

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur  
et de la Recherche Scientifique  
Université Akli Mohand Oulhadj - Bouira -  
Tasdawit Akli Muḥend Ulḥağ - Tubirett -



وزارة التعليم العالي والبحث العلمي  
جامعة أكلي محمد أولحاج  
- البويرة -



## **Faculté des sciences et des sciences Appliquées**

### **\*\* Département de Génie Mécanique \*\***

Projet de fin d'étude

En vue d'obtention diplôme de master en :

Génie Mécanique option : Energétique

**ANALYSE ÉNERGETIQUE DE LA CIMENTERIE DE  
SOUR EL GHOZLANE : BILAN DE LA LIGNE DE  
CUISSON ET SOLUTIONS**

Réalises par :

- BELKACEMI Fateh
- ADILA Fateh

Encadré par :

M. KARI Djamel

**Soutenu Le 03 juillet 2018 devant le jury composé de:**

**Président :**

Pr. M. BOUSAID  
D.M. TAMRABET  
D.L. BOUREGBI

Année : 2017 /2018

## Dédicaces

*Je dédie ce mémoire :*

*A mes parents pour leur amour inconditionnel et inestimable, leurs sacrifices et leur soutien en continu dans tout ce que j'entreprends.*

*A mes frères, mes sœurs*

*A mon ami et binôme fateh avec qui j'ai connu une aventure similaire aux montagnes russes, où il y a eu des hauts et des bas mais qui grâce à dieu s'est bien terminée.*

*A ma promotion avec qui j'ai passé 3 années inoubliables pleines de fous-rires et de moments de joies mais aussi des moments de travail intense avec d'innombrables soirées passées au département.*

*A tous ceux que j'ai omis de citer mais qui comptent énormément pour moi.*

*fateh*

## REMERCIEMENTS

*Avant tout, nous remercions Allah le tout puissant qui nous a donné le courage, la volonté et la patience d'accomplir ce travail.*

*Nous remercions également toute personne ayant contribué, de près ou de loin, à l'aboutissement de ce travail.*

*En commençant, en premier lieu, par remercier M. KARI et Pr. BAZZAZI et Dr LAMRI Elhadj, et les enseignants de CFIC de nous avoir fait l'honneur de nous encadrer. Nous tenons à les remercier pour tout le soutien qu'ils nous ont apporté, leur disponibilité, leurs conseils avisés et les connaissances qu'ils ont généreusement partagées avec nous afin de mener à bien ce présent travail.*

*Nos remerciements vont également aux employés de la cimenterie de Sour El Ghozlane pour toute l'aide qu'ils nous ont apportée et toutes les informations qu'ils nous ont donné : à M. GRINE Elbahri pour nous avoir accueilli au sein de son département, à M. KENANE Mahmoud pour nous avoir aidé et fourni toutes les données nécessaires à notre travail, à M. MEFTAH Nabil pour son aide singulière et pour les précieux conseils qu'il nous a donnés qui se sont avérés payants.*

*De plus nous tenons aussi à remercier tous les enseignants de département de génie mécanique qui nous ont aidés à faire aboutir ce projet. Nous tenons aussi à les remercier pour la formation de qualité qu'ils nous ont apportée.*

*Nos profondes gratitudes s'adressent à toute personne ayant contribué à la réalisation de ce travail, particulièrement les ingénieurs de la cimenterie de Sour El Ghozlane pour leur soutien et toute l'aide qui nous ont apportée.*

*Nous remercions les jurys pour avoir accepté d'évaluer ce modeste travail.*

*Merci à vous tous.*

## ملخص

الهدف من هذا المشروع هو إجراء تحليل طاقي لنظام الفرن لمصنع إنتاج الإسمنت بسور الغزلان. أولاً أكد حساب الطاقة الحرارية النوعية للسنوات الأخيرة عن وجود خسائر معتبرة.

قمنا بعد ذلك بإجراء موازنة طاقيّة لنظام الفرن وذلك بتحديد وحساب كل التدفقات الطاقيّة الواردة والصادرة عن هذا النظام. إضافة إلى ذلك قمنا بتحديد المناطق التي كانت فيها خسائر الطاقة الحرارية أكثر.

في الأخير قمنا بملخص للمشاكل الرئيسية المتعلقة بالاستهلاك المفرط للطاقة الحرارية بإبراز النقاط المختلفة التي يجب معالجتها مع تقديم الحلول لتحسين الفعالية الطاقيّة.

**الكلمات الدالة :** نظام الفرن، مصنع إسمنت سور الغزلان، الطاقة الحرارية النوعية، توازن الطاقة، الخسائر الحرارية، الفعالية الطاقيّة.

## Abstract

The aim of this work is to make an energy analysis of the kiln system of Sour El Ghozlane cement plant. Firstly, the calculation of the specific thermal consumption for the last years has confirmed the existence of considerable losses.

After that, we made the energy balance of the kiln system by identifying and quantifying the different incoming and outgoing flows. We have also located the areas where the heat losses were most important.

We ended with a summary of the main problematics related to the overconsumption of heat while highlighting the different points that need to be addressed, and we recommended solutions to improve the energy efficiency of the cement plant.

**Keys words:** kiln system, Sour El Ghozlane cement plant, specific thermal consumption, energy balance, heat losses, energy efficiency.

## Résumé

Le but de ce présent travail est de faire une analyse énergétique de la ligne de cuisson de la cimenterie de Sour El Ghozlane. D'abord, le calcul de la consommation spécifique thermique sur les dernières années a permis de confirmer l'existence de pertes considérables.

Après cela, on a effectué le bilan énergétique de la ligne en définissant et en quantifiant les différents flux entrants et sortants. Nous avons également localisé les zones où les dissipations de chaleur étaient les plus importantes.

On a terminé par un récapitulatif sur les principaux problèmes liés à la surconsommation calorifique en mettant en évidence les différents points sur lesquels il faut intervenir, et on a recommandé des solutions pour améliorer l'efficacité énergétique de la cimenterie.

**Mots clés :** ligne de cuisson, cimenterie de Sour El Ghozlane, consommation spécifique thermique, bilan énergétique, dissipation de chaleur, efficacité énergétique.

## Table des matières

LISTE DES TABLEAUX.....	
LISTE DES FIGURES.....	
NOMENCLATURE.....	
INTRODUCTION GENERALE.....	
CHAPITRE 1 PRESENTATION DE L'ORGANISME D'ACCUEIL ET PROCESSUS DE FABRICATION DUCIMENT.....	1
1.1 INTRODUCTION.....	2
1.2 Identification de l'usine.....	2
1.3 Caractéristiques techniques.....	3
1.4 types de fabrication du ciment.....	4
1.5 Processus de fabrication du ciment.....	6
1.5.1 Carrière.....	8
1.5.2 Concassage matières premières.....	9
1.5.3 Concassage ajouts.....	9
1.5.4 Hall de stockage des matières concassées (pré homogénéisation).....	10
1.5.5 Broyage du cru.....	11
1.5.6 Silos d'homogénéisation.....	11
1.5.7 Cuisson.....	11
1.5.8 Silos de stockage clinker.....	12
1.5.9 Broyage ciment.....	12
1.5.10 Silos de stockage ciment.....	13
1.5.11 Expédition.....	13
1.6 <u>Répartition en zone de la cimenterie</u> .....	14
<b>CHAPITRE 2 ANALYSE DES CONSOMMATIONS ENERGETIQUES.....</b>	<b>15</b>
2.1 INTRODUCTION.....	16
2.2 HISTORIQUE DE LA CONSOMMATION ELECTRIQUE.....	17
2.2.2 CONSOMMATION D'ENERGIE ELECTRIQUE PAR ATELIER.....	17
2.2.2.1 ATELIER broyage.....	17
2.2.1.2 ATELIER FOUR.....	18
2.2.1.3 Atelier broyage ciment.....	19
2.2.2 CONSOMMATION ELECTRIQUE SPECIFIQUE.....	20
2.2.3 CONSOMMATION ELECTRIQUE SPECIFIQUE PAR ATELIER.....	21
2.3 HISTORIQUE DE LA CONSOMMATION THERMIQUE.....	22
2.3.1 INTRODUCTION.....	22

2.3.2 CONSOMMATION THERMIQUE SPECIFIQUE .....	23
2.4 CONSOMMATION TOTALE D'ENERGIE .....	25
2.5 CONCLUSION .....	27
<b>CHAPITRE 3 DESCRIPTION DE LA LIGNE DE CUISSON.....</b>	<b>28</b>
3.1 INTRODUCTION.....	29
3.2 DEFINITION DE LA LIGNE DE CUISSON DE LA SCSEG.....	29
3.3 ECHANGEUR CYCLONES .....	29
3.3.1 DESCRIPTION DU PROCEDE DANS L'ECHANGEUR CYCLONES.....	30
3.4 FOUR ROTATIF .....	31
3.4.1 DESCRIPTION DU PROCEDE DANS LE FOUR ROTATIF.....	32
3.5 REFROIDISSEUR A BALLONNETS .....	33
3.5.1 DESCRIPTION DU PROCEDE DANS LES BALLONNETS .....	35
<b>CHAPITRE 4 BILAN ENERGETIQUE DE LA LIGNE DE CUISSON.....</b>	<b>36</b>
4.1 INTRODUCTION.....	37
4.1. Bilan massique .....	38
4.1.1 Caractéristiques de la farine crue qui alimente le four .....	38
4.1.1.1. Composition chimique .....	38
4.1.1.2. Détermination de la quantité de farine alimentée par heure .....	39
4.1.3. Détermination des pertes en poussières .....	39
4.1.4. Débit du clinker à la sortie du refroidisseur .....	40
4.1.5. Calcul des titres .....	40
4.1.6. Détermination de la quantité de CO <sub>2</sub> .....	41
4.1.7. Détermination du degré de décarbonatation de la farine crue .....	42
4.1.8. Caractéristiques du clinker .....	43
4.2. Temps de séjour de la matière dans le four et le refroidisseur .....	43
4.2.1. Temps de séjour de la matière dans le four .....	43
4.2.2. Temps de séjour du clinker dans le refroidisseur .....	44
4.2.3. Le temps de séjour de la matière dans la zone de cuisson .....	45
4.2.4. Calcul de la combustion .....	45
4.2.4.1. Caractéristique du combustible .....	45
4.2.4.2. Détermination de la consommation du gaz .....	46
4.2.4.3. Calcul théorique de la combustion .....	48
4.2.4.4. Volume nécessaire d'air pour la combustion de 1Nm <sup>3</sup> de gaz naturel .....	48
4.3. Bilan thermique du four .....	49
4.3.1. Le flux de la chaleur entrant .....	49
4.3.2. Flux de chaleur sortant .....	51
4.3.3. Calcul des pertes thermiques dues à la convection et radiation .....	56

4.3.3.1-Coefficient total de transfert de chaleur (radiation et convection) .....	56
4.3.3.2-Flux total de chaleur par radiation et convection .....	57
Conclusion.....	61
<b>CHAPITRE 5 : émission de CO2 en cimenterie</b>	
5.1 INTRODUCTION .....	63
5.2 GAZ A EFFETDESERRE.....	63
5.2.1 PROTOCOLEDEKYOTO .....	63
5.2.2 ÉMISSIONS DELACIMENTERIE .....	64
5.2.2.1 Émissions d'oxydes d'azote .....	64
5.2.2.2 Émissions de dioxyde de soufre .....	64
5.2.2.3 Émissions de CO .....	64
5.2.2.4 Émissions de particules (poussière) .....	64
5.2.2.5 Emissions de CO2 dans les cimenteries .....	65
5.2.3 COMPOSITION DES FUMÉES EMISES PAR LACIMENTERIESCSEG .....	65
5.2.4 ACTIONS POUR REDUIRE LESEMISSIONS.....	68
5.3CONCLUSION .....	69
<b>CHAPITRE 6 RECOMMANDATION AUXPROBLEMESTROUVES.....</b>	<b>70</b>
6.1 INTRODUCTION.....	71
6.2 CAUSES D'ARRETS DE LA LIGNEDE CUISSON .....	71
6.3 LOCALISATION DES PROBLEMES DE LA LIGNE DE CUISSON ET RECOMMANDATIONS .....	72
6.3.1 PROBLEMES LIESAUREFROIDISSEUR.....	72
6.3.2 RECOMMANDATION POURLEREFROIDISSEUR.....	72
6.3.2.1 Installation d'un refroidisseurà grilles.....	72
6.3.2.2 Améliorations à apporter surlesballonnets .....	74
6.3.3 PROBLEMES LIESAUFOUR.....	75
6.3.4 RECOMMANDATION POURLEFOUR.....	75
6.3.5 PROBLEMES LIES A LA TOURDE PRECHAUFFAGE.....	75
6.3.6 RECOMMANDATION POURLESCYCLONES .....	75
6.3.7 PROBLEMES LIES AUXAIRSFAUX.....	76
6.3.8 RECOMMANDATION POUR LESAIRSFAUX .....	78
6.4 RECUPERATION DE CHALEUR PERDUE DANS LES GAZDEFUMÉE.....	77
6.4.1 SYSTEMES DE RECUPERATION DE CHALEUR DANS LES CIMENTERIESMODERNES .....	77
6.4.2 ESTIMATION DE L'ENERGIE RECUPERABLE DELASCSEG.....	79
6.5 CONCLUSION .....	81
<b>CONCLUSIONGENERALE .....</b>	<b>83</b>
<b>REFERENCESBIBLIOGRAPHIQUES.....</b>	<b>85</b>
<b>ANNEXES.....</b>	<b>87</b>

