Fig. II.1.). 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.



Fig. II.1. Injection du gaz naturel au fond du cyclone 3 de la Tour de préchauffage de la farine crue

II.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 II.2). L'air chaud représente l'excès d'air véhiculé par les gaz de combustion du bruleur principal à la sortie du four rotatif.

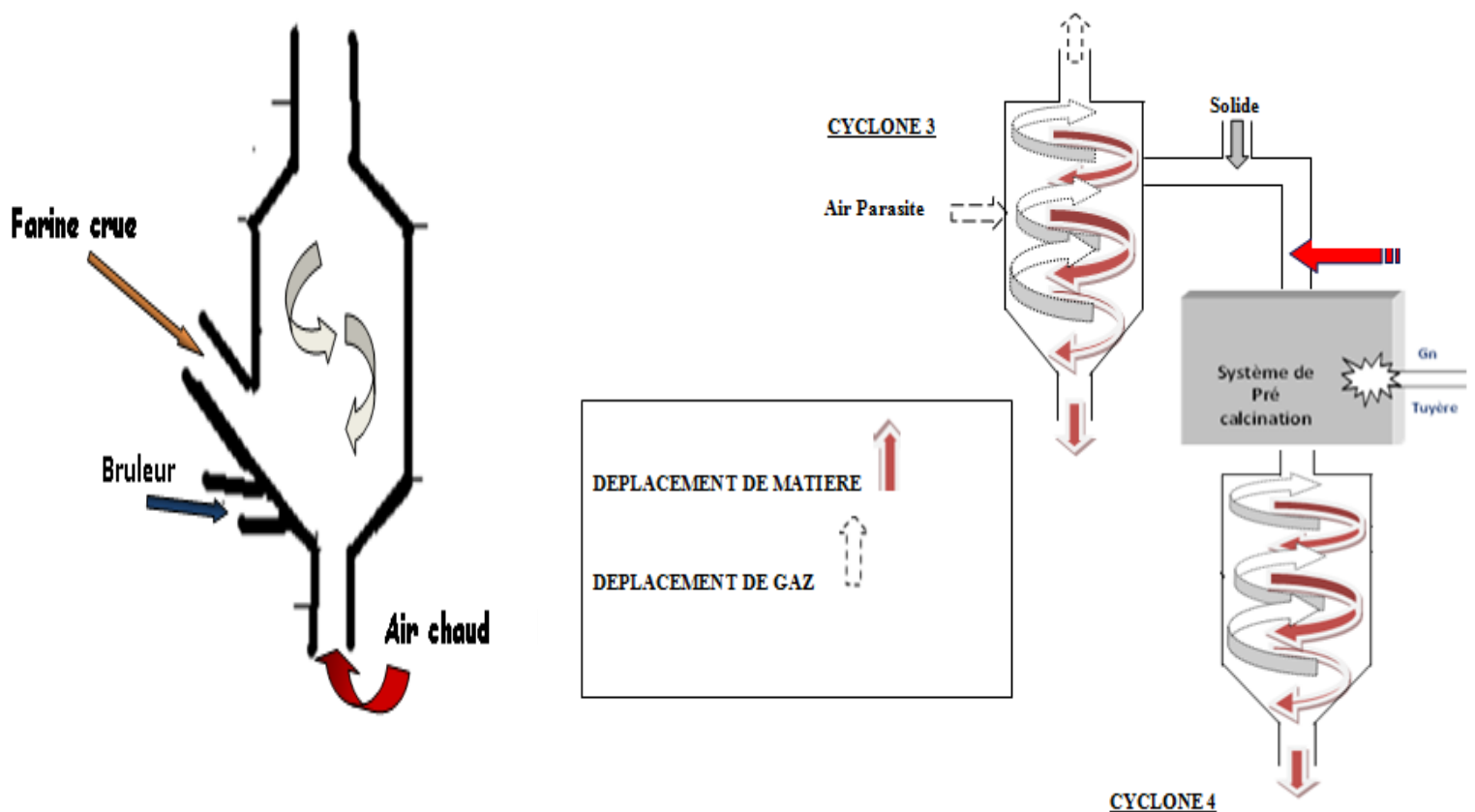


Fig. II.2. Processus de Précalcination de l'unité de Meftah

II.4. Description et conditions de démarrage du Bruleur Amont

Le bruleur amont est la partie clé dans le système de précalcination de l'unité de Meftah.

La figure II.3 donne la description de ces différents composants

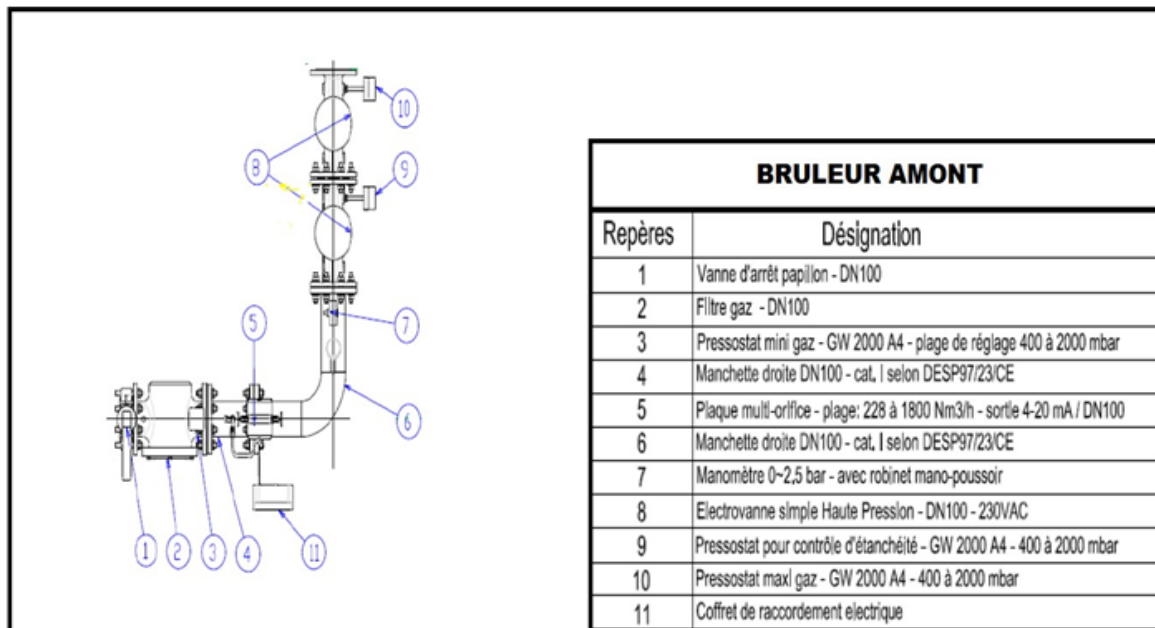


Fig. II. 3. Composantes du bruleur amont

II.4.1. Conditions de démarrage du Bruleur amont

Le démarrage et l'allumage du bruleur de gaz naturel amont du pyroclone nécessite la mise en marche et de service des ventilateurs SF de tirage et d'aspiration des gaz du four, des doseurs d'alimentation de farine crue, du bruleur principal du four rotatif et les analyseurs de gaz placés en bas (boite à fumée) et à la sortie de la tour de préchauffage. De plus, les valeurs seuils des conditions opératoires à cet allumage sont résumées au tableau II.1.

Tableau II.1. Conditions opératoires de démarrage du bruleur amont

Paramètre opératoire	Valeur
Taux CO sortie tour préchauffage	Inférieur à 0.1%
Taux CO boite à fumée	Inférieur à 0.2%
Taux CH ₄ sortie tour préchauffage	Inférieur à 0.1%
Taux CH ₄ boite à fumée	Inférieur à 0.1%
Taux O ₂ boite à fumée	Supérieur à 2.5%
Température colonne montante Nord et sud	750°C < T < 900°C
Débit farine division cyclones nord et sud	Supérieur à 85 t/h

II.5. Paramètres opératoires de fonctionnement du pyroclone

L'installation du pyroclone dans le processus de fabrication de ciment a permis d'améliorer les performances de l'unité aussi bien sur le plan énergétique que sur sa productivité. Durant notre séjour à l'unité de Meftah, plusieurs paramètres opératoires de fonctionnement de la tour de préchauffage et en particulier du pyroclone ont été enregistrés et relevés. Les figures ci-après donnent leurs évolutions moyennes durant le mois de décembre.

II.5.1 Débit d'alimentation de farine et de production de clinker

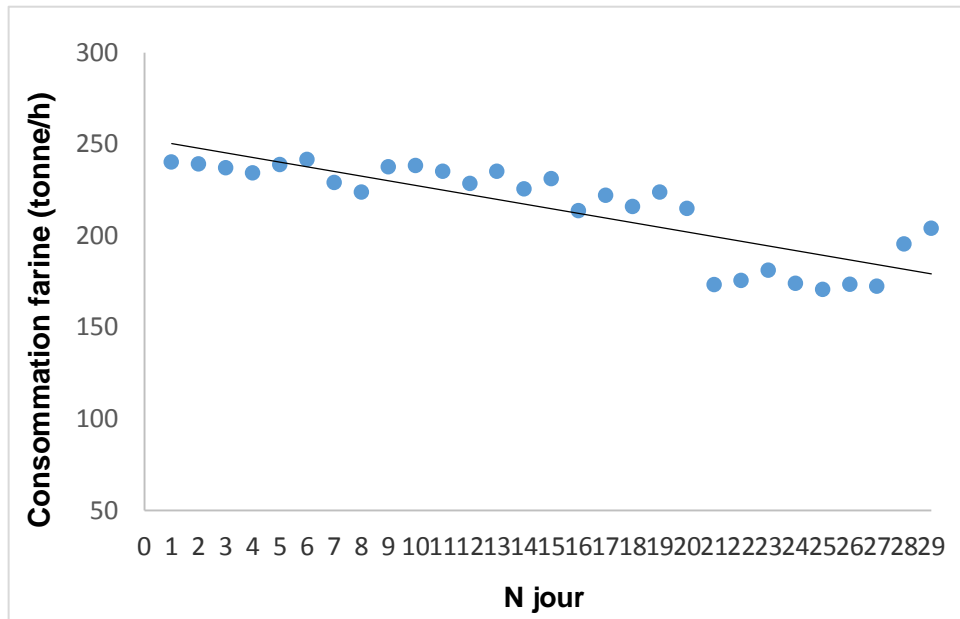


Figure II.4. Consommation horaire de la farine crue

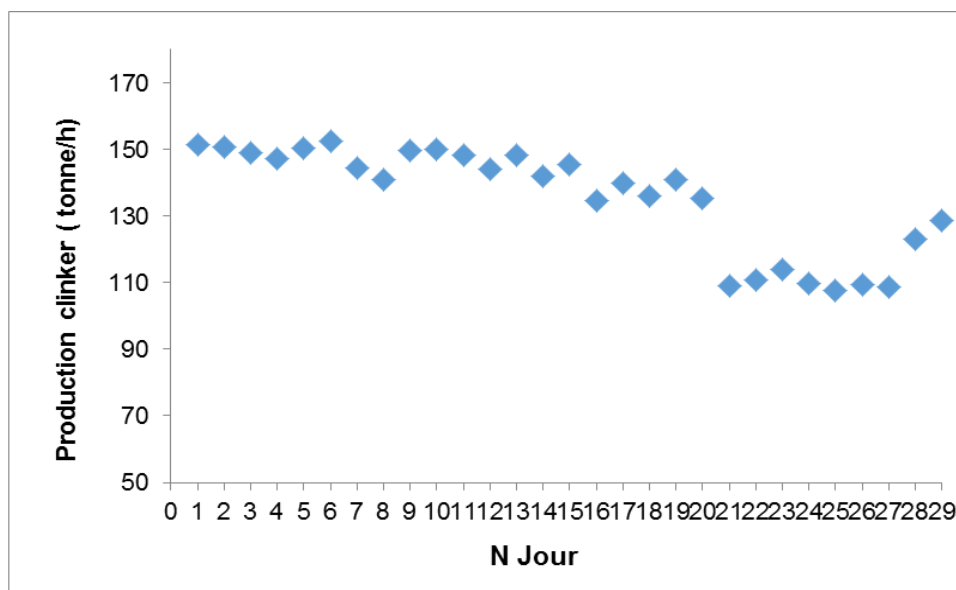


Figure II.5. Production horaire du clinker

Les figures(II.4) et (II.5) donnent les résultats des débits horaires de la consommation de la farine crue et de la production du clinker.