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2. 1 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier broyage cru.....	17
Tableau 2. 2 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier four .....	18
Tableau 2. 3 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier broyage ciment.....	19
Tableau 2. 4 Consommation électrique spécifique de la SCSEG des 5 dernières années .....	20
Tableau 2. 5 Consommation électrique et spécifique par atelier pour l'année 2017 .....	23
Tableau 2. 6 Consommation thermique spécifique des 5 dernières années .....	24
Tableau 2. 7 Surconsommations pour les années 2015, 2016 et 2017.....	25
Tableau 2. 8 Consommation d'énergie totale depuis 2013.....	25
Tableau 3. 1 Caractéristiques des cyclones de la tour de préchauffage de la SCSEG .....	31
Tableau 3. 2 Caractéristiques du four de la SCSEG[6].....	33
Tableau 3. 3 Caractéristiques du refroidisseur de la SCSEG[6].....	35
Tableau 4. 1 Les analyses du laboratoire de la farine crue par le rayon X (QCX).....	38
Tableau 4. 2 La quantité de farine alimentée dans le four. ....	39
Tableau 4. 3 pertes en poussières .....	39
Tableau 4. 4 Paramètres du gaz naturel.....	39
Tableau 4. 5 Débit du clinker à la sortie du refroidisseur .....	40
Tableau 4. 6 Les résultats de calcul des quantités de CO <sub>2</sub> et H <sub>2</sub> O dégagées.....	41
Tableau 4. 7 degré de décarbonatation de la farine crue .....	42
Tableau 4. 8 Caractéristiques du clinker .....	43
Tableau 4. 9 Temps de séjour de la matière dans le four et le refroidisseur .....	44
Tableau 4. 10 Temps de séjour du clinker dans le refroidisseur .....	45
Tableau 4. 11 le temps de séjour de la matière dans la zone de cuisson .....	45
Tableau 4. 12 Caractéristique du combustible .....	46
Tableau 4. 13 La consommation du gaz naturel.....	47
Tableau 4. 14 Volume nécessaire d'air pour la combustion de 1Nm <sup>3</sup> de gaz naturel .....	48
Tableau 4. 15 Tableau des résultants de calcul pour la cimenterie sour-El-Ghozlane .....	51
Tableau 4. 16 résultants de calcul Flux de chaleur sortant.....	52
Tableau 4. 17 chaleur physique pour évaporer l'humidité du cru.....	52
Tableau 4. 18 chaleur physique de clinker .....	53
Tableau 4. 19 chaleur physique de la poussière .....	54
Tableau 4. 20 chaleur des fumées .....	55
Tableau 4. 21 perte due à une combustion incomplète .....	55
Tableau 4. 22 Perte spécifique du préchauffeur a cyclones .....	58
Tableau 4. 23 Perte spécifique du four rotatif.....	58
Tableau 4. 24 Perte spécifique de refroidisseur .....	59
Tableau 4. 25 résultats du bilan thermique.....	59



Tableau 4. 28 Composition de fumées émises par le four de la cimenterie SCSEG .....	65
Tableau 6. 1 Durées des arrêts imprévus de la ligne de cuisson .....	71
Tableau 6. 2 Comparaison entre le refroidisseur à grilles et à ballonnets[11] .....	73
Tableau 6. 3 Comparaison entre les différents cycles de Rankine[1] .....	78
Tableau 6. 4 Potentiel d'énergie utilisable si l'on refroidit les gaz .....	80
Tableau 6. 5 Potentiel d'énergie récupérable pour le premier trimestre de 2018.....	80

## LISTE DES FIGURES

Figure 1. 3 Procédé de la fabrication du ciment de lavoie sèche .....	6
Figure 1. 4 Extraction du calcaire au niveau d'une carrière.....	8
Figure 1. 5 Préhomogénéisation du calcaire par pont gratteur.....	10
Figure 1. 6 Broyeur à boulets de l'atelier broyage cru de la SCSEG.....	11
Figure 1. 7 zone de cuisson de la SCSEG .....	12
Figure 1. 11 Four rotatif de la SCSEG .....	30
Figure 1. 9 Silos de clinker de la SCSEG .....	12
Figure 2. 1 Plaque signalétique du moteur « atelier broyage cru».....	18
Figure 2. 2 Plaque signalétique du ventilateur « atelier broyage cru» .....	18
Figure 2. 3 Plaque signalétique du moteur « atelier four» .....	18
Figure 2. 4 Plaque signalétique du ventilateur « atelier four» .....	18
Figure 2. 5 Plaque signalétique du ventilateur « atelier broyage ciment» .....	19
Figure 2. 6 Consommation électrique spécifique annuelle entre 2013 et 2017 .....	20
Figure 2. 7 Consommation électrique par atelier pour l'année 2017 .....	22
Figure 2. 8 Standards des consommations thermiques spécifique [1].....	23
Figure 2. 9 Consommation thermique spécifique par tonne de clinker produit depuis 2013.....	24
Figure 2. 10 Répartition de la consommation d'énergie totale .....	26
Figure 3. 1 Les cinq opérations principales de cuisson du clinker.....	29
Figure 3. 2 Ligne d'un préchauffeur à 4 étages de cyclones [9] .....	30
Figure 3. 3 La couronne d'entraînement et une station de roulement du four de la SCSEG .....	31
Figure 3. 4 Usure non uniforme d'un galet de support du four de la SCSEG.....	32
Figure 3. 5 Coupe transversale d'un four rotatif [10] .....	32
Figure 3. 6 Refroidisseur à ballonnets de la SCSEG.....	34
Figure 3. 7 Schéma du refroidisseur à ballonnets (Constructeur FLSmidth) [11] .....	34
Figure 3. 8 Portion briquetée du ballonnet .....	35
Figure 4. 8 Bilan massique de la ligne de cuisson pour une tonne de clinker.....	66
Figure 4. 9 Emission de CO <sub>2</sub> par source.....	67
Figure 6. 1 Répartition des durées des arrêts selon la cause pour l'année 2017.....	72
Figure 6. 2 Répartition des refroidisseurs en France et en Europe de l'ouest [11] .....	73
Figure 6. 3 Refroidisseur à grilles [11] .....	74
Figure 6. 4 Différents flux d'air dans le refroidisseur à grilles.....	74
Figure 6. 5 Porte visite d'un cyclone de la tour de préchauffage.....	76
Figure 6. 6 Joint amont du four rotatif .....	76

## NOMENCLATURE

### Liste des symboles

$E_e$	: Energie totale entrante [W]	$\bar{Nu}$	: Nombre de Nusselt moyen
$E_s$	: Energie totale sortante [W]	$Re$	: Nombre de Reynolds
$Q$	: Le flux de chaleur dissipé vers l'extérieur [W]	$Ri$	: Nombre Richardson
$W$	: Le travail fourni pour faire tourner le four [W]	$Gr$	: Nombre de Grashof
$\dot{m}$	: Débit massique [Kg/s]	$Pr$	: Nombre de Prandtl
$V$	: Débit volumique [m <sup>3</sup> /s]	$Ra$	: Nombre de Rayleigh
$h$	: Enthalpie totale [KJ/Kg]	$D$	: Diamètre extérieur du cylindre [m]
$h_f^0$	: Enthalpie de formation [KJ/Kg]	$L$	: Longueur du cylindre [m]
$C_p$	: Chaleur spécifique [KJ/Kg. K]	$V$	: Vitesse d'écoulement de l'air [m/s]
$T$	: Température [K]	$\lambda$	: Conductivité thermique [W/m. K]
$x_i$	: Fraction molaire	$g$	: Accélération de la pesanteur [m/s <sup>2</sup> ]
$n$	: Nombre de moles [moles]	$\beta$	: Coefficient d'expansion thermique [1/K]
$m_{fi}$	: Fraction massique	$\nu$	: Viscosité cinématique [m <sup>2</sup> /s]
$M$	: Masse molaire [Kg/Kmole ]	$\mu$	: Viscosité dynamique [Kg /m. s ]
$\rho$	: Masse volumique [Kg/m <sup>3</sup> ]	$T_s$	: Température de la surface extérieure [K]
$R$	: Constante des gaz parfaits [J/mole. K]	$T_\infty$	: Température de l'air ambiant [K]
$Q_{cv}$	: Flux de chaleur dissipé par rayonnement [W]	$T_f$	: Température du film [K]
$Q_r$	: Flux de chaleur dissipé par convection [W]	$\varepsilon$	: Emissivité de la surface extérieure
$S$	: Surface d'échange [m <sup>2</sup> ]	$\sigma$	: Constante de Stephan Boltzmann [W/m <sup>2</sup> . k <sup>4</sup> ]
$h_{cv}$	: Le coefficient d'échange convectif [W/m <sup>2</sup> . K]	$h_r$	: Coefficient d'échange radiatif [W/m <sup>2</sup> . k ]
$\bar{h}_{cv}$	: Le coefficient d'échange convectif moyen [W/m <sup>2</sup> . K]	$\dot{q}$	: Déperdition spécifique [J/ Kg de clinker]

## Acronymes

IEA	: International Energy Agency
SCSEG	: Société des Ciments de Sour El Ghozlane
CES	: Consommation électrique spécifique [ <i>kWh/t. ciment</i> ]
CTS	: Consommation thermique spécifique [ <i>GJ/t. clinker</i> ]
PCI	: Pouvoir calorifique inférieur [ <i>KJ/Kg</i> ]
PCS	: Pouvoir calorifique supérieur [ <i>KJ/Kg</i> ]

## Indices

<i>e</i>	: Entrée du volume de control
<i>s</i>	: Sortie du volume de control
<i>fum, th</i>	: Fumées sans considération d'excès d'air et d'air faux
<i>gaz</i>	: Gaz
<i>far</i>	: Farine crue
<i>air, th</i>	: Air théorique
<i>air, ef</i>	: Excès d'air et air faux
<i>kk</i>	: Kg Clinker
<i>fum</i>	: Fumées
<i>pous</i>	: Poussières

## Formules chimiques

$SiO_2$	: Le dioxyde de silicium
$Al_2O_3$	: L'alumine ou oxyde d'aluminium
$Fe_2O_3$	: Oxyde de fer
$CaCO_3$	: Carbonate de calcium
$MgCO_3$	: Carbonate de magnésium
$CaO$	: La chaux ou l'oxyde de calcium
$MgO$	: L'oxyde de magnésium
$CH_4$	: Le méthane
$C_2H_6$	: L'éthane
$C_3H_8$	: Le propane
$C_4H_{10}$	: Le butane
$N_2$	: Le diazote



## INTRODUCTION GENERALE

Le ciment est le matériau de construction le plus utilisé au monde. C'est le liant hydraulique qui, mélangé avec des granulats (sable, gravier, etc.) et l'eau, forme le béton. Plus de trois tonnes de béton sont produites chaque année par personne pour l'ensemble de la population mondiale, ce qui en fait le produit manufacturé le plus utilisé dans le monde. [1]

L'industrie cimentière est fortement consommatrice en énergie calorifique et électrique. En 2016, l'IEA estime que le secteur du ciment a consommé 10.5 EJ d'énergie, ce qui est l'équivalent de presque 251 millions de TEP. Pour cette même année où la production mondiale de ciment était de 4150 millions de tonnes, la consommation thermique spécifique (CTS) moyenne était de 3.4 GJ/tonne de clinker et la consommation électrique spécifique (CES) moyenne était de 91kWh/tonne de ciment. L'industrie cimentière est aussi fortement émettrice de dioxyde de carbone, provenant des besoins énergétiques, mais aussi du procédé de fabrication du ciment. Pour 2016, l'IEA estime que les émissions mondiales globales du CO<sub>2</sub> étaient de 2.2 Gt.[2]

Les cimenteries du groupe GICA (Groupe Industriel des Ciments d'Algérie) ont consommé plus de 1 140 562 TEP d'énergies électrique et gazière lors de l'année 2016. La CTS moyenne était de 4.23 GJ/tonne de clinker et la CES moyenne était de 121 kWh/ tonne de ciment. [3]

En comparant les chiffres des consommations spécifiques thermique et électrique de la GICA avec les chiffres mondiaux, on constate qu'il y a un écart considérable qui se traduit par d'importantes pertes financières. Face à une hausse tendancielle du prix de l'énergie et en tenant compte des objectifs de la GICA, qui vise à l'amélioration des taux de capacités de ses installations et à un positionnement sur l'exportation, la GICA doit anticiper et investir dans l'efficacité énergétique afin de gagner en compétitivité.

Etant très intéressé par les problématiques énergétiques et environnementales et ayant conscience de leurs impacts socioéconomique, nous nous sommes intéressés au cas de la cimenterie de Sour El Ghozlane. Cette cimenterie a été réalisé en 1979 par le constructeur danois FLSmidth avec une technologie qui est en retard par rapport à celle des cimenteries modernes.

C'est dans ce contexte qu'on a voulu faire une analyse énergétique, où on a plus particulièrement traité les problèmes liés à la consommation thermique, en mettant en évidence les points sur lesquels il faut intervenir. On a aussi voulu souligner les émissions excessives de dioxyde de carbone, dues aux activités de la cimenterie.

L'objectif de ce travail, est de faire une analyse énergétique de la ligne de cuisson dans le but de quantifier et de localiser les déperditions thermiques et d'illustrer les imperfections énergétiques. A travers cette analyse, on voudrait trouver les pistes permettant l'optimisation de la consommation calorifiques et l'amélioration de l'efficacité énergétique.

Le présent document est structuré de la manière suivante :

Tout d'abord, nous présenterons dans le premier chapitre, l'organisme GICA et la SCSEG où notre stage de fin d'études s'est effectué. Nous introduirons ensuite quelques généralités sur le ciment, et nous parlerons des principales étapes du processus de fabrication du ciment dans la cimenterie de Sour El Ghozlane.

Dans le deuxième chapitre, on fera une analyse des principaux indicateurs énergétiques de la cimenterie qui sont les consommations spécifiques thermiques et électriques et on les comparera avec les standards internationaux.

En suite dans le chapitre trois, on décrira en détail la ligne de cuisson qui est considérée comme la zone la plus énergivore de toute la cimenterie et sur la quel le notre études' est principalement basée.

Le chapitre quatre sera consacré au bilan énergétique de la ligne de cuisson. L'objectif de ce chapitre sera de déterminer tous les flux d'énergie entrants et sortants de l'atelier de cuisson afin de pouvoir quantifier les déperditions thermiques et le potentiel de récupération chaleur dans les gaz de fumées. On parlera aussi des problèmes environnementaux liés aux émissions de la cimenterie.

Dans le chapitre cinq on va essayer de localiser les secteurs de la ligne de cuisson où les déperditions thermiques sont les plus importantes.

Finalement, dans le dernier chapitre on proposera des solutions et des recommandations pour améliorer l'efficacité énergétique de la ligne de cuisson de la SCSEG.

Et nous terminerons par une conclusion et des perspectives

## **INTRODUCTION GENERALE**





***Chapitre1***  
***Présentation de l'Entreprise***

**1.1 introduction :**

Depuis 1998, la société des ciments de Sour El Ghozlane issue du Groupe ERCC s'est transformée en Filiale autonome. Chargée de la recherche, du développement, de la production et de la commercialisation du ciment.

L'usine de Sour El Ghozlane est une cimenterie à voie sèche.

Située à 120 Km au sud-est d'Alger, et à 25Km de Brouira, chef lieu de Wilaya, la société occupe une position géographique stratégique. En effet, implantée aux limites du Tell et des Hauts Plateaux, cette position lui permet de jouer un rôle économique important dans la région du centre du pays. Elle assure ainsi la satisfaction des besoins en ciment de plusieurs Wilayates. Au Nord : Alger, Médéa, Tizi-Ouzou, Bejaia. Au Centre : Djelfa, Laghouat, M'sila. Au Sud : Ghardaïa, Tamanrasset, Illizi, Ouargla.

L'autre atout majeur de la société, c'est un encadrement et un personnel dynamiques, compétents et expérimentés qui veillent continuellement à l'amélioration de la qualité du produit et à l'écoute des besoins de la clientèle. Ce souci de pérenniser cette démarche a incité les hauts responsables à créer « une cellule qualité » qui œuvre pour la définition d'une politique de « qualité totale » conforme aux normes ISO 9000 et dont la mise en œuvre se confirme par l'obtention de la certification ISO 9002 du système de management de la qualité en 2004.

**1.2 . Identification de l'usine :**

La société des ciments de S.E.G Sour el Ghozlane est de type par action, elle est une filiale du groupe des ciments et dérivés du centre "ERCC".

- Constructeur : F.L Smidth du Danemark.
- Qualité du ciment : CPj A32.5MPa.
- Production annuelle : 1000000 tonnes.
- Superficie : 41 Hectares
- Superficie occupée : 11 Hectares
  - *L'investissement est de = 1.354 Milliards de Dinars*
- *L'effectif employé se répartie comme suit (selon la synthèse d'avril 2005)*
  - *Cadres supérieurs = 110*
    - *Maîtrise = 298*
  - *Exécution = 189*
  - Total = 590*
- *Occasionnels = 80*

**1.3. Caractéristiques techniques :**

*Equipements technologiques*

Désignation	Capacité
Concasseur calcaire argile	1000 T/H
Concasseur ajouts	2 × 100 T/H
Broyeurs cru	2 × 140 T/H
Four rotatif	3000 T/jour
Broyeurs clinker	2 × 100 T/H
Ensacheuses rotatives	5 × 100 T/H

**FICHE TECHNIQUE**

**\*Dénomination**

Société des ciments de Sour El Ghozlane filiale E.R.C.C.

**\* localisation:**

Commune de Sour El Ghozlane

Daïra de Sour El Ghozlane

Wilaya de Bouira

**\*Capacité de production :**

3000 tonnes de clinker/jour

1000000 tonnes de ciment/an

**\*Type de ciment :**

CPJ CEM II A-32,5

**\*Constructeur :**

F.L.SMIDTH & CIE France

**\*Sous- traitants :**

Génie civil COLAS France

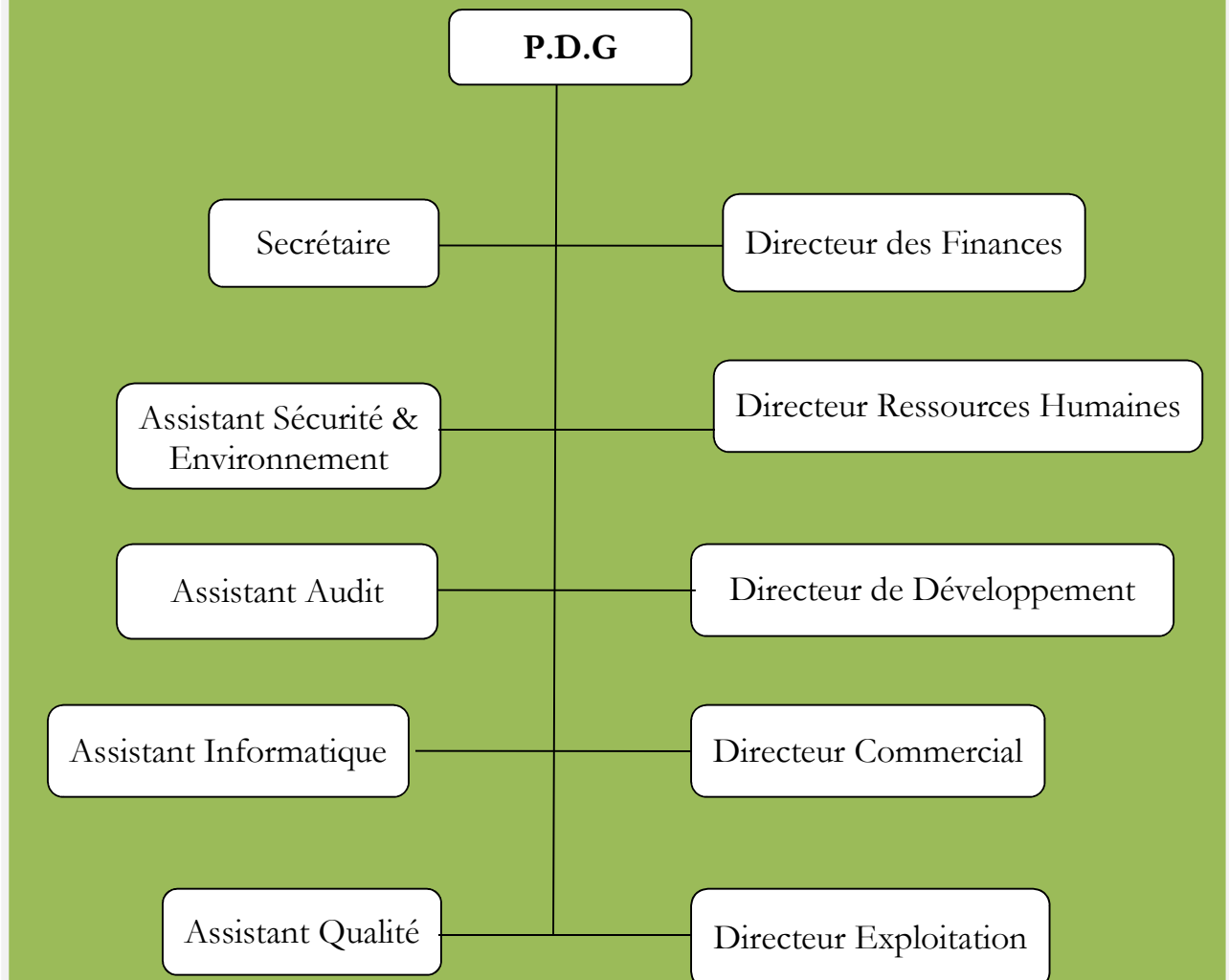
Montage mécanique MONTALEV France

Montage électrique FERRER-AURAN

**Ingénieur conseil :**

C.B.R Belgique

#### 1.4. ORGANIGRAMME DE LA FILIALE SC/ SOUR EL GHOZLANE



#### 1.4 types de fabrication du ciment :

Le ciment est fabriqué selon deux méthodes différentes : humide et sèche. Dans les deux cas, les matières sont extraites des carrières et concassées selon les mêmes principes. La différence réside dans le broyage du cru et la cuisson. Le clinker est le même dans les deux méthodes, mais les types du four utilisé et les sections du broyeur du cru sont différentes.

#### **Procédé à voie humide :**

Dans le procédé à voie humide, les matières premières sont broyées dans le broyeur à cru par ajout d'environ 40% d'eau. Le broyé quitte le broyeur sous forme de pâte qui est pompée dans le four où elle est cuite et clinkérisée.

**Procédé à voie sèche :**

Dans le procédé à voie sèche, les matières premières sont broyées à sec et le broyé fini quitte le broyeur est alimenté au four sous formes de poudre sèches, farine crue, est ensuite clinkérisée. Dans la cimenterie de Gour El Ghozlane on dispose d'un procédé de fabrication du ciment par four à voie sèche qui comporte les opérations suivantes [fig1.1] :

- extraction des matières premières
- stockage et préparation des matières premières.
- stockage et réparation des combustibles.
- Cuisson du clinker.
- Broyage et stockage du ciment.
- Conditionnement et expédition

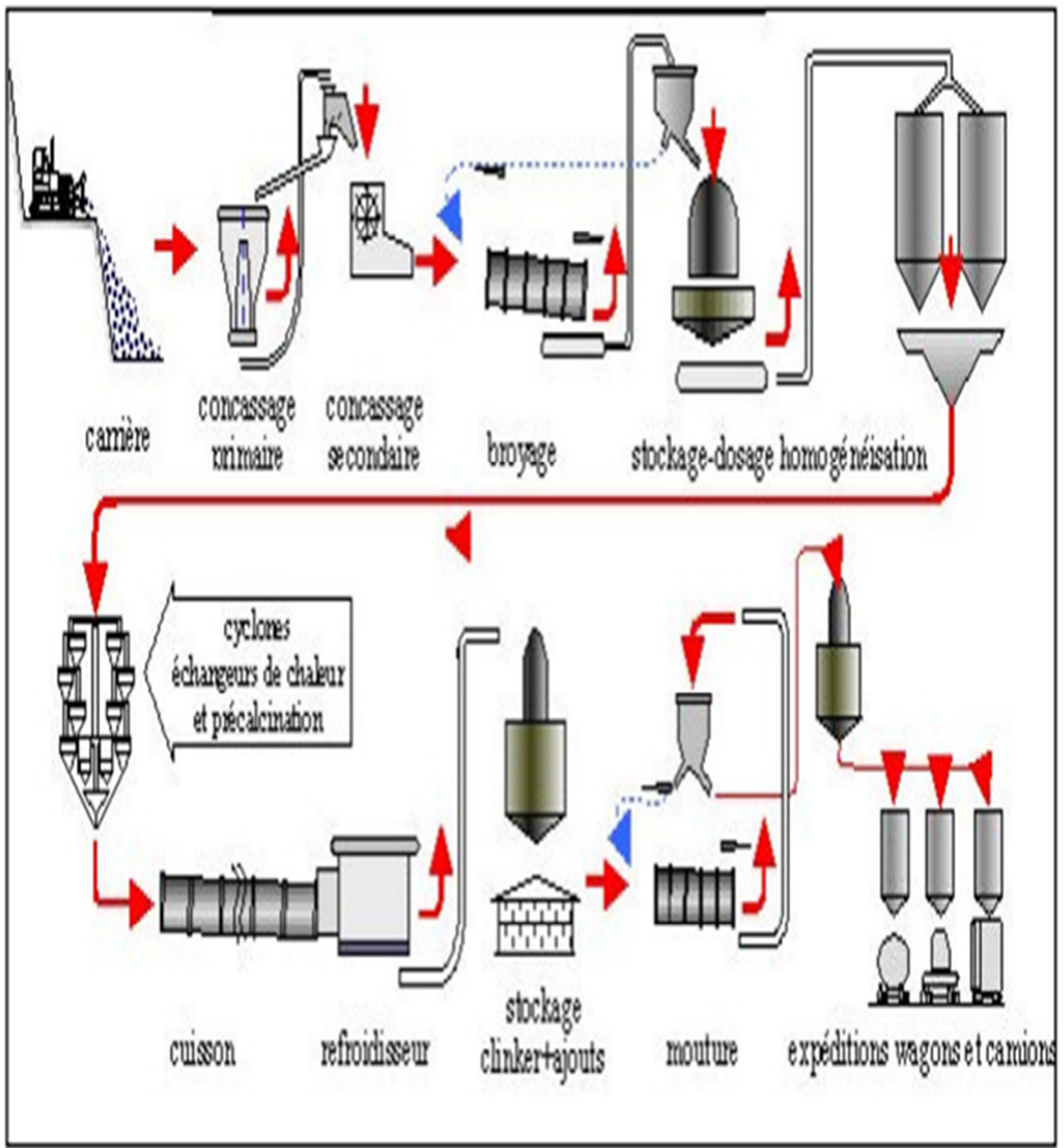


Fig1.1 Le procédé de fabrication à voie sèche

I.5 Processus de fabrication du ciment :



Fig 1.2 Processus de fabrication du ciment

1.5.1 Carrière :

- **Extraction de la matière première**

La société des ciments de SEG dispose d'une carrière de calcaire et d'une carrière d'argile.



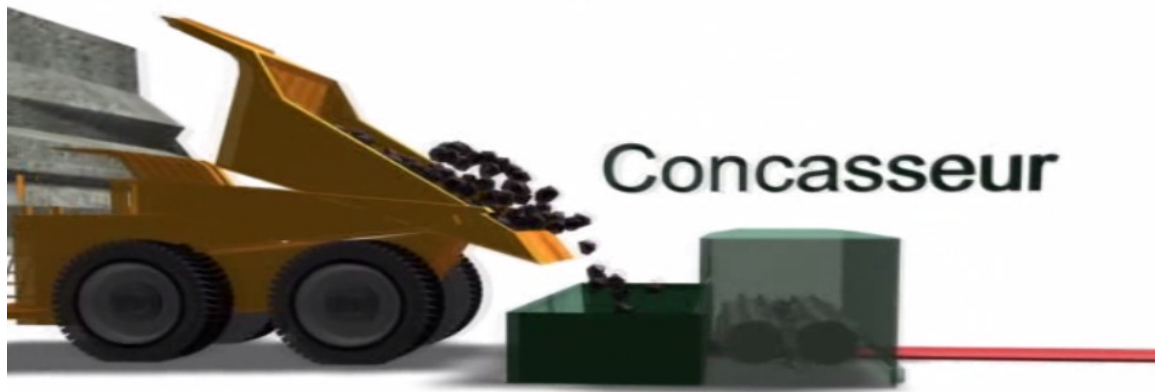
**Fig1.3Extraction de la matière première**

Le calcaire est extrait par abattage à l'explosif et chargé dans des dumpers au moyen de chargeurs.  
L'argile est extraite par ripage aidé de tirs d'ébranlement éventuels et chargé dans des dumpers au moyen de chargeurs.