La consommation de la farine crue est comprise entre (175 tonne/h- jour N°21-/250 tonne/h- jour N°1).

D'après le graphe (II.5) la production de clinker comprise entre (110 tonne/h- jour N°21- /150 tonne/h- jour N°1).

Les valeurs de la consommation et de la production se variaient d'une manière décroissante

Les courbes (II.4) et (II.5) sont tracés d'une forme presque identique

On constate que la production du clinker est liée directement al consommation de la farine crue.

II.5.2 Consommation horaire du gaz naturel des bruleurs amont et principal

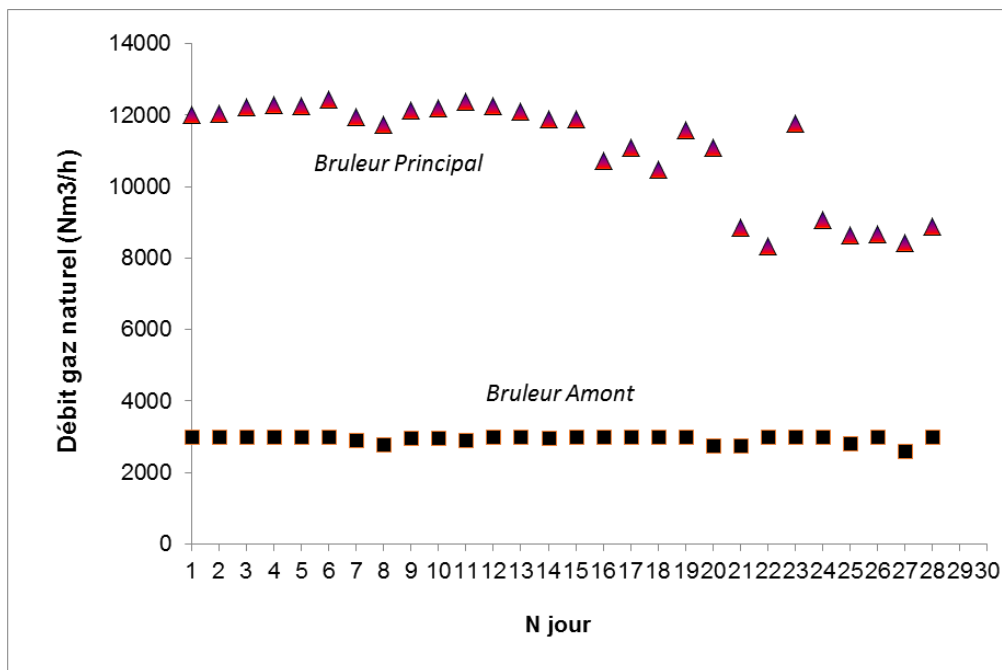


Figure II.6. Consommation horaire du gaz naturel des bruleurs amont et principal

La figure (II.6) représente la consommation horaire de gaz naturels de bruler amont et principale

Bruler principale :

La consommation de gaz prend des valeurs entre (8000 Nm³/h- jour N°22- et 12000 Nm³/h- jour N°1).

On remarque de cette courbe peut être devisé en deux zones principales :

Zone 1:les valeurs sont constantes 12000 Nm³/h (jour°1-jour N°15).

Zone 2 : valeurs décroissantes compris entre (8000-12000) Nm³/h (jour N°16-jour N°29).

Cette décroissance est liée directement à la diminution de la production de clinker.

Le rapport **débit gaz amont /débit gaz principale=1 /3** dans la zone 1.

Ce rapport n'est pas vérifié pour la zone 2.

Bruler amont :

Les valeurs de la consommation de ce bruler est constante **3000 Nm³/h**.

II.5.3 Analyse des gaz boîte à fumée et tour de préchauffage

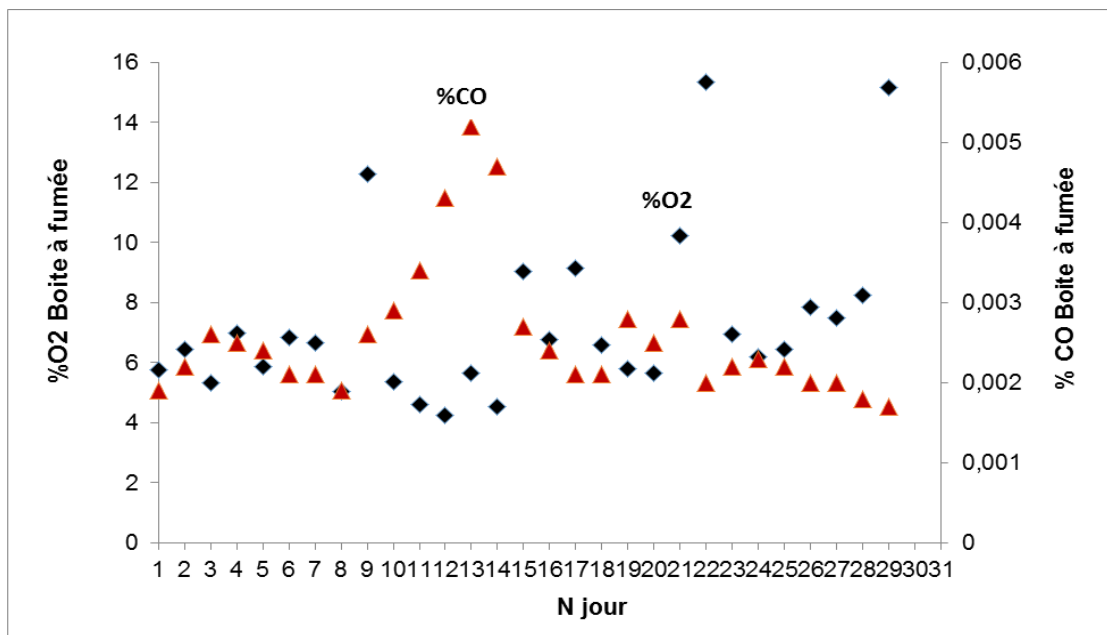


Figure II.7. Analyse de l'O2 et du CO dans la boîte fumée

La figure (II.7) représente l'analyse de l'O2 et CO de la boîte fumée.

Les deux graphes sont sous forme de scies, Les valeurs de CO sont généralement entre (0,0015 et 0,0025%).

On remarque un Pike qui représente une valeur hors cet intervalle (0,005 % - jour N°13).

Les valeurs de l'O2 sont comprises entre (5 et 10 %). La valeur maximale est marquée à l'extérieur de cet intervalle (13 % jour N°9).

II.5.4 Analyse du CO et de NOx à la sortie du préchauffeur à cyclones

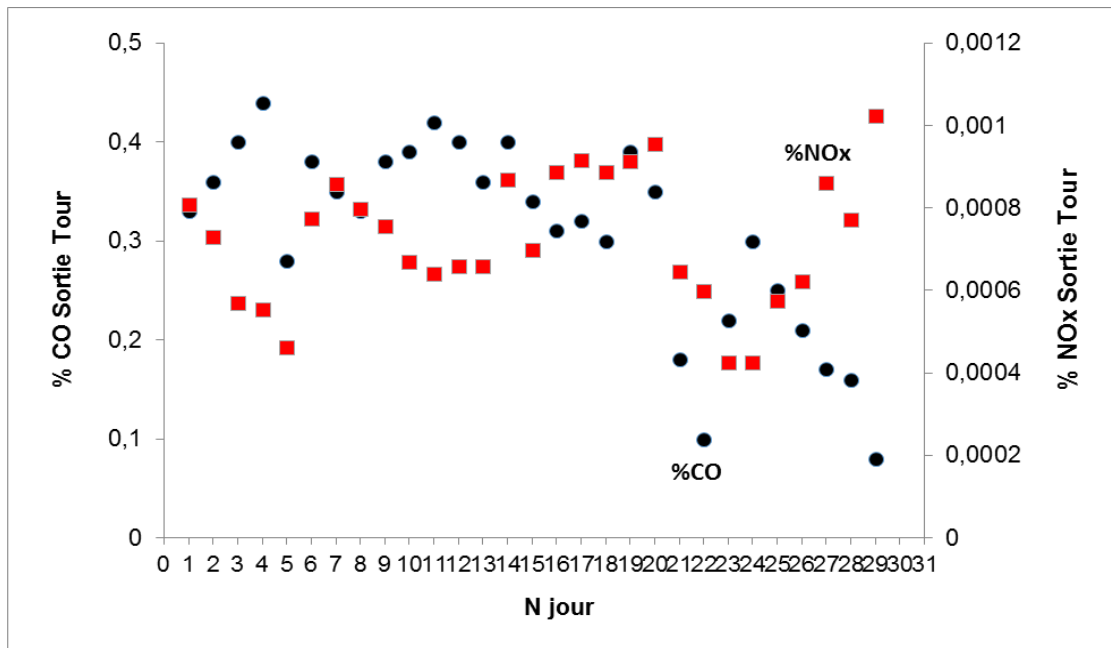


Figure II.8. Analyse du CO et de NOx à la sortie du préchauffeur à cyclones

D'après l'analyse de graphe $\text{Nox}=\text{F}(t)$ ainsi que les paramètres obtenus, on remarque que les valeurs de Nox comprises entre des valeurs de (461- 1022 ppm), avec une moyenne de 723 ppm.

Si on veut comparer cette valeur avec les normes mondiale qu'exige des valeurs entre (700- 800 ppm), on constate que les émissions de Nox sont acceptable par rapport aux ces normes.

L'analyse de graphe $\text{O}_2=\text{F}(t)$ à l'entrée et à la sortie de tour préchauffage, permet d'obtenir les pourcentages entre (5,74-20,7 %) avec une moyenne de 8,18 % (à l'entrée) mais en remarque que toutes les valeurs à (la sortie) prend une valeur de zéro.

On constate que l' O_2 est complètement consommé à la cour de la combustion de gaz.

À la sortie de tour préchauffage, on remarque que les valeurs d'Co sont comprises entre (0,003– 0,44) % avec une moyenne de 0,28 %, cette moyenne est acceptable par rapport aux normes mondiales.