### **1.5.2 Concassage matières premières :**

Un atelier de concassage commun est utilisé pour la réduction du calcaire et de l'argile. Les matières sont amenées par dumpers (de 30t à 50t) à l'atelier de concassage où les blocs de matière qui peuvent atteindre 1m<sup>3</sup> sont réduits à l'aide d'un concasseur à marteaux jusqu'à 25-30mm.



**Fig1.4 Concassage des matières premières**

### **1.5.3 Concassage ajouts :**

Deux ateliers de concassage des ajouts (gypse, tuf, minéral de fer) sont utilisés pour la réduction des blocs des matières en morceaux inférieurs à 25mm. Les matières sont amenées des concasseurs par des transporteurs à bandes pour être stockés dans un hall de stockage.



**Fig1.5 Concassage ajout**

**1.5.4 Hall de stockage des matières concassées (pré homogénéisation) :**



**Calcaire :**

Capacité de stockage : - utile : 2 x 35 000 tonnes

- dimensions du stockage : 2 x (136.5m x 34m) + 3m
- granulométrie matière inf à 25mm (avec cependant 5% sup. à 25mm)
- humidité maximale : 6% H<sub>2</sub>O

**Argile :**

Capacité de stockage : - utile : 2 x 3 000 tonnes

- dimensions du stockage : 2 x (39m x 21m) + 3m
- granulométrie matière inf à 25mm (avec cependant 5% sup. à 25mm)
- humidité maximale : 10 % H<sub>2</sub>O

**Sable :**

Le transport est assuré par des camions vers l'usine à partir de la sablière de Boussaâda

Capacité de stockage : - utile : 2 000 tonnes

- dimensions du stockage : diamètre 23m

**Minerai de fer :**

Il est transporté par des camions à partir de la mine de ROUINA (W. Ain defla).

Capacité de stockage : - utile : 2 000 tonnes

- dimensions du stockage : diamètre 23m

**Le gypse :**

Il provient de la carrière d'EI HAKIMIA (SEG) et de la carrière de Médéa.

**Le Tuf :**

Il est acheminé de la carrière de ZEMMOURI (CSM /SPA) Wilaya de Boumerdes à l'usine de SEG.

### 1.5.5. Broyage du cru :



**Fig1.6 Broyeur du cru**

En fonction des analyses chimiques complètes, et le calcul du mélange ; le laboratoire fixe les proportions de chaque matière .Généralement on utilise approximativement :

Calcaire : 80% / Argile : 17% / Sable : 2% / Minerai de fer : 1%.

Ce mélange est ensuite envoyé dans un broyeur où il sera finement broyé et séché

L'atelier de broyage du cru a une capacité nominale en sec de 2 x 140 t/h (matières contenant au max. 6% d'eau). Les broyeurs sont équipés d'une chambre de séchage. La puissance installée est de 2 x 3000 kW.

### 1.5.6. Silos d'homogénéisation :

La farine crue est stockée et homogénéisée dans deux silos de stockage et d'homogénéisation

Capacité de stockage : - utile : 2 x 8000 tonnes

### 1.5.7. Cuisson :

La matière ainsi homogénéisée est envoyée dans un four rotatif où elle subira plusieurs transformations au four et à mesure qu'elle avance dans le four et rencontre des zones de plus en plus chaudes, jusqu'à l'obtention d'une matière appelée *clinker*.

L'atelier cuisson a une capacité nominale de 3000 tonnes par jour.



**Fig1.7 Zone de cuisson (four rotatif)**

**1.5.8. Silos de stockage clinker :**

Le stock de clinker consiste en trois silos d'une capacité utile de 15000 tonnes chacun.



**1.5.9. Broyage ciment :**

. Le clinker et le gypse dosés selon les directives du laboratoire sont finement broyés. La matière ainsi obtenue constituant le ciment est stockée dans des silos.

Pour augmenter la production on introduit lors du broyage du clinker et du gypse des ajouts (calcaire pur, tuf) on obtient ainsi un ciment qu'on appelle ciment composé.

L'atelier de broyage ciment a une capacité nominale de 2 x 100 t/h de ciment broyé à une finesse de 3000 cm<sup>2</sup> / g Blaine.



**Fig 1.9 atelier de broyage ciment**

**1.5.10. Silos de stockage ciment :**

Le ciment est stocké dans quatre silos d'une capacité unitaire de 8000 tonnes.

**1.5.11. Expédition :**

Le ciment est extrait des silos de stockage est vendu soit dans des sacs en papier de 50 kg ; soit en vrac.

Chargement vrac camions : 2 x 200 tonnes par heure

Chargement sacs : 3/5 ensacheuses 3 x 100 tonnes par heure

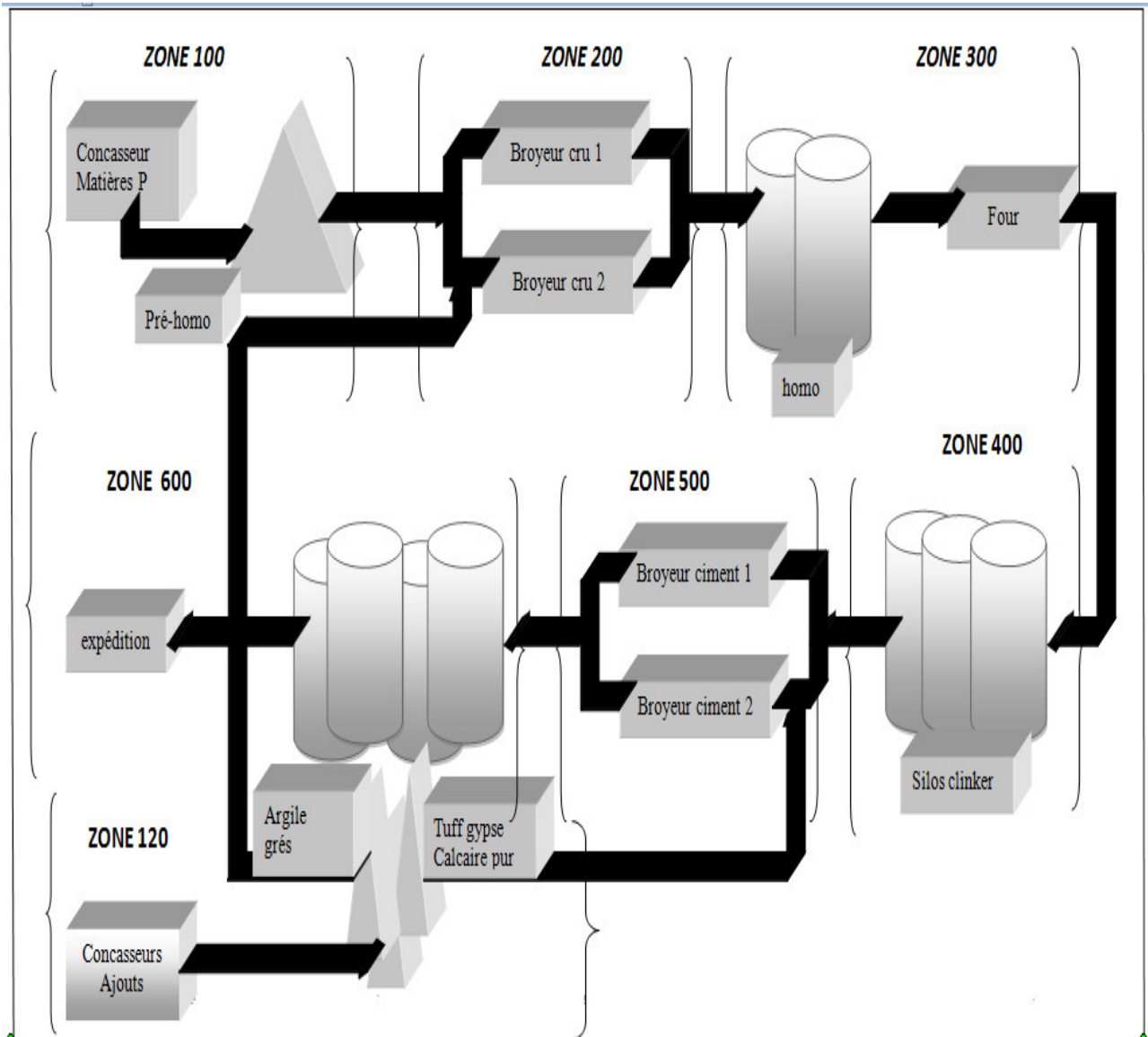


**Fig 1.10. Expédition**

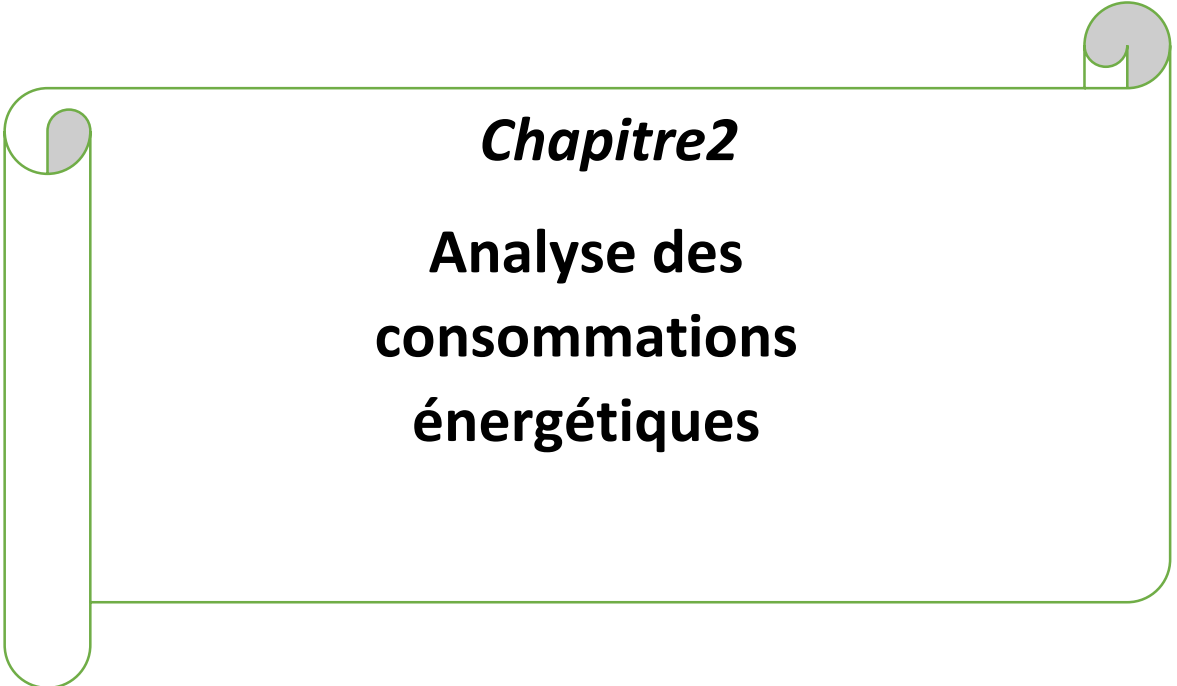
**1.2. Répartition en zone de la cimenterie :**

Pour une meilleure gestion de la cimenterie, une répartition en différentes zones (fig2.1) est attribuée aux ateliers (zone 100, 120, 200,300, 400, 500, 600).

Dans notre étude, on s'intéresse particulièrement à la zone 500 et l'équipement qui autour de la pompe flux, ou on va faire une présentation et une description de point de vue matériel,



**Fig2.1 Répartition en zone de la cimenterie**



***Chapitre2***

**Analyse des  
consommations  
énergétiques**

## **2.1 Introduction**

L'industrie cimentière est grande consommatrice d'énergies thermique et électrique dont les coûts au niveau mondial fluctuent. Si la dépense énergétique est réduite, elle produit immédiatement des avantages économiques et environnementaux, et par conséquent, l'optimisation de la consommation d'énergie est un objectif prioritaire de l'industrie du ciment.

Afin d'assurer une bonne gestion, il est indispensable d'effectuer une étude complète et de remonter aux causes de la sur consommation énergétique pour trouver des solutions efficaces.

Dans ce chapitre on va faire une étude sur les dépenses énergétiques de notre cimenterie, un historique de ces dépenses joue un rôle principal permettant la comparaison de l'évolution des consommations d'une année à l'autre. Afin de mener une étude complète, on va faire un suivi de l'historique des consommations calorifiques et électriques depuis l'année 2013 jusqu'à 2017 et les comparer avec les consommations énergétiques standards des cimenteries du même type. On déterminera la répartition des consommations totales afin de localiser les opérations qui consomment plus d'énergie.

Finalement, on parlera aussi des problématiques environnementales des émissions dans la production du ciment et on essayera de proposer quelques alternatives pour les réduire.



## 2.2 Historique de la consommation électrique

### 2.2.1 Introduction

La cimenterie est alimentée en énergie électrique par deux lignes haute tension de 60KV. L'énergie électrique haute tension (60 KV) est transformée en moyenne tension (5,5 KV) dans une salle électrique à l'aide des deux transformateurs de hautes tensions.

La distribution intérieure de l'usine utilise deux tensions différentes. La tension 5.5KV est utilisée pour l'alimentation des récepteurs de grande puissance et la tension 380V assure l'alimentation des récepteurs les moins puissants.

L'usine est équipée d'un groupe électrogène pour alimenter les organes critiques tels que le vireur du four, les ventilateurs du refroidisseur en cas de défaut d'alimentation dans une salle ou en cas de coupures électriques.

### 2.2.2 Consommation d'énergie électrique par atelier

Après avoir terminé la visite de la ligne de production et comprendre le fonctionnement de chaque atelier, on a pu repérer tout équipement électrique énergivore, car pour chaque atelier il y a des équipements principaux et il y a d'autres qui sont secondaires en termes de consommation électrique.

Les ateliers les plus énergivores sont :

#### 2.2.2.1 Atelier broyage cru

Les matières premières sont broyées très finement (de l'ordre du micron) dans des broyeurs à boulets, cet atelier dispose de deux broyeurs qui marchent en parallèle, ces derniers sont entraînés par deux moteurs similaires de grandes puissances.

L'atelier nécessite aussi deux ventilateurs de tirage pour assurer l'écoulement de la matière première broyée.

Tableau 2. 1 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier broyage cru [6]

	Équipement	Puissance (kW)	Tension (V)
Broyeur cru R1	Moteur du broyeur	3000	5500
	Ventilateur de tirage	750	5500
Broyeur cru R2	Moteur du broyeur	3000	5500
	Ventilateur de tirage	750	5500

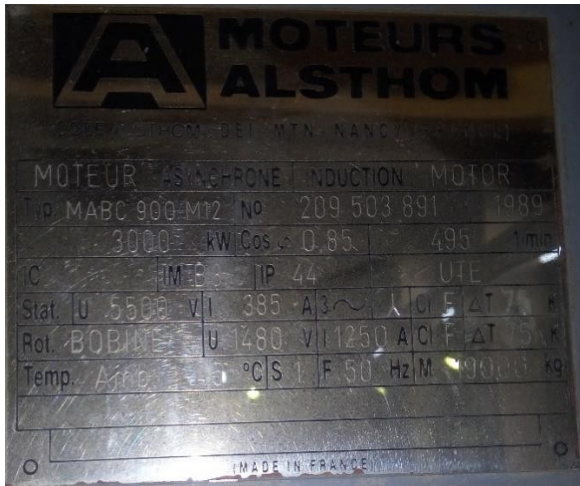


Figure 2. 1 Plaque signalétique du moteur « atelier broyage cru »



Figure 2. 2 Plaque signalétique du ventilateur « atelier broyage cru »

### 2.2.2.2 Atelier four

Pendant son fonctionnement, le four doit être toujours en rotation pour assurer l'évacuation de la matière à cuire, et surtout pour éviter le phénomène de flexion sous l'effet de la matière chaude à l'intérieur.

Cet atelier nécessite deux moteurs pour faire tourner le four, et deux ventilateurs pour l'évacuation des gaz de fumées à l'intérieur.

Tableau 2. 2 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier four [6]

Équipement	Puissance (kW)	Tension (V)
Moteur four 1	425	740
Moteur four 2	425	740
Ventilateur de tirage 1	1100	750
Ventilateur de tirage 2	1100	750



Figure 2. 3 Plaque signalétique du moteur « atelier four »



Figure 2. 4 Plaque signalétique du ventilateur « atelier four »

### 2.2.2.3 Atelier broyage ciment

La consommation d'énergie électrique nécessaire à l'étape de broyage ciment dépend fortement de la dureté de la matière première (calcaire, clinker, pouzzolane, etc.) et de la finesse requise du produit final, ainsi que de la quantité d'adjuvants utilisés.

Cet atelier contient deux broyeurs à boulets qui sont entraînés par deux moteurs de grandes puissances. L'écoulement de la matière broyée est assuré par deux ventilateurs de tirage.

Tableau 2. 3 Equipements consommateurs d'électricité de l'atelier broyage ciment [6]

	Équipement	Puissance (kW)	Tension (V)
Broyeur ciment Z1	Moteur du broyeur	3520	5500
	Ventilateur de tirage	315	5500
Broyeur ciment Z2	Moteur du broyeur	3520	5500
	Ventilateur de tirage	315	5500



Figure 2. 5 Plaque signalétique du ventilateur « atelier broyage ciment »

### 2.2.3 Consommation électrique spécifique

Pour suivre la consommation électrique de la cimenterie, on détermine la consommation électrique spécifique CES, ce paramètre est utilisé dans le secteur des cimenteries et il dépend du type du procédé, composition de la matière première et la finesse désirée lors du broyage.

$$CES = \frac{\text{Consommation Electrique}(kWh)}{\text{Production du ciment(tonne)}}$$

Dans le cas de notre cimenterie on est censé à ne pas dépasser la valeur de 105(kWh/t. ciment) cette valeur concerne les procédés à voie sèche avec préchauffeur, refroidisseur planétaire (à ballonnets) et broyeur à boulets.[7]

Tableau 2. 4 Consommation électrique spécifique de la SCSEG des 5 dernières années

	2013	2014	2015	2016	2017
Consommation d'électricité (kWh)	97987513	113750313	97091160	112737948	130334977
Production ciment (Tonne)	855591	1010078	834616	1041074	1175102
CES (kWh/t. ciment)	<b>114,53</b>	<b>112,62</b>	<b>116,33</b>	<b>108,29</b>	<b>110,91</b>
% Ecart	9,07	7,25	10,79	3,13	5,63

Les résultats sont représentés dans la figure ci-dessous :

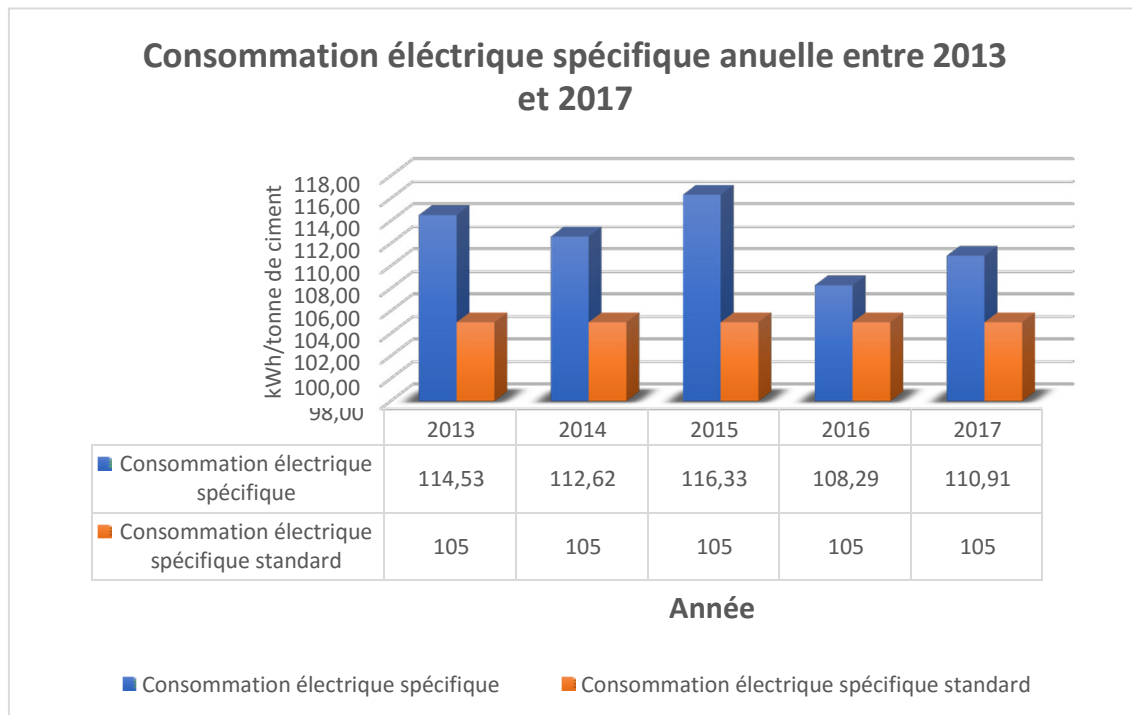


Figure 2. 6 Consommation électrique spécifique annuelle entre 2013 et 2017

La (figure 2.6) représente les fluctuations de l'énergie électrique consommée depuis l'année 2013 à 2017 par tonne de ciment produit par rapport aux valeurs standards.

Les écarts des consommations électriques par rapports aux standards sont jugées élevée en 2013, 2014 et 2015 par rapport à ceux des années 2016 et 2017, ceci est expliqué par le fait que la cimenterie s'est équipée de nouveaux moteurs asynchrones en 2016.

On remarque que la consommation électrique spécifique dépasse la valeur standard qui est 105(*kWh/t.ciment*) durant ces dernières années, ce-là se traduit par des pertes considérables de l'énergie électrique.

### 2.2.4 Consommation électrique spécifique par atelier

Afin de déterminer la répartition des consommations électriques le long du procédé, on a pris la répartition des consommations pour l'année 2017 illustrée dans le tableau ci-dessous :

*Tableau 2. 5 Consommation électrique et spécifique par atelier pour l'année 2017*

Ateliers	Consommation électrique ( <i>kWh</i> )	Production ( <i>Tonne</i> )	Consommation spécifique ( <i>kWh/t</i> )	%
Carrière	1791270	1370812	1,31	1,48
Concasseur et concasseur sécheur	714930	340972	2,10	0,59
Broyage Cru	46160877	1386838	33,28	35,58
Four	24459985	905024	27,03	17,66
Broyage Ciment	54314255	1175102	46,22	42,31
Expédition	2088000	1155066	1,81	1,72
Systèmes auxiliaires	805660	/	/	0,67
Total	130334977	/	/	100

Les résultats obtenus sont représentés dans le diagramme suivant :

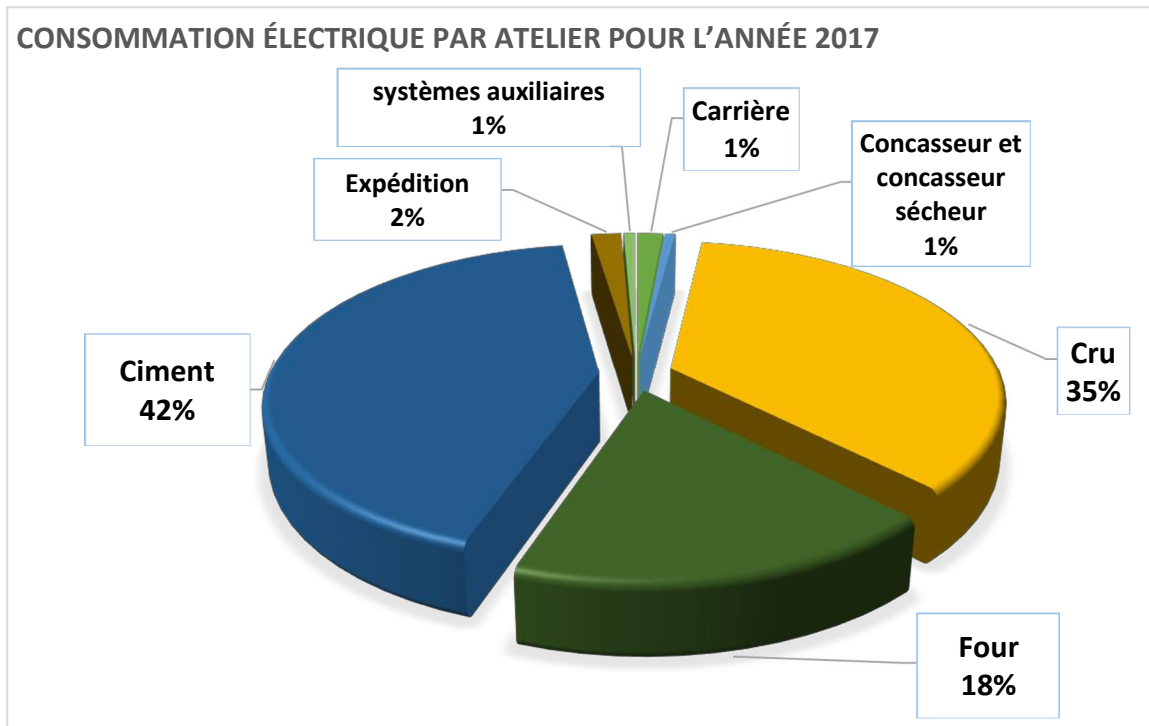


Figure 2. 7 Consommation électrique par atelier pour l'année 2017

Comme on peut le constater en analysant le diagramme précédent, l'électricité est consommée globalement dans les trois grands ateliers cités avant (plus de 95% de la consommation totale), ceci est dû aux équipements énergivores utilisés dans ces ateliers.

Les deux ateliers du broyage cru et ciment consomment plus de 75% de l'énergie électrique, la grande partie de cette énergie est utilisée pour entrainer les broyeurs qui sont les équipements les plus énergivores de l'usine avec une puissance de 3000 (kW) et 3520 (kW) respectivement.

## 2.3 Historique de la consommation thermique

### 2.3.1 Introduction

Les besoins thermiques d'une cimenterie sont essentiellement liés à la cuisson des matières premières dans le four, les matériaux devant être portés à une température de l'ordre de 1450 à 1500 °C.

Les besoins thermiques dépendent principalement des facteurs suivants :

- type du procédé (voie humide, semi-humide, semi sèche, sèche).
- Conception des équipements (type du refroidisseur, nombres d'étages du préchauffeur, longueur du four).
- Fiabilité de fonctionnement de la ligne de cuisson (les arrêts fréquents entraînent une surconsommation calorifique importante). [8]

### 2.3.2 Consommation thermique spécifique

Pour suivre la consommation thermique de la cimenterie, on détermine la consommation thermique spécifique  $CTS$ , ce paramètre est utilisé dans le secteur des cimenteries et sa valeur change d'un procédé à un autre.

$$CTS = \frac{\text{Consommation thermique (GJ)}}{\text{Production du clinker (tonne)}} = \frac{V_{\text{gaz}} * PCI_{\text{gaz}}}{\text{Production clinker}}$$

$CTS$  : Consommation thermique spécifique (GJ/ t de clinker)

$V_{\text{gaz}}$ : Volume du gaz ( $Nm^3$ )

$PCI_{\text{gaz}}$ : Pouvoir calorifique inférieur du gaz ( $GJ/Nm^3$ )

$Production\ clinker$  : Quantité du clinker produite (tonne)

Le pouvoir calorifique inférieur du gaz naturel algérien est de:

$$PCI_{\text{gaz}} = 37442.82 (GJ/Nm^3)$$

Pour le cas de notre cimenterie, la consommation thermique (calorifique) spécifique standard d'un atelier de cuisson en voies sèche à quatre étages de cyclones (tour de préchauffage) et sans précalcinateur est de 3550 ( $MJ/tonne\ de\ clinker$ ) c à d 3.55 ( $GJ/tonne\ declinker$ ).

La figure suivante récapitule les données importantes concernant la consommation thermique spécifique standard des différents procédés de cuisson.