II.5.5 Température de la matière et du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4

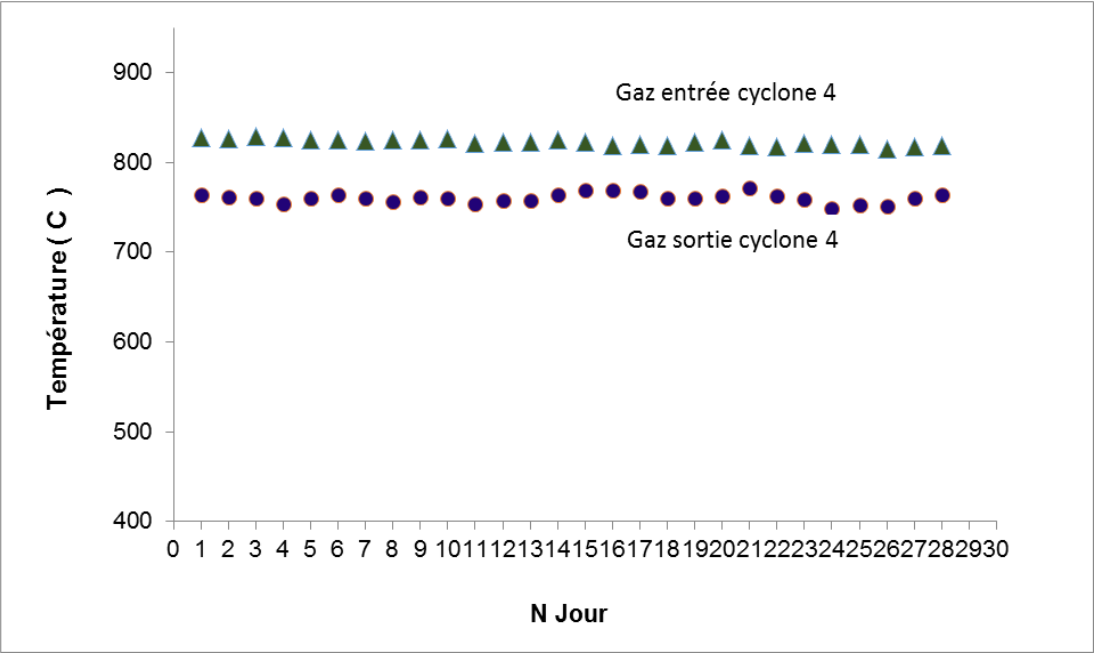


Figure II.9. Température de la farine à l'entrée et à la sortie du cyclone 4

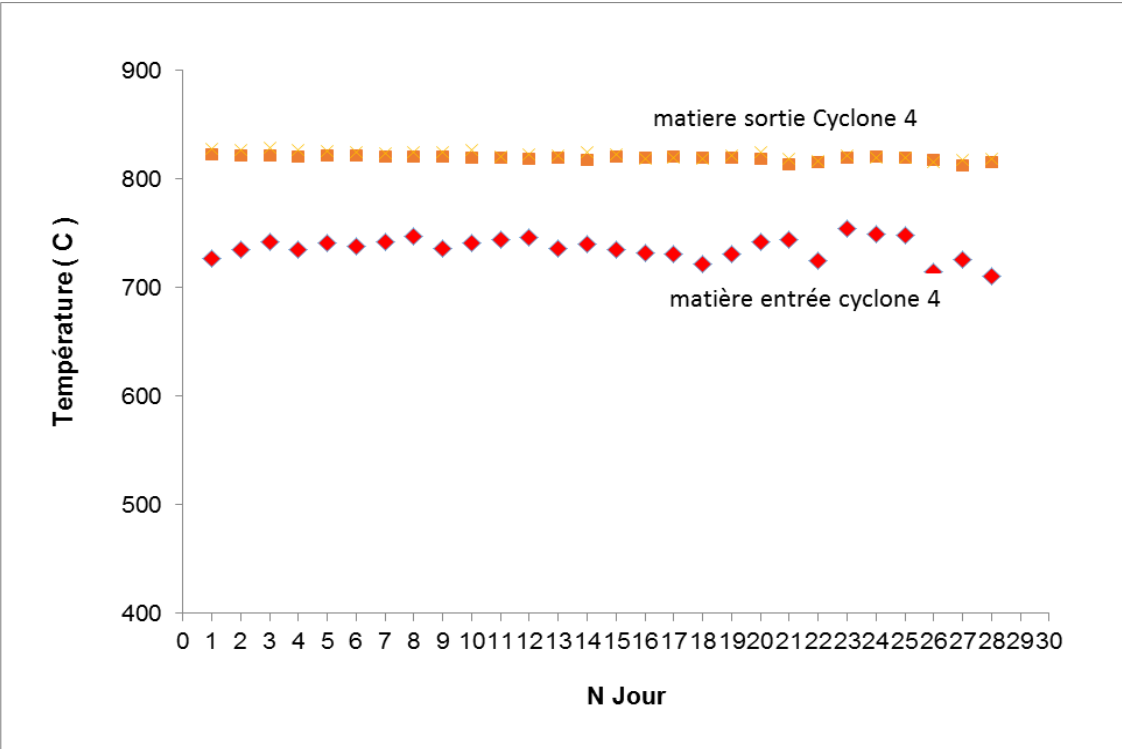


Figure II.10. Température du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4

La figure II.9 représente la température de la farine à l'entrée et à la sortie de cyclone.

On remarque que la température de la matière à la sortie de cyclone 4 (égale à 830 c°) est supérieure à celle de l'entrée (égale à 730 c°), avec un $\Delta T^\circ = 100 \text{ c}^\circ$.

La figure II.10 représente la température de gaz à l'entrée et à la sortie de cyclone 4, même remarque pour la matière, la température de gaz à l'entrée (830 C°) est supérieure à celle de la sortie (730 C°) avec $\Delta T^\circ = 100$.

On remarque que les deux graphes sont identiques, cela est dû à l'échange thermique **matière-gaz**.

L'analyse de ces graphes permet aussi de constater que le pyroclone a deux rôles principaux (le rôle d'un échangeur et le lieu dans le quel se passe la réaction de décarbonations)

II.5.6 Pression du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4

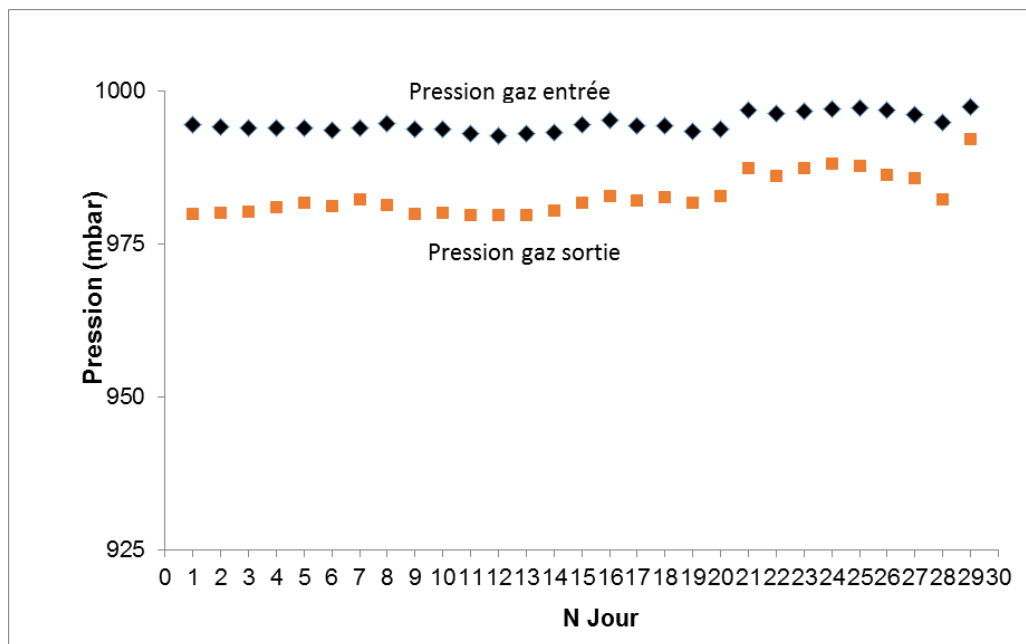


Figure II.11. Pression absolue du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4

La figure (II.10) représente les valeurs de pression absolue du gaz à l'entrée et à la sortie du cyclone 4.

La pression du gaz à l'entrée prend une valeur constante (995 mbar).

La pression du gaz à la sortie est d'une valeur moyenne de (980 mbar).

La valeur de ($\Delta p = 15 \text{ mbar}$).

II .6 . Paramètres statistiques :

Ce tableau exprime les valeurs de paramètres statistiques des données opératoires :

Tableau II. 2. Paramètres statistiques des données opératoires

PARAM STATIST	Médiane	Moyenne géométrique	variance	Ecartype Moyenne
O₂ BF %	6,67	7,43	18,52	3,04
CO BF %	0,002	0,0024	7,29	0,0005
Débit .gaz .tuyère	11747,48	10563,98	3574218,93	1499,96
GAZ SORTIE (C^o)	736,23	594,99	33537,77	16,25
GAZ ENTREE (C^o)	760,15	618,11	39555,85	18,71
MATIERE (C^o)	821,90	666,47	41201,57	21,92
NOX ST %	729,85	705,60	25673,72	133,82
CO ST %	0,33	0,21	0,014	0,096

Note :

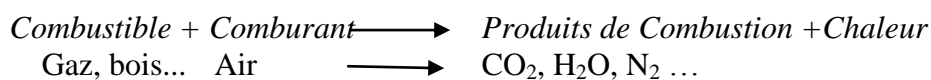
Les valeurs des moyennes exprimées dans le seront retenues pour le développement de modèles présentes en **chapitre IV**.

Introduction

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 des cinétiques de formation de chaque gaz polluant NOx, CO2 et CO mises en jeu.

III.1 La combustion

Elle est utilisée pour produire de la chaleur et la transmettre à des installations et procédés industriels. La combustion est une réaction chimique d'oxydation *exothermique*.



III.1.1 Produits de combustion (fumées)

Les produits de combustion (fumées) sont constitués de :

<u>Principalement :</u>	
1. Dioxyde de carbone :	CO ₂
2. Vapeur d'eau :	H ₂ O
3. Azote:	N ₂

<u>Eventuellement :</u>	
4. Oxyde de soufre	SO ₂
5. Oxygène :	O ₂
6. Monoxyde de carbone :	CO
7. NOx:	NO, NO ₂
8. Hydrogène libre :	H ₂
9. Imbrûlés solides ou gazeux	

La présence et le pourcentage de ces constituants présents dans les produits de combustion permettront de définir le type de combustion, d'affiner les réglages du brûleur, d'améliorer les rendements et d'atténuer les émissions de pollutions atmosphériques

III.1.2 Nature des polluants émis

Les installations de combustion rejettent plusieurs types de polluants. Ce sont principalement:

- les poussières, contenant à la fois des impuretés minérales provenant du fuel et des résidus carbonés de combustion incomplète;
- Une partie du combustible ne participe pas à la combustion, et ce quel que soit le facteur d'air. Cette combustion se caractérise par la présence simultanée d'oxygène et d'imbrûlés, notamment du monoxyde de carbone CO dans les produits de combustion.
- les produits sulfurés, désignés par le sigle SOx, mais constitué essentiellement d'anhydride sulfureux SO₂, lui-même issu du soufre contenu dans le combustible;

- les oxydes d'azote, NO_x plus précisément des mélanges de NO et NO₂. Ces polluants sont formés à la fois à partir de l'azote de l'air et de l'azote du combustible. L'azote de l'air reste globalement neutre dans la combustion. Une infime partie est oxydée. Ils ne sont pas pris en compte dans les équations de combustion classique, mais sont à l'origine des pluies acides par formation d'acide nitrique. C'est pourquoi des textes de loi limitant les rejets de NO_x existent selon le combustible et la puissance.
- des produits spécifiques comme les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP), présents en très faibles concentrations.

III.2.Mécanismes de formation des polluants et cinétiques chimiques

III.2.1.Oxydation de méthane

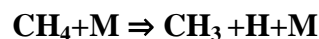
De tous les composés de la série des alcanes le méthane est celui qui s'oxyde le moins facilement cela est dû à la stabilité importance de la molécule CH₄ et à la faible réactivité de radical méthyle CH₃ par rapport à celle de radicaux analogue C₂H₅, C₃H₇ intervenant dans la combustion des hydrocarbures de rang supérieur.