Table 4: Specific Thermal Energy Consumption by Rotary Kiln Type		
Kiln Type	Heat Input, MJ/tonne of clinker	Heat Input, MMBtu/tonne of clinker
Wet	5,860 – 6,280	5.55 – 5.95
Long Dry (LD)	4,600	4.36
1 Stage Cyclone Preheater (SP)	4,180	3.96
2 Stage Cyclone Preheater (SP)	3,770	3.57
4 Stage Cyclone Preheater (SP)	3,550	3.36
4 Stage Cyclone Preheater plus Calciner (NSP)	3,140	2.97
5 Stage Cyclone Preheater plus Calciner (NSP) plus high efficiency cooler	3,010	2.85
6 Stage Cyclone Preheater plus Calciner (NSP) plus high efficiency cooler	<2,930	2.78

Source: Based on Madlool 2011; 1055.87 MJ = 1 MMBtu

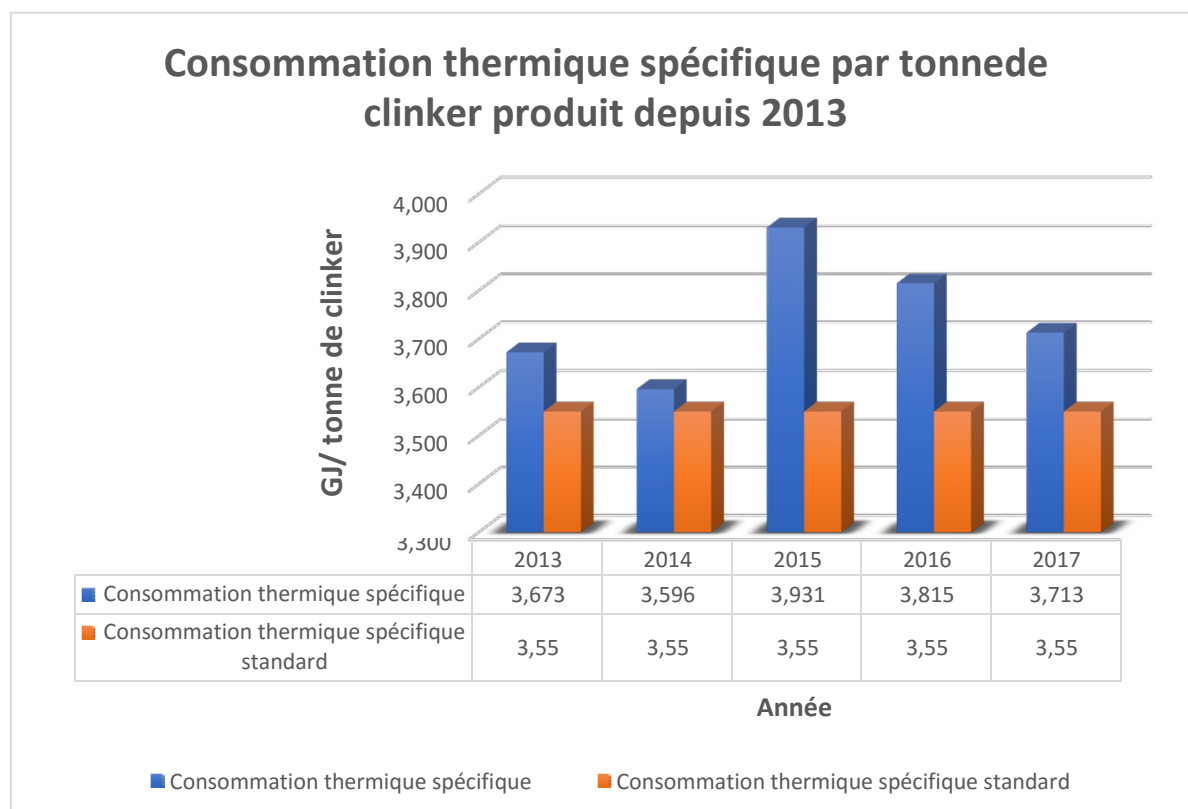
Figure 2. 8 Standards des consommations thermique spécifique [1]

Le tableau suivant présente la consommation totale du gaz naturel, la production totale du clinker et la consommation totale d'énergie thermique par tonne de clinker produite des 5 dernières années :

*Tableau 2. 6 Consommation thermique spécifique des 5 dernières années*

	2013	2014	2015	2016	2017
Consommation gaz naturel ( $Nm^3$ )	66017270	77389806	69743307	78639265	89760159
Production du clinker (tonne)	673014	805684	664302	771700	905024
PCI ( $GJ/Nm^3$ )	0,03744	0,03744	0,03744	0,03744	0,03744
Consommation thermique ( $GJ$ )	2471687	2897474	2611189	2944254	3360620
CTS ( $GJ/tdec$ )	<b>3,673</b>	<b>3,596</b>	<b>3,931</b>	<b>3,815</b>	<b>3,713</b>
% Surconsommation (par rapport au standard)	3,45	1,30	10,72	7,47	4,60

Les résultats sont représentés dans la figure ci-dessous :



*Figure 2. 9 Consommation thermique spécifique par tonne de clinker produit depuis 2013*



La figure 2.9 représente les fluctuations de l'énergie thermique consommée de puis l'année 2013 à 2017 par tonne du clinker produit en la comparant aux valeurs standards qu'on est censé ne pas dépasser pour éviter les pertes thermiques.

On remarque que la consommation thermique spécifique dépasse la valeur standard des cimenteries du même type qui est 3.55 (GJ/t. clinker) durant ces dernières années, cela se traduit par des pertes considérables de l'énergie thermique.

On remarque que la surconsommation thermique a atteint des valeurs importantes durant ces 3 dernières années où elle atteint en 2015 une valeur de plus de 10%. Cela veut dire qu'il y a un écart important par rapport aux cimenteries modernes.

On peut évaluer les écarts de consommation durant ces années par rapport aux consommations standards en termes de puissance en les multipliant par le débit de clinker moyen annuel. Le tableau suivant présente ces écarts en MW:

*Tableau 2. 7 Surconsommations pour les années 2015, 2016 et 2017*

	2015	2016	2017
CTS (GJ/tdeclinker)	3,931	3,815	3,713
CTS standard (GJ/tdeclinker)	3,55	3,55	3,55
Ecarts (GJ/tdeclinker)	0,381	0,265	0,163
Débit de clinker moyen annuel (tonne/h)	118,93	126,26	130,13
Ecarts de consommation (MW)	<b>12,58</b>	<b>9,30</b>	<b>5,90</b>

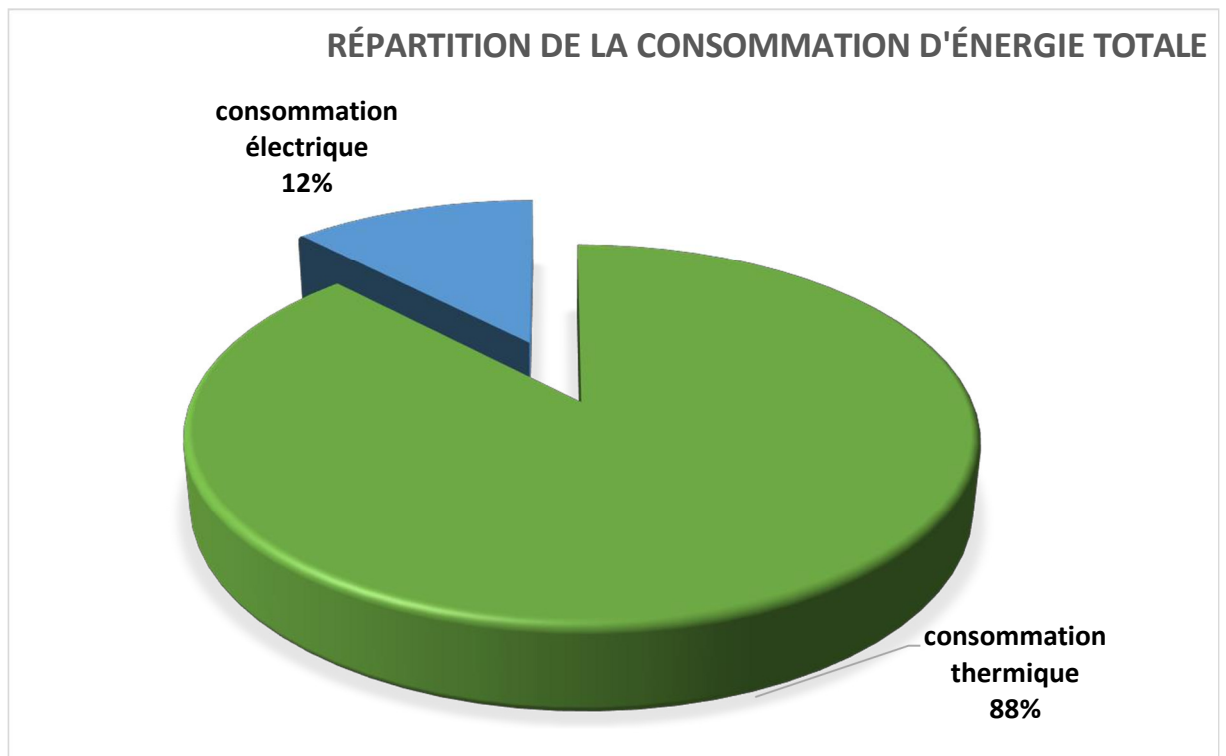
On remarque que les écarts sont importants, cela montre l'existence des imperfections dans le processus de cuisson des matières premières.

## 2.4 Consommation totale d'énergie

Le tableau suivant présente la consommation d'énergie totale entre 2013 et 2017, ainsi sa répartition entre énergie électrique et thermique.

*Tableau 2. 8 Consommation d'énergie totale depuis 2013*

	2013	2014	2015	2016	2017
Consommation thermique(GJ)	2471687	2897474	2611189,414	2944254	3360620
Consommation électrique(GJ)	352755	409501,1	349528,176	405856,6	469205,9
Consommation Totale(GJ)	2824442	3306975	2960717,59	3350111	3829826
%Consommation thermique	87,51	87,62	88,19	87,89	87,75
%Consommation électrique	12,49	12,38	11,81	12,11	12,25



*Figure 2. 10 Répartition de la consommation d'énergie totale*

L'analyse de la consommation totale d'énergie de la cimenterie montre que la consommation thermique est plus importante, soit 88 % de l'énergie totale. L'électricité vient en deuxième position, elle représente les 12% qui restent. Ce la montre que la cuisson des matières premières est l'opération la plus énergivore de tout le processus de fabrication.

## **2.5 Conclusion**

Notre analyse nous a permis de conclure que près de 88% de l'énergie totale est consommée dans l'atelier de cuisson. On a aussi déduit qu'il y a des surconsommations considérables dans cette ligne de cuisson par rapport aux standards internationaux. Ceci nous pousse à mieux se pencher sur ce problème par l'établissement d'un bilan énergétique sur cet atelier.



***Chapitre 3***  
***Description de la ligne de cuisson***

### 3.1. Introduction

Comme on l'a souligné lors des chapitres précédents, la ligne de cuisson et plus particulièrement le four rotatif représente le cœur du process. Ceci est dû au fait que cette partie représente près de 88 % des consommations énergétiques totales de l'usine, et aussi au fait qu'elle a une importance capitale dans le processus, car elle permet de transformer, par traitement thermique, un matériau « cru » en un semi-produit désigné sous le nom de clinker.

En se basant sur cela, on a fait un bilan énergétique qui englobe toute la ligne de cuisson. Cette ligne est divisée en 3 parties :

- La tour de préchauffage
- Le four rotatif
- Le refroidisseur à clinker

Avant d'introduire le bilan énergétique sous un aspect thermodynamique, on va présenter la ligne de cuisson plus en détail.

Dans ce qui suit, nous décrirons cette ligne de cuisson et définirons les principaux équipements qui entrent en jeu.

### 3.2. Définition de la ligne de cuisson de la SCSEG

C'est l'atelier qui a le rôle de faire la cuisson des matières cru pour l'obtention du clinker. La conception de cette atelier diffère d'un type de process à un autre. Pour le procédé à voie sèche de la SCSEG, il est divisé en 3 partie :

- **L'échangeur à cyclones (tour de préchauffage)**
- **Le four rotatif**
- **Le refroidisseur à ballonnets**

Les différentes opérations de cuisson se déroulent le long de cette atelier, comme le montre la figure 4.1 ci-dessous :

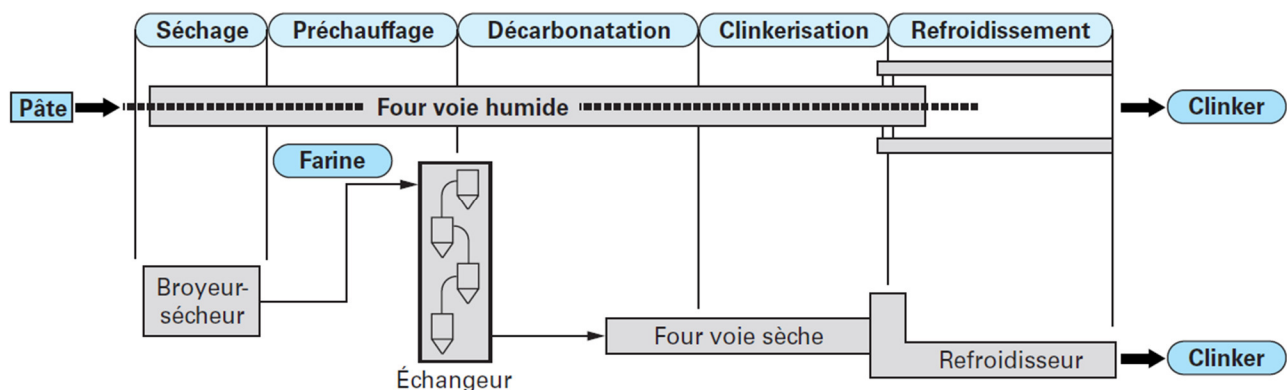


Figure 4.1 Les cinq opérations principales réalisées dans l'atelier de cuisson

### 3.3 Echangeur à cyclones

L'échangeur à cyclones de la SCSEG est constitué de 4 étages de cyclones. Ce nombre d'étages a été retenu par les constructeurs au début du développement du procédé par voie sèche, car à l'époque (les années 1960) il était le meilleur compromis entre coût d'investissement et coût d'exploitation. Le nombre d'étages peut être porté à 5 et même 6 dans les configurations où les matières premières relativement sèches ne nécessitent pas un apport thermique très important pour effectuer leur séchage. L'échangeur à 4 étages permet l'équilibre entre chaleur disponible dans les fumées sortant de l'échangeur et besoin en chaleur pour évaporer l'humidité de matières premières dans l'atelier de broyage cru.

L'échangeur est à 4 étages de cyclones qui sont répartis en 2 lignes parallèles « A » et « B ». Les 2 lignes sont identiques et dispose chacune de 5 cyclones. Pour chaque ligne, dans la première étage, qui

est celui du dessus il y a 2 cyclones jumeaux. Pour le deuxième, troisième et quatrième étage il y a un seul cyclone par étage et par ligne. L'ensemble des cyclones d'une ligne est lié par des conduites et des gaines de liaison.

Le dispositif des cyclones pour une seule ligne est représenté par la figure 4.2 ci-dessous :

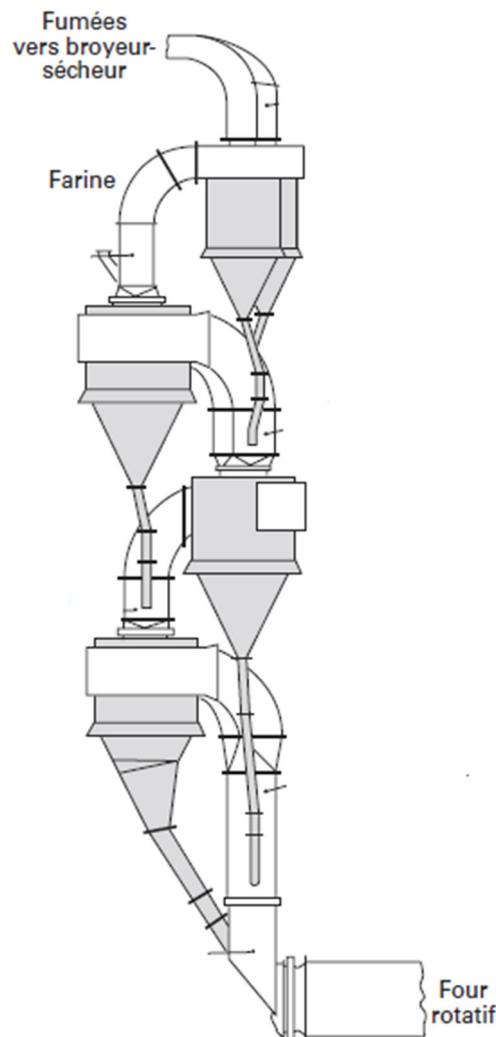


Figure 4.2 ligne d'un préchauffeur à 4 étages de cyclones

### 3.3.1 Description du procédé dans l'échangeur à cyclones

La farine crue est extraite des silos d'homogénéisation, par une aéroglissière et un élévateur elle est amenée à une trémie tampon de fabrication Schenck. La trémie Schenk comporte 2 sorties, dont une de réserve, chacune comportant une vanne de fermeture tout ou rien, une vanne de réglage et un débit mètre. Après son dosage, la farine crue passe par 2 airlifts qui la transporte en haut des 2 lignes de cyclones. La capacité maximale de chaque ligne est de **120 t/h**.

A l'entrée de la tour de préchauffage la farine crue possède les caractéristiques suivantes :

- Débit maximal : 240 t/h
- Humidité maximal :  $\leq 0.5 \% \text{ H}_2\text{O}$
- Densité : 0.8

Une fois que la farine entre par la partie supérieure de la tour, elle commence sa descente qui est dû à la gravité à travers les cyclones. Les gaz chauds de combustion sortant du four, sont aspirés par les ventilateurs de tirage et commencent leurs ascension à travers les cyclones. Ceci va créer un

mouvement de contre-courant entre les gaz d'échappement et la farine et va donc conduire à un échange thermique entre les deux. Cette échange est favorisé par les cyclones qui jouent un double rôle :

- Maximiser l'échange de chaleur à travers la trajectoire cyclonique des gaz.
- Séparer les particules de poussières qui sont transportées avec les gaz grâce à ce même mouvement cyclonique.

Une fois que les gaz arriveront à la sortie de la tour avec des Températures comprises entre 330 et 350 °C, une partie d'entre va être utilisé pour le séchage des matières premières à l'atelier broyage cru. Quant à la farine, lorsqu'elle aura atteint l'entrée du four, elle aura effectué une bonne partie de sa décarbonatation et elle aura atteint des températures comprises entre 800 et 900 °C

Les caractéristiques principales des cyclones sont données par le tableau ci-dessous :

Tableau 4.1 Caractéristiques des cyclones de la tour de préchauffage de la SCSEG

Etage	Nb cyclones	Diamètre (m)	T °C des gaz à la sortie	Qualité acier NF
Etage 1	4	4.35	330 - 350	A35 501
Etage 2	2	6.6	530 - 550	A35 501
Etage 3	2	6.6	690 - 720	A35 501
Etage 4	2	6.6	820 - 840	A35 501

### 3.4 Four rotatif

Le four rotatif de la SCSEG consiste en un tube métallique en appui sur 4 stations de roulement, 3 stations de roulement se situant avant le refroidisseur à ballonnets et une station de roulement se situant après le refroidisseur qui est dans le prolongement du four. Il a une inclinaison de 3.5 % par rapport à l'horizontale et possède une vitesse de rotation en régime nominal de 2 tours/minutes. La mise en rotation du four est assurée par 2 moteurs électriques qui sont accouplées à 2 réducteurs à grande précision. Chaque réducteur, transmet le mouvement à un pignon qui attaque une couronne dentée fixée sur la virole du four.



Figure 4.3 La couronne d'entraînement et une station de roulement du four de la SCSEG

Il y a un guidage axial du four qui est assuré par un dispositif hydraulique. Ce mouvement longitudinal du four a pour but de répartir, de façon uniforme, l'usure des surfaces de contact entre bandages et galets.



Figure 4.4 Usure non uniforme d'un galet de support du four de la SCSEG

### 3.4.1 Description du procédé dans le four rotatif

A l'intérieur du four, la température des fumées évolue de 2 000 - 2 200 °C (température de la flamme) à des températures de l'ordre de 1000 °C à la sortie du four, tandis que la matière passe de températures comprises entre 800 et 900 °C à des températures au voisinage de 1450 °C. Alors un revêtement réfractaire est impératif, afin de protéger la virole et de réduire les pertes de chaleur. Le revêtement réfractaire utilisé est de type briquetage, et le type de brique employé diffère selon la température de la zone concerné.

La farine se déplace à l'intérieur par gravité, en raison de l'inclinaison du four et de la rotation de ce dernier, de sorte qu'elle progresse peu à peu dans le four, de l'entrée par la partie supérieure jusqu'à la sortie par la partie inférieure, en parcourant toutes les zones du four et, par conséquent, en étant exposé à toutes les phases qui se déroulent tout au long de celui-ci. Le lit de matière couvre entre 10 à 12 % de la section intérieure du four.

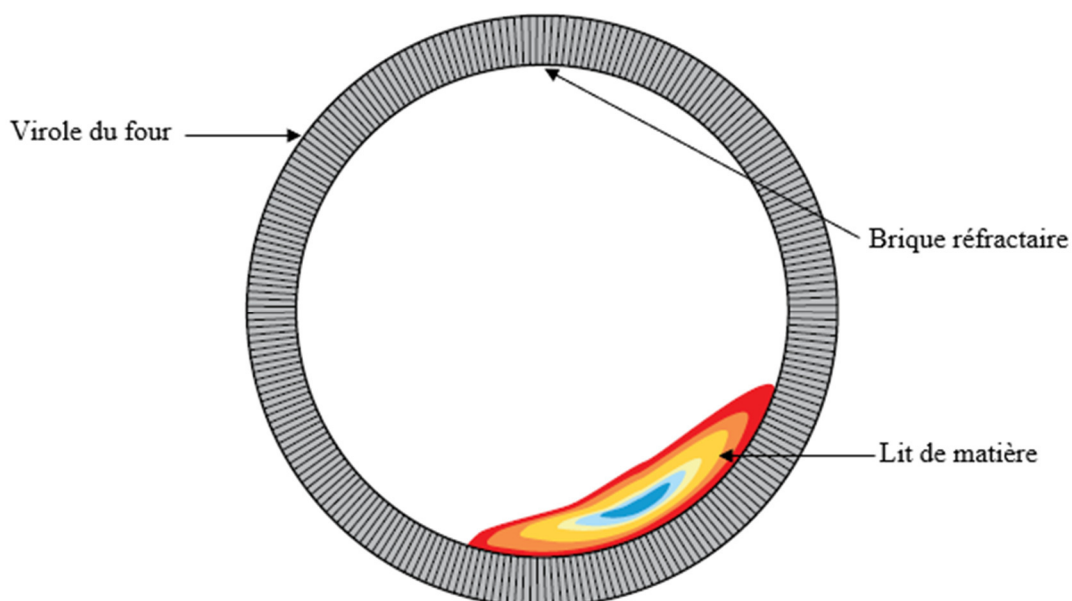




Figure 4.5 Coupe transversale d'un four rotatif

Le flux de farine cru dans le four avance à contre-courant par rapport aux gaz chauds provenant de la combustion, ce qui va favoriser l'échange thermique entre les deux flux.

Le combustible est injecté par l'extrémité inférieure du four à travers une tuyère. Cette tuyère est alimentée par un mélange d'air primaire et de gaz naturel. Il y a aussi une quantité d'air secondaire qui entre à travers la partie inférieure du four.

Le débit de gaz est réglé de façon à avoir une température de flamme comprise entre 2000-2200 °C selon les besoins. Le débit de l'air (primaire et secondaire) est réglé selon celui du gaz de façon à avoir une combustion complète. Un analyseur de gaz est placé à la sortie du four et mesure le pourcentage de CO dans le fumée, ceci va permettre de contrôler si la combustion est complète.

Les caractéristiques principales du four de la SCSEG sont :

Tableau 4.2 Caractéristiques du four de la SCSEG

Capacité nominale de production	3000 tonnes de clinker / jour
Longueur du four	89 m
Diamètre intérieur du tube	5.5 m
Pente du four	3.5 %
Nombre de supports (stations de roulement)	4
Vitesse de rotation	0.2 - 2 tours / minute
Qualité de l'acier de la virole	Acier de construction E 242
Constructeur	FLSmidth

### 3.5 Refroidisseur à ballonnets

Le clinker à la sortie du four rotatif a une température comprise entre 1 200 et 1 400 °C. Il doit subir un traitement thermique sous la forme d'une trempe à l'air pour des raisons de facilité de transport, de stockage, de récupération d'énergie et de qualité. Par conséquent, le refroidisseur par sa fonction d'échange thermique permet d'atteindre ces trois objectifs :

- Le refroidissement du clinker, pour faciliter sa manutention ;
- Une récupération d'énergie thermique à travers l'air qui sera réinjecter dans le four
- La trempe du clinker, dans le but d'améliorer sa qualité.

C'est à ce titre, que le refroidisseur à clinker est considéré comme l'un des 3 constituants importants de la ligne de cuisson.

Le refroidisseur de la SCSEG est un refroidisseur à ballonnets ou autrement dit refroidisseur planétaires, il est monté sur le four entre la troisième et la quatrième station de roulement. Il est composé de 10 tubes qui sont répartis autour de la virole de décharge du four et positionnés parallèlement à l'axe du four. La virole du four possède des ouvertures circulaire où sont soudées des collerettes qui reçoivent les ballonnets par l'intermédiaire de brides boulonnées.



Figure 4.6 Refroidisseur à ballonnets de la SCSEG

Les pipes d'entrées des ballonnets ont des formes spéciales, empêchant le retour, dans le four, du clinker admis dans le refroidisseur. Chaque ballonnet, est monté entre 2 appuis qui sont posés sur le prolongement de la virole du four. Ces supports sont équipés d'attaches à colliers assurant le maintien du ballonnet. La rotation du four provoque elle-même la chute du clinker au niveau de la virole de décharge dans les pipes des ballonnets puis son cheminement dans ceux-ci jusqu'à la sortie.

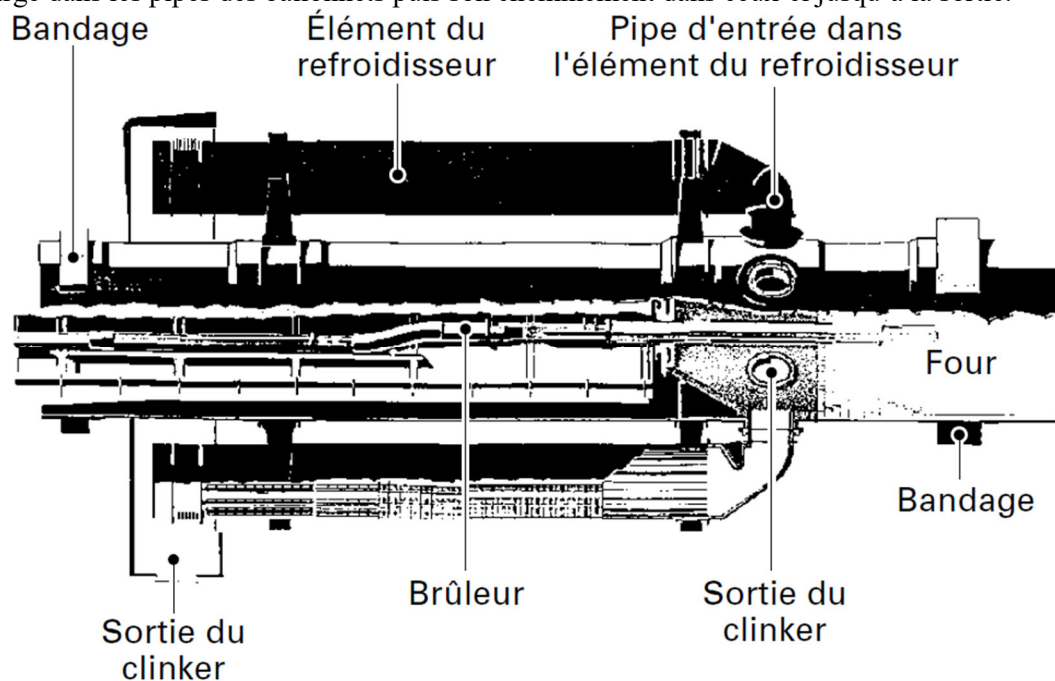


Figure 4.7 Schéma du refroidisseur à ballonnets (FLSmith)

Pour garantir un bon échange thermique, l'intérieur des ballonnets est composé de brique réfractaire sur sa partie la plus chaude qui représente environ 20% de sa longueur.