Lors de la combustion de méthane on peut distinguer principalement deux étapes :

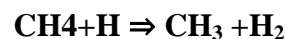
- La première consiste en l'oxydation de méthane par des mécanismes de réaction en chaîne ramifiées aboutissant à la formation de monoxyde de carbone.
- La seconde conduit à la formation de dioxyde de carbone par oxydation de CO. Cette étape intervient en fin de combustion et fournit la majeure partie énergie totale dégagée par la réaction.
-

Les réactions les plus importantes intervenant au cours de l'oxydation direct de CH₄ en CO où **M** représente une molécule quelconque ou la paroi, sont les suivantes :

L'initiation :



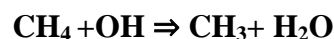
Propagation et production de H₂ :



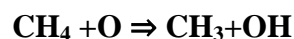
Chaîne ramifiées



Propagation:



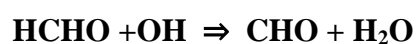
Ramification :

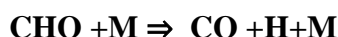


Propagation et formation de formaldéhyde

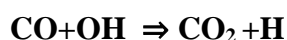


Chaîne de HCHO :

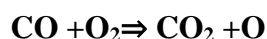




La formation de monoxyde de carbone dont la combustion finale fournit l'essentiel de l'énergie dégage lors de la combustion. CO est oxyde en CO₂ presque exclusivement par la réaction



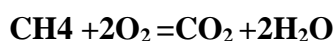
Le CO est rapidement oxyde en CO₂ ce qui s'accompagne d'un important dégagement d'une chaleur. Notons que la formation de CO₂ par la réaction directe est lente et d'importance secondaire.



La vitesse de la réaction globale de formation de CO₂ s'exprime par :

$$r_{\text{CO}_2} = A \exp(-E/RT) C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}}^{0,5} C_{\text{O}_2}^{0,25} \quad (\text{III.1})$$

La réaction globale la plus simple représentant la combustion de méthane s'écrit :



La vitesse de réaction est généralement exprimer par :

$$r_{\text{CH}_4} = A T^a \exp(-E/RT) (C_{\text{CH}_4})^b (C_{\text{O}_2})^c \quad (\text{III.2})$$

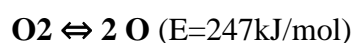
Avec $a=0$; $b=-0.3$; $c=1.3$, $E=48.4 \text{ Kcal.mol}^{-1}$ [8]

III.2.2. Formation de l'oxyde d'azote

L'azote peut se combiner avec l'oxygène à plus ou moins haute température pour former le monoxyde d'azote. Cependant, ces réactions sont dépendantes des énergies de liaison des molécules qui constitueront la source d'azote. L'énergie de liaison de l'atome d'azote dans la molécule N₂ (environ 950 kJ/mol) est plus élevée que dans les molécules azotées organiques présentes dans les huiles lourdes résiduelles et dans le charbon. Ainsi, nous distinguerons donc deux groupes de réactifs azotés : d'une part le N₂ de l'atmosphère, d'autre part les espèces azotées du combustible que l'on désignera par le nom « N du combustible ».

III.2.2.1 Le NO « thermique »

Le mécanisme de formation du NO thermique a été décrit pour la première fois par Zeldovich en 1946 [8] ; il met en jeu un mécanisme radicalaire, qui sera généralement adopté plus tard par tous les chercheurs. Une température élevée est nécessaire pour rompre la molécule de O₂ (d'où l'origine du nom « thermique »). La formation du NO thermique nécessite la présence de radicaux O et OH. A partir d'une certaine température, on constate une dissociation de l'oxygène de l'air :



Le radical O peut ensuite réagir avec l'azote de l'air. Le mécanisme radicalaire décrit par Zeldovich se compose des deux réactions réversibles suivantes :

- La première étape est la dissociation de la molécule N₂ par les radicaux O :



- On a également la réaction :



qui montrent qu'un milieu oxydant favorise la génération de NO et qu'un milieu réducteur tend à résorber le NO. Le mécanisme de formation des NO décrit par les équations ci-dessus est appelé mécanisme de Zeldovich simplifié. En effet, au cours des années 70, ce mécanisme est complété par une autre réaction réversible et porte dès lors le nom de mécanisme de Zeldovich étendu.



Cette dernière équation vient à la suite de l'équation car les atomes de N réagissent avec OH

La vitesse de formation de NO s'exprime :

$$R_{\text{NO}} = 8,52 \cdot 10^{11} C_{\text{N}_2} C_{\text{O}_2}^{0,5} \exp(-135000 \cdot 4,18 / RT) \quad (\text{III.3})$$

III.2.2.2. Le NO « du combustible »

La source d'azote est ici l'azote constitutif de la partie organique du combustible. Les teneurs en azote des combustibles sont variables: nulles pour le gaz naturel, de 0,3 à 0,5% pour les fuels lourds, de 0,5 à 2% pour les charbons, de 0,5 à 1,5% pour les cokes de pétrole. L'origine de cet azote se trouve dans les matières organiques de la période géologique pendant laquelle le pétrole a été formé [5]. Les liaisons carbone-azote C-N impliquées ici sont nettement plus faibles que la triple liaison N≡N impliquée dans la formation du NO thermique. Ainsi, le NO du combustible pourra se former aussi bien à basse température (en particulier en cimenterie dans les précalcinateurs) qu'à haute température (à la tuyère du four cimentier). L'importance relative du NO du combustible par rapport au NO thermique dépend du taux d'azote du combustible, de la température de combustion, et de la qualité et richesse du mélange dans le réacteur.

III.2.2.3. Le NO₂

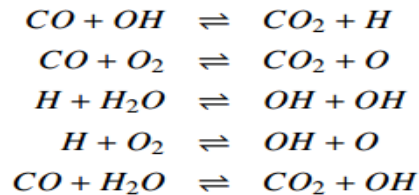
Peu d'études, à notre connaissance, ont permis de distinguer les émissions de NO₂ des émissions de NO. Ce NO₂ résulte de la transformation du NO au cours de la phase de dilution dans l'air. La réaction a lieu à des températures inférieures à 600°C [9] :



La conversion de NO en NO₂ dépend de la quantité d'oxygène disponible et du temps de séjour des gaz résiduels.

III.2.3. Formation du CO

Le monoxyde de carbone (CO) est un gaz inodore, incolore et cependant très toxique. Issu de l'oxydation partielle des combustibles composés de chaînes carbonées (Hydrocarbures), le CO est formée lors de la phase secondaire de la combustion. Lorsque les constituants intermédiaires (H₂, O, H et OH) sont créés par réactions en chaîne, un défaut en atome d'oxygène (combustion riche) favorise sa formation et celle d'H₂O. Dans un second temps, son oxydation en CO₂ intervient. Cette oxydation est lente et quasiment impossible en l'absence d'espèces hydrogénées (notamment OH). Elle fait principalement intervenir les réactions suivantes :



La première réaction est très exothermique et produit l'essentiel de la chaleur dans une zone où abondent OH et O. Toutefois, sa lenteur ne la rend pas compétitive avec les réactions utilisant OH pour oxyder le méthane. La réaction de terminaison de ce système d'oxydation du CO est une réaction tri moléculaire lente qui s'écrit :



Il est à noter que CO est le seul précurseur du CO₂, produit final de combustion d'un hydrocarbure. Ainsi, toute perturbation venant consommer O, H ou OH limite l'efficacité de combustion et entraîne l'émission toxique de CO.

D'après Vestbrook et Dryer [10] on exprime la vitesse de formation de CO par l'équation suivante :

$$r_{CO} = -A T^a C_f^b C_{O_2}^c C_{H_2O}^d \exp(-E * 4,18.10^3 / RT) * (10^{-6})^{(b+c+d-1)} \quad (III.4)$$

Avec a=0, b=0, c=0,25, d=0,5, f=CO, log A= 14,6 et E=40 kcal/mol

III.2.4 Décomposition du carbonate de calcium

Le carbonate de calcium CaCO_3 se décompose en oxyde de calcium (CaO) et en dioxyde de carbone (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°C et 1000°C , la chaleur de décomposition peut être égale à $\Delta h_{900} = 1660 \text{ kJ/kg}$ de 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 CaCO_3 et l'enveloppe de 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 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_2 , germination et recristallisation du CaO formé).
- Diffusion du CO_2 à travers la couche de CaO vers la surface des particules.
- Passage de matières de la surface des particules vers l'environnement.

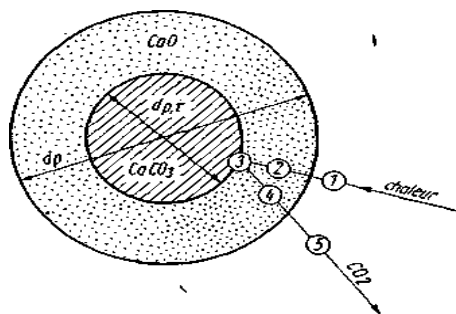


Figure III.1. Représentation schématique du déroulement de la réaction de Décomposition du CaCO_3 (Modèle de l'enveloppe)

D'après Vostan [11] 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 [12].

$$r_{CO_2} = A_{CO_2} \times \frac{1}{dp} \left(\frac{1}{p_{CO_2,4}} - \frac{1}{p_{e,4}} \right) e^{-\left(\frac{E_{ACO_2}}{RT_4}\right)} \quad (III.5)$$

La constante cinétique modifiée k'' peut s'écrire

$$K'' = A_{CO_2} \times e^{-\left(\frac{E_{ACO_2}}{RT_4}\right)} \quad (III.6)$$

III.3. Modélisation du processus de précalcination

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

III.3.1 Choix du Modèle

Pour la représentation de la précalcination 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. L'ensemble des équations issues du bilan matière et bilan thermique forment les équations du modèle couplé entre elles par la cinétique des réactions.

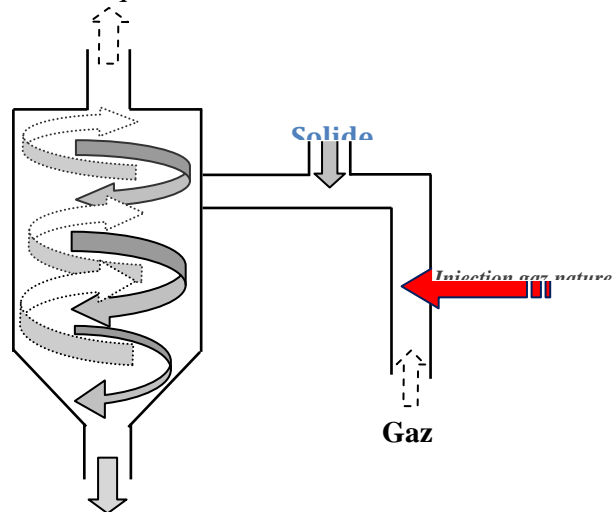


Figure III.2. Représentation des flux de matière de l'étage 4 de précalcination

III.3.2. Temps de séjour des particules de farine dans le cyclone :

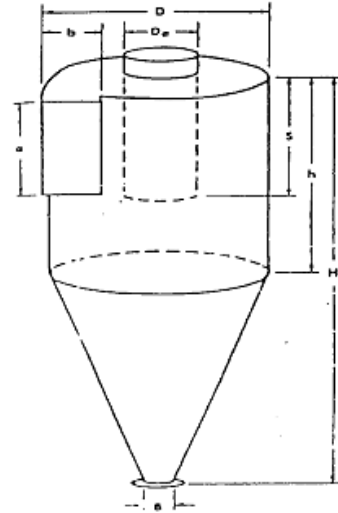
D'après les travaux publiés dans ce domaine, le temps de séjour moyen des particules solides dans un réacteur cyclone est fonction de temps de chute libre de ces particules et surtout du critère de Reynolds Re_0 calculé par la formule :

$$Re_0 = \frac{4G}{\pi d_0 \mu_g}$$

μ_0 : la viscosité dynamique du gaz

G : le débit massique du gaz

d_0 : le diamètre hydraulique



En considérant t_0 , le temps de chute libre des particules

solides et en négligeant le temps de séjour du gaz, t_s sera déterminé par la corrélation de Lédé et Coll (1989) [13], suivante :

$$t_s - t_0 = 4,11 \cdot 10^{-5} Re_0^{1,09} \quad \text{(III.7)}$$

III.3.3. Notation des différents flux de matière et de gaz

La notation des flux de matière traversant l'ensemble du cyclone 4 et sa conduite d'entrée du gaz est représentée en figure III.3.

(F3, F4), (G5, G6) et (P5, P6) les débits de farine, de gaz et de poussières à l'entrée et à la sortie. G_n le débit injecté du combustible.

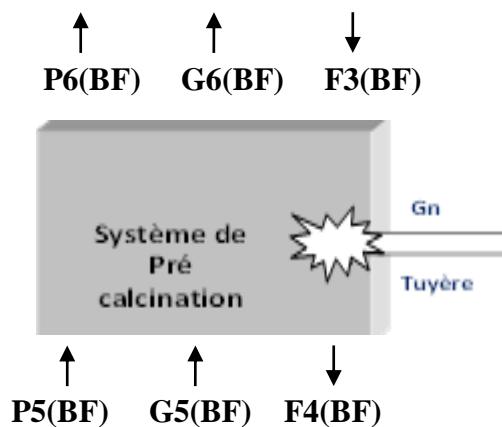


Figure III 3. Notation des flux de l'étage 4

III.3.4 Equations du modèle

- **Bilan massique sur le solide**

$$F3 + P5 = F4 + P6 + m_{CO_2} \text{ dégagé de la farine} \quad (III.8)$$

Le débit de CO₂ dégagé lors de la calcination peut s'écrire

$$m_{CO_2} = r_{CO_2} \cdot M_{\text{farine}} \quad (III.9)$$

r_{CO_2} : vitesse de réaction de CO₂ à l'étage 4 donnée par l'équation (III.5)

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

$$M_{\text{farine}} = F4 \cdot t_s \quad (III.10)$$

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

- **Bilan massique sur les gaz**

Le débit des gaz CO₂, NO_x et CO à la sortie du cyclone 4 est donné par :

$$m_{CO_2} \text{ SORTIE} = m_{CO_2} \text{ ENTRANT} + m_{CO_2} \text{ CALCINATION} + m_{CO_2} \text{ COMBUSTION} \quad (III.11)$$

$$m_{NO_x} \text{ SORTIE} = m_{NO_x} \text{ ENTRANT} + m_{NO_x} \text{ COMBUSTION} \quad (III.12)$$

$$m_{CO} \text{ SORTIE} = m_{CO} \text{ ENTRANT} + m_{CO} \text{ COMBUSTION} \quad (III.13)$$

$$m_{CH_4} \text{ SORTIE} = m_{CH_4} \text{ ENTRANT} - m_{CH_4} \text{ COMBUSTION} \quad (III.14)$$

m_{CO_2} , m_{NO_x} , m_{CO} , m_{CH_4} sont calculés par les équations (III.1, III.3 et III.4)

- **Le bilan thermique sur l'étage (4)**

$$F3.Hf3 + P5.Hp5 + G5.HG5 + Q_{\text{comb}} = F4.Hf4 + P6.Hp6 + G6.HG6 + Q_{\text{décomCaCO}_3} + Q_{\text{perte}} \quad (III.15)$$

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

$$H_i = H_i^0(T_0) + \int_{T_0}^T C_p(T) dt \quad (III.15)$$

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

La perte thermique s'écrit

$$Q_{\text{perte therm}} = h \times A_4 \times (T_p - T_0) \quad (III.16)$$

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

A4 : surface moyenne d'échange du cyclone estimé à 180 m² (le détail du calcul est donnée en annexe 2)

h4 : 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 CaCO₃ peut s'écrire :

$$Q \text{ décomp} = Q_0 \times M_{\text{CaCO}_3} / M_{\text{CO}_2} \times r_{\text{CO}_2} \times M_{\text{farine}} \quad \text{(III.17)}$$

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 :

$$Q_{\text{comb}} = r_{\text{CH}_4} \times V_g \times \text{PCI} \quad \text{(III.18)}$$

III.4 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.

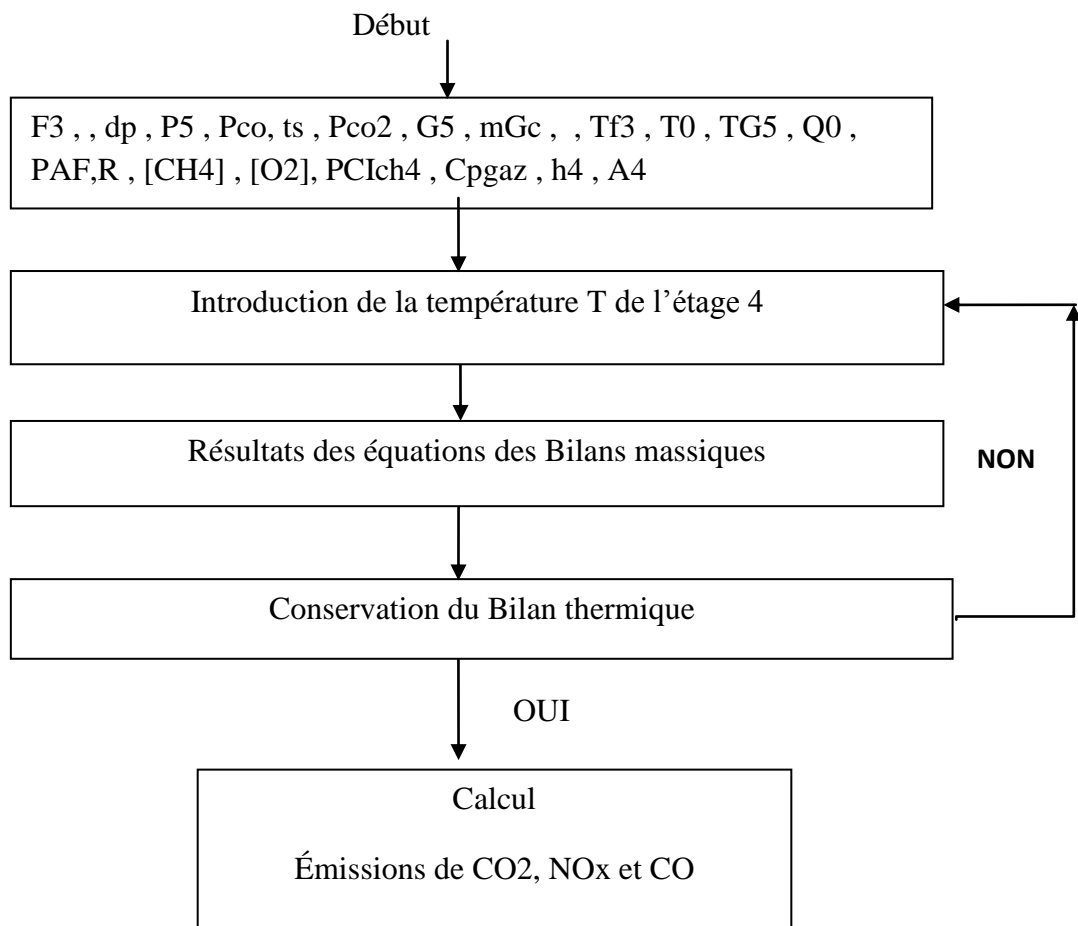


Figure III.4. Organigramme de résolution du modèle

III.5. validation du modèle

Afin de tester la validité de notre modèle, nous avons jugé bon de donner en tableau III.1, la comparaison des résultats de calculs aux données réelles de fonctionnement de ce précalcinateur.

Tableau III.1. Résultats de calcul et des données relevées

Paramètres opératoires et émissions	Valeur relevée	Modèle
Température de l'étage 4 (°C)	800	
Taux de décarbonatation (%)	69	
Emission de CO (kg/s)	0,0931	
Emission de NOx (kg/s)	14 ,5	

Introduction

Ce chapitre sera consacré à l'utilisation du modèle développé pour dégager une série de tests de simulation, permettant l'étude de la sensibilité des émissions de polluants gazeux aux différentes conditions opératoires. Ainsi, les paramètres qui contrôlent les émissions de ce système seront mis en évidence.

IV.1. Domaine de variation des paramètres opératoires étudiés

La sensibilité des différentes quantités de polluants émises par le système de précalcination sera examinée sous diverses conditions opératoires. A cet effet, nous donnons au tableau ci-après, les domaines réels de variation des paramètres opératoires étudiés.

Tableau IV.1. Domaines de variations des paramètres opératoires

Paramètre	Unité	Domaine
Diamètre moyen des particules de la farine (dpa)	μm	15 ÷ 50
Temps de séjour des particules de farine (t_s)	s^{-1}	1 ÷ 4
Pression du CO ₂ dans le précalcinateur(P₄)	N/m^2	15000÷22100
Température de l'étage 4(T₄)	$^{\circ}\text{C}$	800 ÷ 1200
Concentration de N₂	mol/l	1,8 ÷ 3,2
Concentration d' O₂	mol/l	0,12 ÷ 0,5
Concentration de H₂O	mol/l	0,1 ÷ 0,3
Débit gazeux du gaz provenant du four(G₅)	kg/s	20 ÷ 60
Débit de farine cyclone 4(F₄)	kg/s	100 ÷ 230

IV.2. Influence des conditions opératoires sur l'émission de polluants gazeux

2.1. Influence de la température de l'étage 4

La température est un paramètre très influant sur la cinétique de formation de CO₂, NO_x, CO émises par le système de précalcination. A cet effet, la figure IV.1 montre que les quantités de ces polluants augmentent considérablement avec la température. A titre d'exemple pour une augmentation de température initiale de système de T=800°C à T= 1200°C, un accroissement de débit de CO₂ est observé de 7,71kg/s à 43,57kg/s. Ce qui dénote une émission 4.7 fois plus que celle initiale pour une différence de température de 300°C. La quantité de NO_x augmente d'une valeur initiale 0,031 à 5,7kg/s et le CO de manière moindre de 0,0931kg/s à 1,120kg/s. Ceci est en accord avec leur cinétique fortement dépendante de la température.

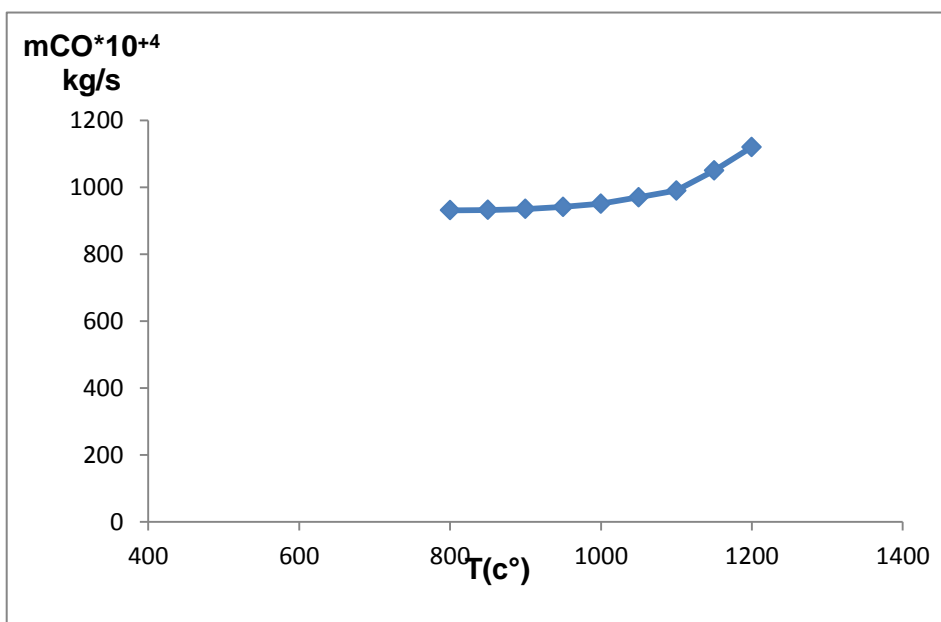
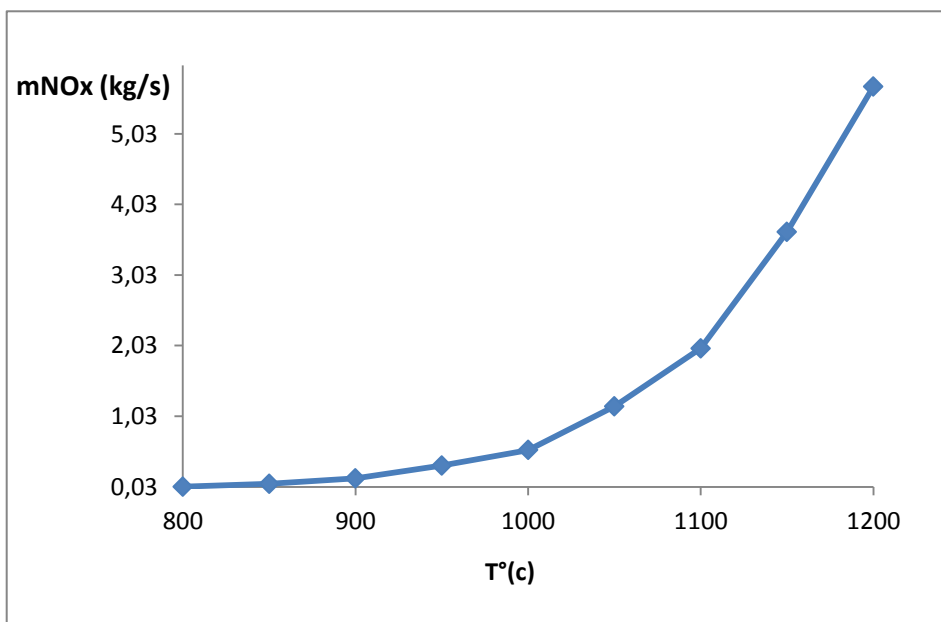
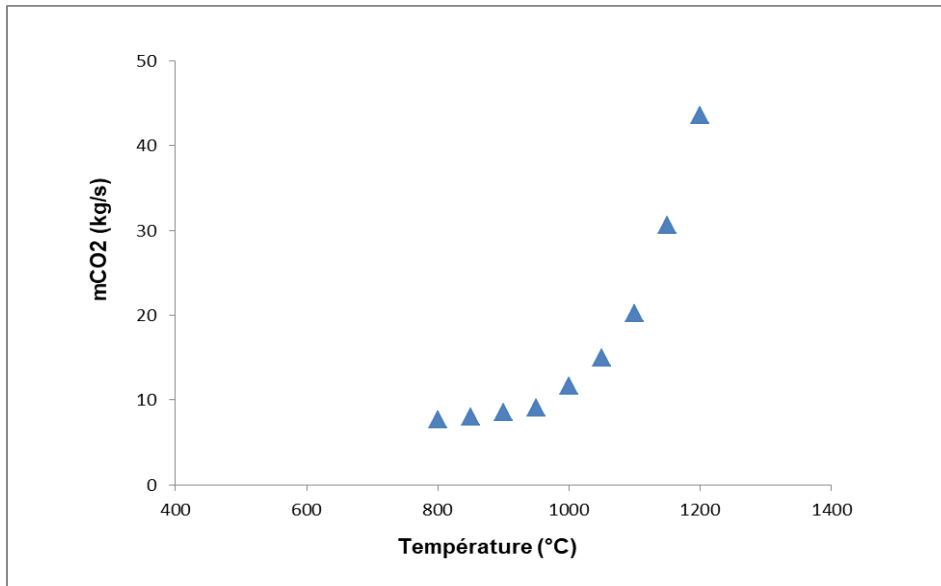


Fig. IV.1. Influence de la température de l'étage 4 sur l'émission de CO₂, NO_x et CO

2.2 Influence du débit gazeux

La figure (IV.2) représente l'évolution des émissions de CO et NOx en fonction du débit gazeux G5 sortant du four et entrant dans le précalcinateur. L'émission du CO est pratiquement insensible à ce débit gazeux par contre le NOx augmente linéairement. Le débit de NOx passe de 0,018 kg/s à 0,053kg/s pour une augmentation de G5 de 20 à 60 kg/s. Ceci peut être expliqué par l'apport croissant de l'oxygène et de l'azote contenu dans ce gaz. Rappelons que les concentrations de ces deux entités influentes considérablement sur la cinétique de formation de NOx.

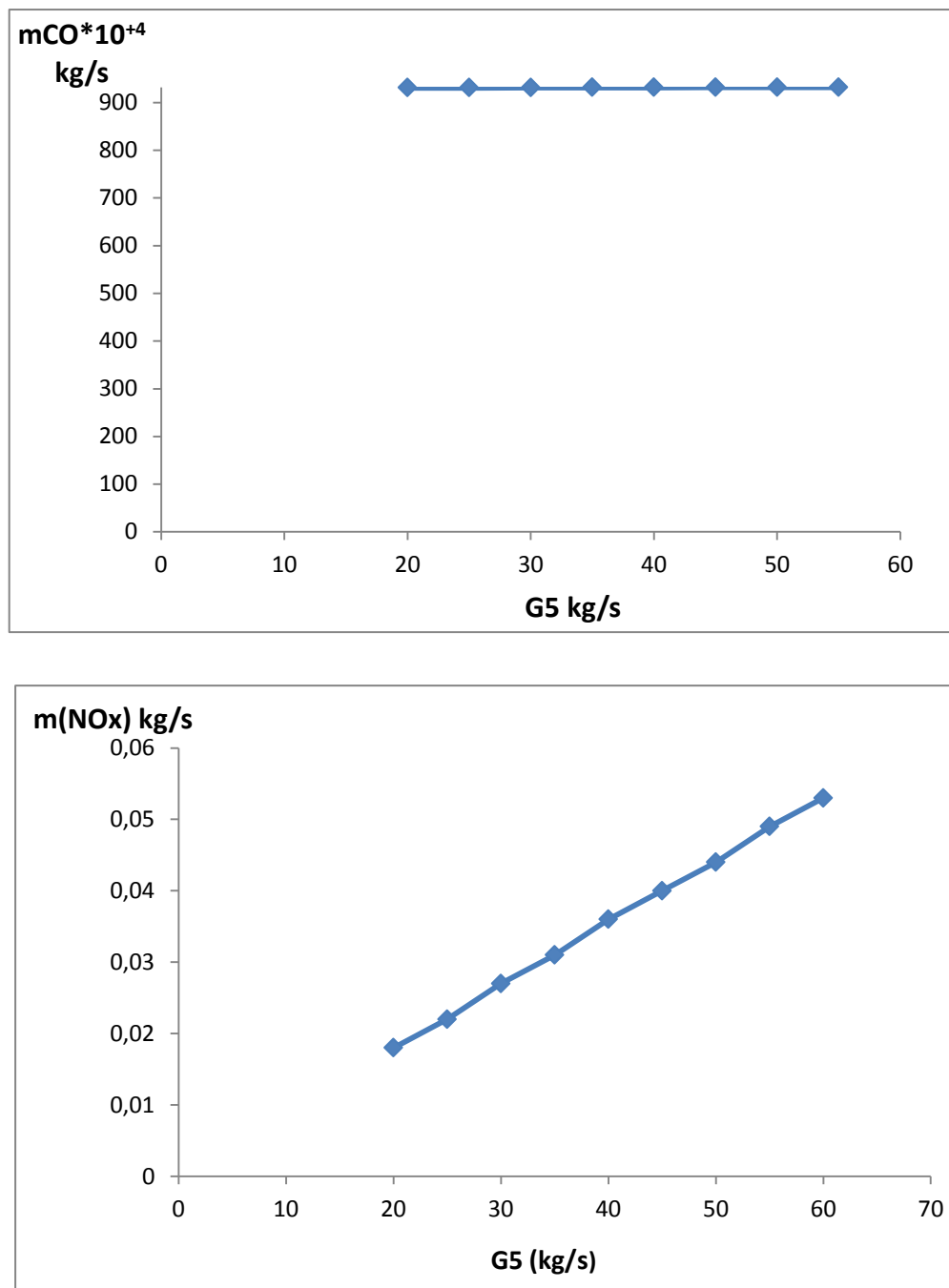


Fig. IV.2. Influence du débit gazeux sur l'émission de CO et NOX

2.3 .Influence de la concentration d'oxygène

La concentration de l'O₂ est un paramètre très influant sur la cinétique des quantités NOX et CO émises par le système de précalcination. La figure (IV.3) montre que la quantité de NOX émise augmente considérablement avec la concentration d'O₂, par contre celle de CO est pratiquement constante. Par exemple pour une valeur C=0,12 mol/l, la quantité de CO atteint la valeur de 0,09308kg/s ,et pour une valeur de C=0,50 mol/l la quantité de CO est de 0,09319kg/s. Par contre, la quantité de NOX passe d'une valeur de 0,018kg/s à une valeur de 0,053 kg/s.

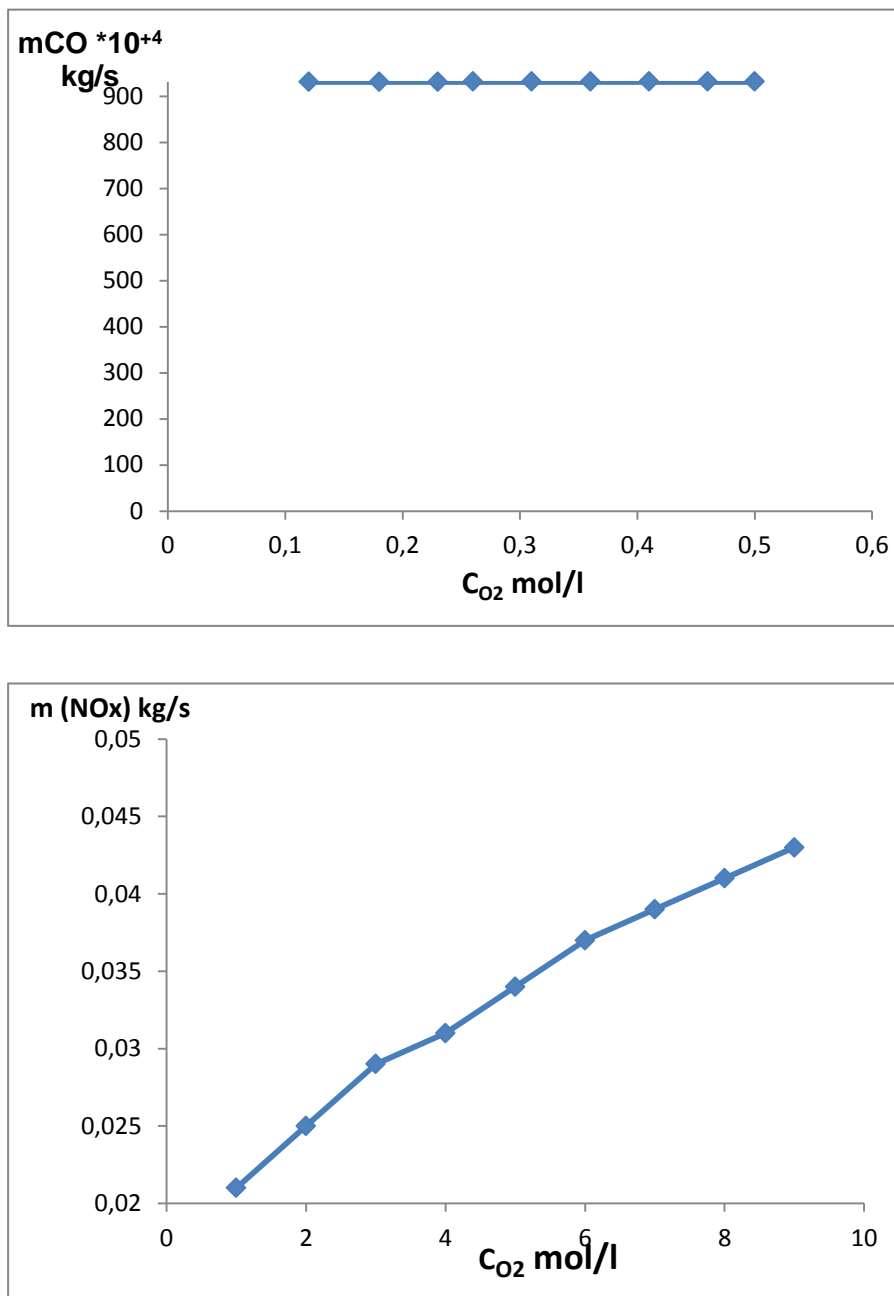


Fig. IV.3. Influence de la concentration d'O₂ sur l'émission de CO et NOx

2.4. Influence de la concentration de N₂

La figure IV.4 représente la variation la quantité de NOX émise en fonction de la concentration de N₂. On constate que la quantité de NOX émise augmente considérablement avec la concentration de N₂. A titre d'exemple, pour une variation de concentration de N₂ de 1,8 mol/l à 3,2 mol/l, la quantité de NOX passe de 0,02kg/s à 0,35 kg/s. Cette évolution peut être expliquée par la cinétique de Zeldovitch déjà mentionné au chapitre III.

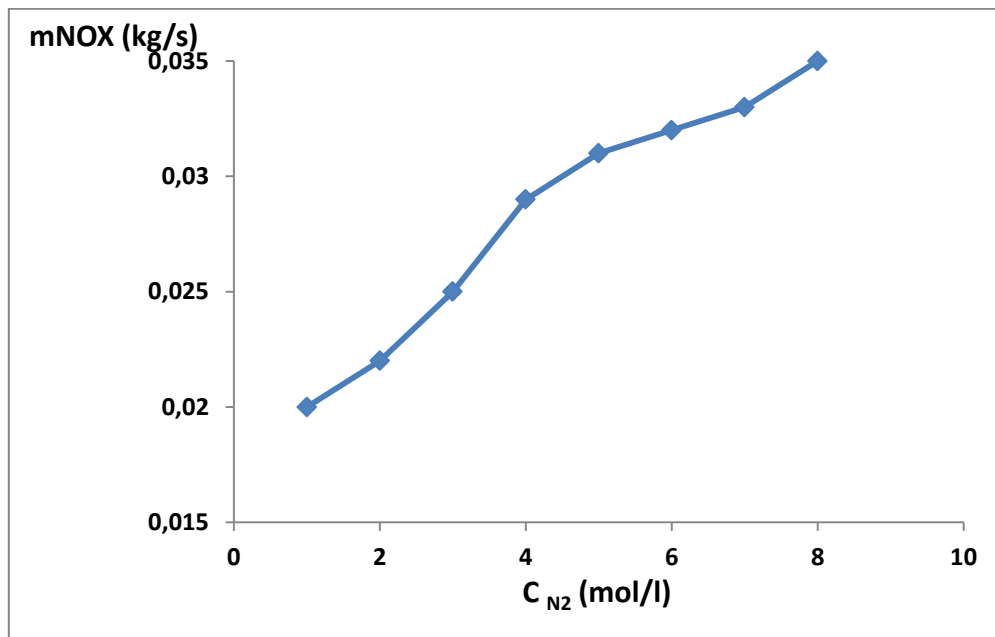


Fig. IV.4 Influence de la concentration de N₂ sur l'émission de NO_x

2.4 Influence de la pression de l'étage 4

La figure (IV.4) montre l'évolution de la quantité de CO₂ émise par le système de précalcination 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 CO₂ gazeux. Ceci implique que l'augmentation de la pression est toujours défavorable à l'avancement de cette réaction. Ainsi, elle entraîne une diminution la quantité de CO₂ émise par le système de précalcination. Par exemple pour une valeur de (P=19000 N/m²) on marque que m_{CO2} =8,102 kg/s, par contre pour (P=22100 N/m²), la quantité de m_{CO2} est (7,545 kg/s).

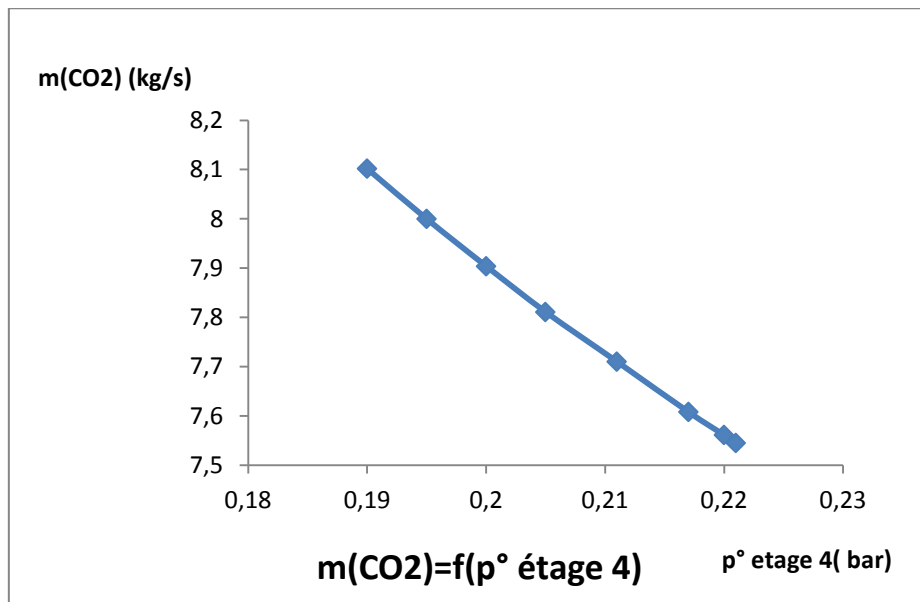


Fig. IV.5:Influence la pression de l'étage 4 sur l'émission de CO₂

2.5. Influence du diamètre moyen des particules de la farine

Comme nous l'avons mentionné au chapitre III, la taille moyenne des particules de la farine est un paramètre qui peut avoir aussi une grande influence sur la cinétique de la quantité de CO₂ émise, sur la figure (IV.6), est représentée l'évolution de la quantité de CO₂ émise en fonction du diamètre moyen des particules. La quantité de CO₂ émise est d'autant plus important que la taille des particules est faible, comprise entre (15 et 20µm).

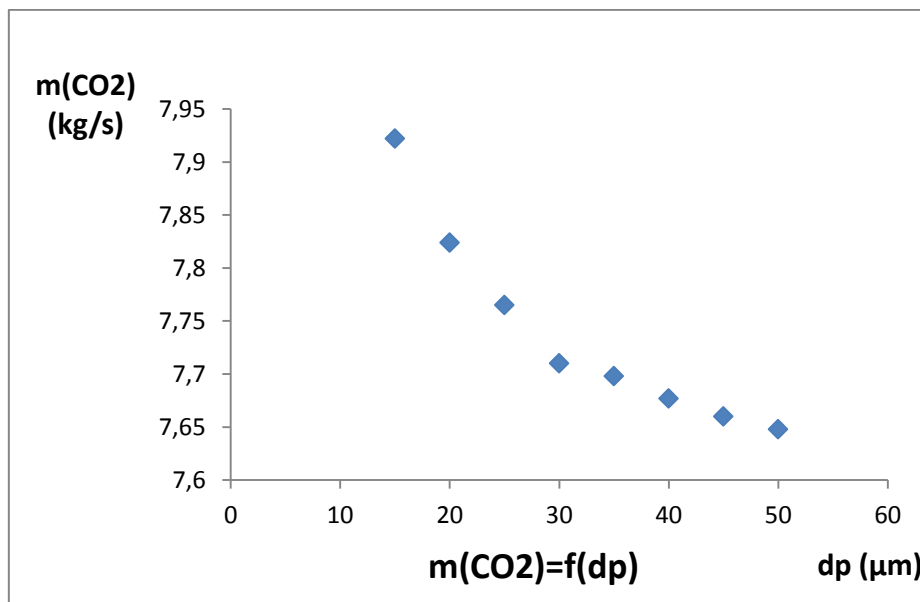


Fig. IV.6. Influence du diamètre moyen sur l'émission de CO₂

2.6. Influence du temps de séjour de la farine

L'influence du temps de séjour des particules de la farine sur la quantité de CO_2 émise est représentée en figure (IV.7). La quantité de CO_2 émise augmente 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.

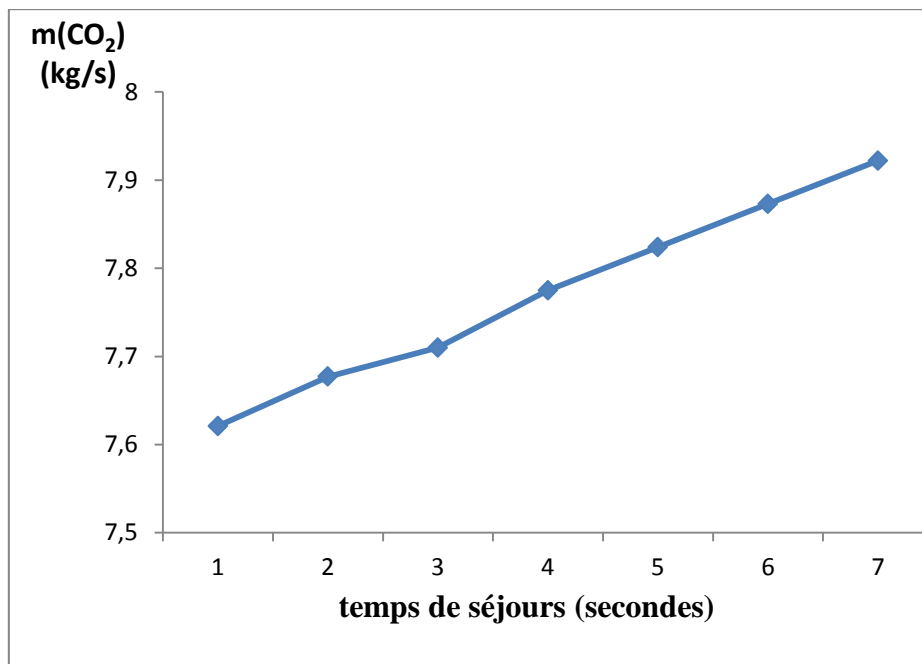


Fig. IV.7. Influence du temps de séjour sur l'émission de CO_2

CONCLUSION GENERALE

Le procédé de précalcination de la farine crue à ciment de l'unité de Meftah, faisant l'objet de cette étude met, en œuvre un préchauffage accompagné des réactions de décarbonatation du carbonate de calcium et de combustion du gaz naturel.

Nous pouvons retenir que durant ce travail, les paramètres opératoires nécessaires au développement et à l'établissement du modèle proposé pour la représentation du précalcinateur ont été relevés et mesurés

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, et les équations de bilans de matière et d'énergie et les lois de transfert de chaleur a permis le calcul des quantités des polluants gazeux émises par le système de précalcination.

S'appuyant sur ce modèle, nous avons élaboré un programme de calcul sous le langage Matlab permettant le calcul de simulation des quantités d'émissions de gaz polluants émises par ce système sous différentes conditions opératoires. Les principaux résultats de simulation des tests de sensibilité des émissions de gaz polluants aux différents paramètres opératoires, nous ont permis de tirer les conclusions suivantes :

- La température dans l'étage 4 a une influence très significative sur la cinétique de formation de CO_2 , NO_x , CO émises par le système de précalcination.
- 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 et donc une augmentation de la quantité de CO_2 émise.
- Le diamètre moyen des particules de la farine étant un paramètre d'influence de la cinétique de décomposition de CaCO_3 , sa diminution est favorable à la quantité de CO_2 émise par la précalcination.
- L'augmentation de la pression est toujours défavorable à l'augmentation de la quantité de CO_2 émise.
- Les concentrations d' O_2 et N_2 ont une influence sur la cinétique de formation de NO_x , leur augmentation accélère la formation de ce polluant.

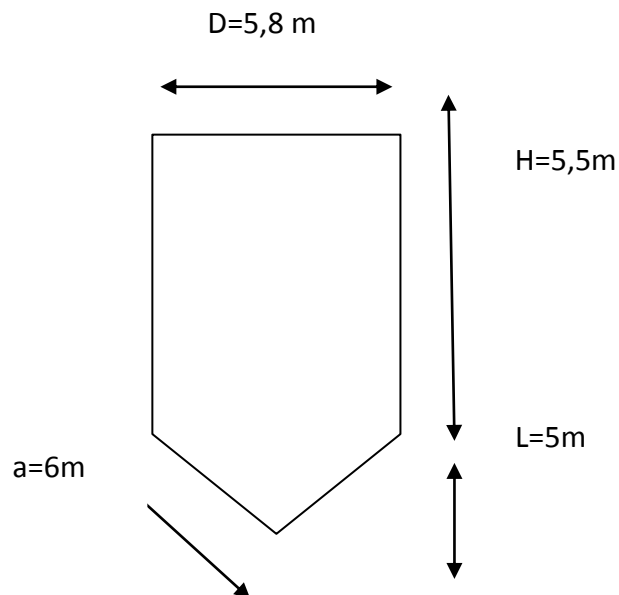
ANNEXE 2 : PROPRIETES DES CONSTITUANTS

Masses molaires et volumiques des gaz

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

ANNEXE 1 : CALCUL DE LA SURFACE DU QUATRIEME CYCLONE A4 ET DU TEMPS DE SEJOUR DES PARTICULES SOLIDES

Calcul de la surface de quatrième cyclone A4



$$A_4 = \pi \cdot D \cdot H + \pi \cdot \frac{D^2}{4} + \pi \cdot a \cdot \frac{D}{2} \quad ; \quad A = 80 \text{ m}^2$$

Les propriétés physico-chimique de ce fluide soit :

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

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

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 :

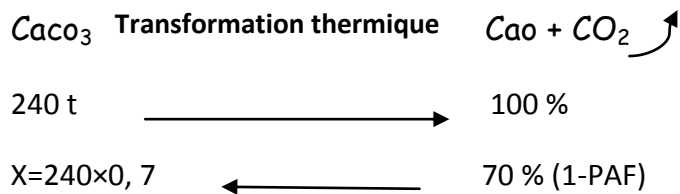
Débit massique de la farine d'alimentation

La perte au feu PAF au niveau du cyclone 3

Donc alimentation four de 240 t/h (farine)

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

La réaction de décarbonatation de CaCO_3



$$F_3 = 168 \text{ t/h}$$

Pour une division de la tour de préchauffage

$$F_3 = 84 \text{ kg/sec}$$

G5 débit des gaz provenant du four

$$G5 = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{\text{Excès d'air}}{V_{\text{O}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}} + V_{\text{CO}_2} \text{ matière}$$

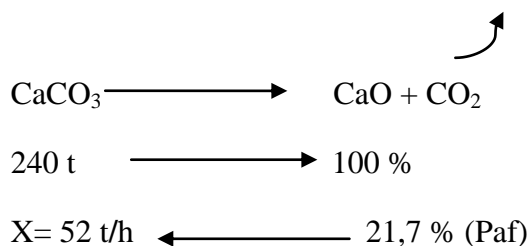
Calcul du V_{CO_2} de la matière

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



Pour une seule division de la tour

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$p_{0G_5} = \sum_{i=1}^n Y_i p_i$$

$$p_{0G_5} = (1,96 \times 1,42 + 61,45 \times 1,25 + 15,35 \times 0,80 + 21,23 \times 1,96)$$

$$p_{0G_5} = 1,33 \text{ Kg/Nm}^3$$

$$G_5 = 95903,5 \times 1,33$$

$$G_5 = 35,43 \text{ kg/s}$$

Quantité des gaz entrants

$$m_{NO_x} \text{ entrant} = 0,001746 \times 29,99 = 0,052 \text{ kg/s}$$

$$m_{CO} \text{ entrant} = 35,43 \times 0,0026 = 0,093 \text{ kg/s}$$

$$m_{CO_2} \text{ entrant} = 35,43 \times 0,2123 = 7,53$$

$$m_{CH_4} \text{ entrant} = 2900 \times (16/22,4) = 2071,42 \text{ kg/s}$$

ANNEXE 4 : PROPRIETES DES CONSTITUANTS

A .Evaluation du coefficient d'échange par rayonnement, h_r

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

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

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

α_g , le facteur d'absorption

ε_g , l'émissivité

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

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

ε_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 à la température du milieu réactionnel, et égale à la moyenne logarithmique de la température du premier étage et celle du dernier étage.

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

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

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

Et nous allons prendre comme valeur approximative du coefficient de convection

$$h_f = h_{cv} + h_r \approx 44 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

A. calcul de chaleur de décomposition du carbonate de calcium :

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

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

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

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

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

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

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

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

C. taux de décarbonation (ε):

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

$$\varepsilon = (23,33 - 12,22) / (0,30 * 23,33) - (100/44)$$

$$\varepsilon = 0,69 = 69\%$$

Annexe 5 :

A.les quantités de CO_2 à la sortie du pécalcinateur.

A.1.Le variable : T^0 étage 4

T^0 ét4 m (kg/ s)	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200
Co₂	7,71	7,991	8,562	9,063	11,63	14,95	20,17	30,60	43,57

A.2.Le variable : P^0 étage 4

P^0*10^{-5} m (kg/ s)	0,190	0,195	0,2	0,205	0,211	0,217	0,220	0,221
Co₂	8,102	8,000	7,904	7,811	7,71	7,608	7,561	7,545

A.3.Le variable : P équilibre de l'étage 4

P^0 ét 4 m (kg/ s)	0,212	0,217	0,220	0,222	0,225	0,228	0,23	0,235
Co₂	7,55	7,63	7,68	7,71	7,752	7,796	7,825	7,895

A.4.Le variable : M farine

M Farine m (kg/ s)	100	150	160	174	180	190	200	215	230
CO₂	7,632	7,683	7,693	7,71	7,12	7,724	7,734	7,75	7,765

A.5.Le variable : T_s

t_s (s) m (kg/ s)	1	1,5	2	2,5	3	3,5	4
Co₂	7,621	7,677	7,71	7,775	7,824	7,873	7,922

A.6. Le variable : dp

$dp \cdot 10^6$ m (kg/ s)	15	20	25	30	35	40	45	50
CO ₂	7,922	7,824	7,765	7,71	7,698	7,677	7,66	7,648

B. les quantités de NOX à la sortie du pécalcinateur.

B.1. Le variable : T^0 étage 4

T^0 ét4 m (kg/ s)	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200
NOX	14,50	34,06	73,18	153,98	302,33	546,83	931,35	1700	2656

B.2. Le variable : C_{N2}

C_{N2} m (kg/ s)	1,8	2	2,3	2,6	2,78	2,9	3	3,2
NOX	9,40	10,45	12,01	13,57	14,50	15,61	15,65	16,7

B.3. Le variable : C_{O2}

C_{O2} m (kg/ s)	0,12	0,18	0,23	0,26	0,31	0,36	0,41	0,46	0,50
NOX	9,87	12,02	13,64	14,50	15,83	17,05	18,20	19,27	20,01

B.4. Le variable : G_5

G_5 m (kg/ s)	20	25	30	35	40	45	50	55	60
NOX	8,31	10,37	12,44	14,50	16,57	18,63	20,69	22,76	24,82

C.les quantités de CO à la sortie du pécalcinateur

C.1.Le variable : T^0 étage 4

T^0ét4	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200
m (kg/ s)									
CO * 10⁴	931	932	935	941	951	970	990	1050	1120

C.2.Le variable : G_5

G_5	20	25	30	35	40	45	50	55	60
m (kg/ s)									
CO* 10⁴	930,58	930,72	930,87	931	931,16	931,30	931,44	931,59	931,73

C.3.Le variable : C_{O_2}

C_{O_2}	0,12	0,18	0,23	0,26	0,31	0,36	0,41	0,46	0,50
m (kg/ s)									
CO* 10⁴	930,8	930,9	930,9	931	931,15	931,16	931,17	931,18	931,19

C.4.Le variable : C_{H_2O}

C_{H_2O}	0,10	0,14	0,17	0,20	0,23	0,25	0,28	0,30
m (kg/ s)								
CO* 10⁴	930,78	930,92	931	931,10	931,20	931,25	931,30	931,35

Références Bibliographiques

- [1] **Pliskin L.**, La fabrication du ciment, ciments français, Eyrolles, Paris (1993).
- [2] **Seidel G., Huckauf H., Jochen S.**, Technologie des ciments, chaux, plâtre : Processus et Installations de cuisson, Septima, Paris (1980).
- [3] **Dreizler I., Schafer K.**, Fraction analyses for evaluating the heterogeneity of raw meals, translation ZKG No.9/90 (pp.445-451), September (1990).
- [4] **Carvalho Met Madivate D.**, Theoretical energy requirement for burning clinker, Cement and Concrete Research, 29 (1999) 695 – 698.
- [5] **Pillard J-P.**, Le diagnostic énergétique d'une cimenterie, Fiche technique Prisme n° 1, Institut de l'énergie et de l'environnement de la francophonie-IEPF (2003) 1-8.
- [6] [7] **Touil D., Chikhi S., Boughedaoui M.**, Evaluation de la surconsommation énergétique dans les cimenteries algériennes : Impact sur l'environnement, 2^{ème} Symposium du comité algérien de l'énergie, Economie d'énergie et Environnement, Alger, 15–16 Novembre (2000).
- [8] **De Soete, G.G.**, Aspects chimiques de la combustion du charbon pulvérisé – 2ème partie, Revue de l'Institut Français du Pétrole, Vol 37, N°4, PP503/530, 1982.
- [9] **De Soete, G.G.**, Mécanismes de formation et de destruction des oxydes d'azote dans la combustion, Revue générale de thermique, n°330-331, juin-juillet 1989.
- [10] **Suuberg, E.M., Teng, H., Calo, J.M.**, Studies on the kinetics and mechanism of the reaction of NO with carbon, 23rd International Symposium on Combustion, The Combustion Institute, PP1199/1205, 1990.
- [11] [12] **Muller, A.Uohmek**: Kinetische Unter Suchungen Zur Karziumkanonatzg Hab (1975).
- [13] **S.K.Kang, T.W.Kwon and S.D.Kim**: Hydrodynamique Characteristics of Cyclone Reactor, Powder Technologie, 58 (1989).