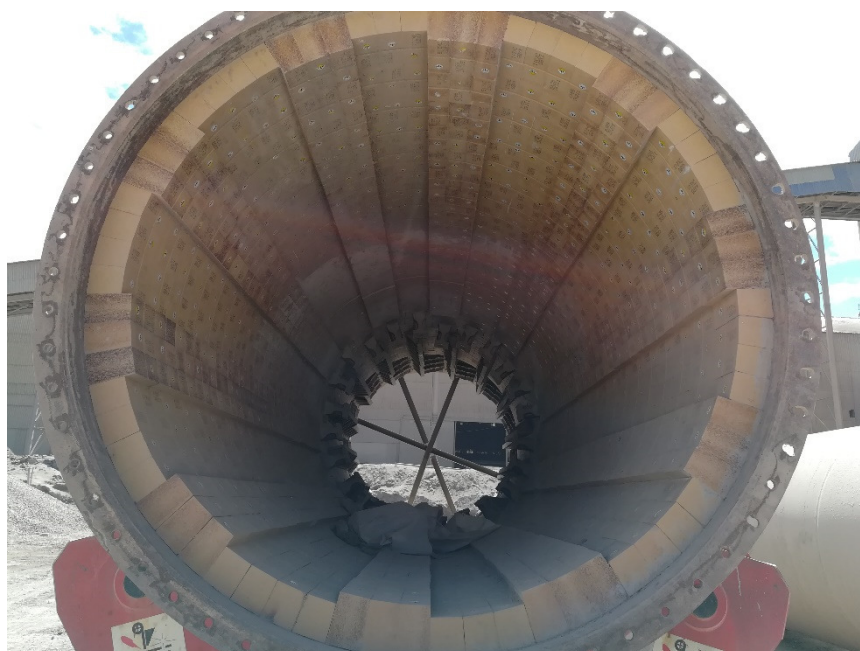


Figure 4.8 Portion briqueté du ballonnet

### 3.5.1 Description du procédé dans les ballonnets

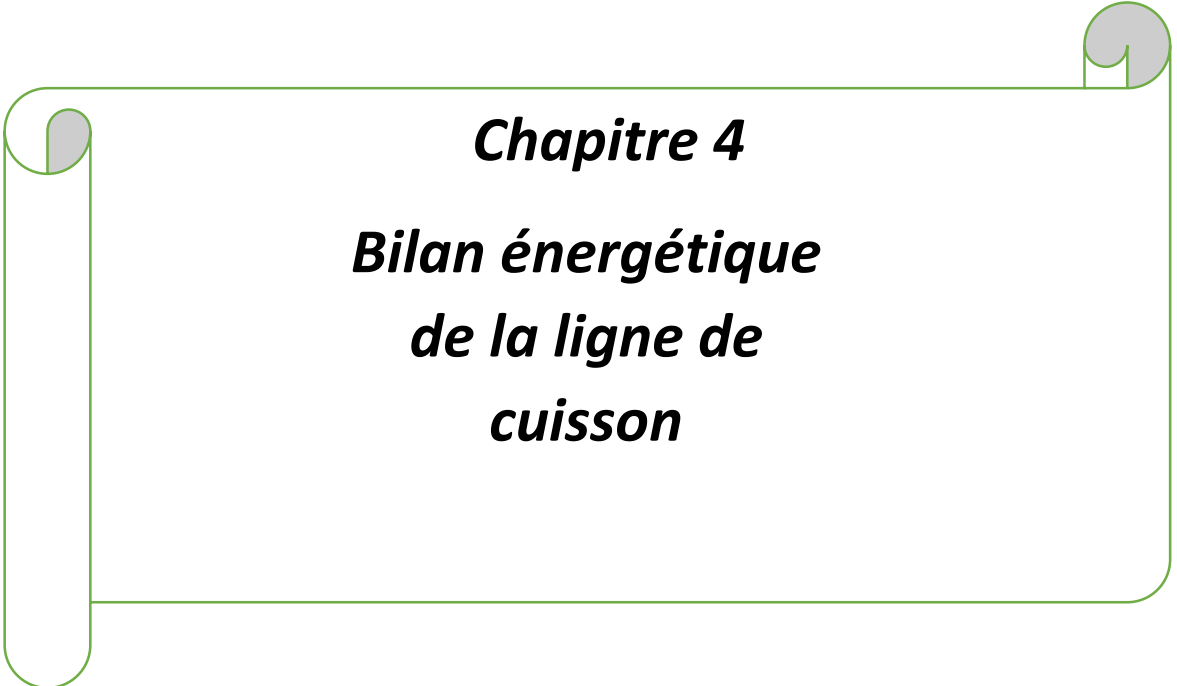
Un flux d'air ambiant entre par la partie gauche du ballonnet, la partie par laquelle sort le clinker. L'air va circuler à contre-courant par rapport au clinker, ce qui va favoriser l'échange entre les 2 flux. Le clinker va se refroidir et sortir du refroidisseur à des températures de l'ordre des 200 °C, et l'air qui joue le rôle d'air de secondaire dans la combustion, va lui se réchauffer et apporter cette chaleur au four.

Le débit d'air est garanti par 2 ventilateurs de tirage qui se situent à la sortie de la tour de préchauffage. Les ventilateurs travaillent en parallèle, car chaque ventilateur est relié à une ligne de cyclones. Ils mettent le circuit de la ligne de cuisson en dépression, de tel sorte que l'air est aspiré depuis les ballonnets, elle traverse le refroidisseur et le four, elle monte à travers les cyclones et sort du circuit.

Les principales caractéristiques du refroidisseur à ballonnets de la SCSEG sont :

Tableau 4.2 Caractéristiques du refroidisseur de la SCSEG

Type de refroidisseur	UNAX
Nombre de ballonnets	10
Longueur du ballonnet	25.2 m
Diamètre du ballonnet	2.25 m
Constructeur	FLSmidth

A decorative graphic of a scroll with a green outline and grey circular accents at the corners and along the left edge.

***Chapitre 4***  
***Bilan énergétique***  
***de la ligne de***  
***cuisson***

**4.1 Introduction:**

La production de ciment est un processus long qui consomme de grandes quantités de combustibles fossiles et d'électricité. Le procédé comprend plusieurs étapes dont la production de clinker dans le four rotatif est l'étape la plus énergivore, représentant environ 88% de l'utilisation totale d'énergie (cas de la cimenterie SCSEG).

Les calculs effectués lors du chapitre 2 montrent que la SCSEG a enregistré une augmentation de la consommation énergétique thermique ces derniers temps. Cette sur consommation a des impacts économiques et environnementaux d'où l'établissement d'un bilan énergétique de la ligne de cuisson est nécessaire car il peut donner des informations utiles sur l'efficacité énergétique.

L'optimisation de la consommation énergétique est la raison principale pour effectuer un bilan énergétique de la ligne de cuisson composée par le four rotatif, la tour de préchauffage et le refroidisseur.

Le bilan énergétique donne une meilleure évaluation de la consommation thermique, il indique où et comment la chaleur produite par le combustible est consommée, ceci est basé sur le principe :

$$\sum E_e = \sum E_s \quad (4.1)$$

Telle que :  $E_e, E_s$  sont les énergies entrantes et sortantes respectivement.

Il constitue donc le point de départ à partir du que il nous pourrons tirer les conclusions set proposer des pistes pour réduire les pertes calorifiques qui sont jugées excessives et par conséquent optimiser la consommation énergétique.

**4.1. Bilan massique :**

La détermination du bilan massique à pour but de déterminer le rapport entre la farine crue qui alimente le four et le clinker à la sortie de refroidisseur.

**4.1.1 Caractéristiques de la farine crue qui alimente le four :****4.1.1.1. Composition chimique :**

Les analyses du laboratoire de la farine crue par le rayon X (QCX) ont donné les résultats inscrits sur le tableau II-1 suivant :

<b>Farine crue alimentation four</b>						
<b>Les éléments</b>	<b>Cimenterie de Sour-El-Ghozlane</b>					
	<b>14 à 19-04-2018</b>					
<b>SiO<sub>2</sub></b>	<b>13.31</b>	<b>13.18</b>	<b>13.51</b>	<b>13.56</b>	<b>13.76</b>	<b>13.84</b>
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	<b>3.53</b>	<b>3.43</b>	<b>3.23</b>	<b>3.28</b>	<b>3.19</b>	<b>3.35</b>
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	<b>2.36</b>	<b>2.35</b>	<b>2.36</b>	<b>2.35</b>	<b>2.41</b>	<b>2.34</b>
<b>CaO</b>	<b>42.25</b>	<b>42.50</b>	<b>41.81</b>	<b>42.02</b>	<b>41.74</b>	<b>41.79</b>
<b>MgO</b>	<b>1.71</b>	<b>1.75</b>	<b>1.08</b>	<b>1.18</b>	<b>1.14</b>	<b>1.04</b>
<b>K<sub>2</sub>O</b>	<b>0.52</b>	<b>0,49</b>	<b>0,48</b>	<b>0,47</b>	<b>0,47</b>	<b>0,50</b>
<b>Na<sub>2</sub>O</b>	<b>0,14</b>	<b>0,14</b>	<b>0,07</b>	<b>0,07</b>	<b>0,07</b>	<b>0,07</b>
<b>SO<sub>3</sub></b>	<b>0.77</b>	<b>0.89</b>	<b>0.71</b>	<b>0,81</b>	<b>0,70</b>	<b>0,62</b>
<b>PaF</b>						
<b>Total</b>						
<b>Les modules</b>						
<b>LSF</b>	<b>95.55</b>	<b>96.67</b>	<b>13.54</b>	<b>13.56</b>	<b>13.76</b>	<b>13.84</b>
<b>MSI</b>	<b>2.32</b>	<b>2.35</b>	<b>2.29</b>	<b>2.38</b>	<b>2.34</b>	<b>2.30</b>
<b>ALM</b>	<b>1.75</b>	<b>1.45</b>	<b>1.45</b>	<b>1.42</b>	<b>1.45</b>	<b>1.43</b>
<b>MAF</b>	<b>1.42</b>	<b>1.37</b>	<b>1.37</b>	<b>1.40</b>	<b>1.33</b>	<b>1.43</b>
<b>MS</b>	<b>2.33</b>	<b>2.32</b>	<b>1.37</b>	<b>2.41</b>	<b>2.46</b>	<b>2.43</b>

**Tableau II-1** Les analyses du laboratoire de la farine crue par le rayon X (QCX)

**4.1.1.2. Détermination de la quantité de farine alimentée par heure :**

<b>Cimenterie de Sour-El-Ghozlane</b>	
<b>Date</b>	<b>Alimentation four (t/h)</b>
<b>14/04/2018 à 24/04/2018</b>	227
	227
	225
	226
	231
	231
	227
	232
	227
	225
	222
	<b>227</b>

**Tableau II-2 :** La quantité de farine alimentée dans le four.

La quantité de farine alimentée dans le four est déterminée par le relevé du compteur à partir de la salle de contrôle et les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau ci-dessus.

**4.1.3. Détermination des pertes en poussières :**

La majeure partie des poussières s'échappant du four est déterminé par la pesée à la sortie du préchauffeur. Cette quantité présente 10 à 15 % de la matière alimentée dans le four, pour la cimenterie.

<b>Cimenterie de Sour-El-Ghozlane</b>		
<b>Date</b>	<b>Relevé (t)</b>	<b>Perte (t)</b>
<b>14/04/2018 A 18/04/2018</b>	227	27
	227	28
	225	29
	226	25
	231	32
<b>Somme</b>	<b>141</b>	
<b>Débit (t/h)</b>	<b>28.20</b>	

**Tableau II-3 :** pertes en poussières

**4.1.4. Débit du clinker à la sortie du refroidisseur :**

La pesée du clinker à la sortie de refroidisseur a donné les résultats de tableau II-4 ci-dessous :

<b>Cimenterie de Sour-El-Ghozlane</b>	
<b>Date</b>	<b>Production (t)</b>
	<b>132</b>
<b>14/04/2018</b>	<b>132</b>
<b>A</b>	<b>131</b>
<b>18/04/2018</b>	<b>129</b>
	<b>134</b>
<b>Somme</b>	<b>658</b>
<b>Débit (t/h)</b>	<b>132</b>

**Tableau II-4 :**Débit du clinker à la sortie du refroidisseur

**4.1.5. Calcul des titres :**

**Titre de CaCO<sub>3</sub> :**

On calcul le titre de CaCO<sub>3</sub> d’après la formule suivante :

$$T_{CaCO3} = \frac{T_{CaO}}{56} \cdot 100\%$$

Où :

T<sub>CaO</sub> : titre de CaO, donner par analyse en % ;

100 : masse moléculaire de CaCO<sub>3</sub> en g ;

56 : masse moléculaire de CaO ;

**Titres de MgO :**

On calcul le titre de MgCO<sub>3</sub> d’après la formule suivante :

$$T_{MgCO3} = \frac{T_{MgO}}{40} \cdot 84\%$$

Où :

T<sub>MgO</sub> : titre de MgO, donner par analyse en % ;

84 : masse moléculaire de MgCO<sub>3</sub> en g ;

40 : masse moléculaire de MgO en g ;

**• Détermination du titre de l’argile en H<sub>2</sub>O :**

La quantité d’eau de constitution des argiles est déterminée expérimentalement, par le séchage de ses derniers à une température avoisinante 400°C. Les résultats de laboratoire nous donne,

T<sub>argile</sub> = 18 %.



Les résultats de calcul des quantités de CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O dégagées sont donnés sur le tableau II-5 ci-après :

cimenterie	Titre						titre d'argile en H <sub>2</sub> O			
	CaO	MgO	CaCO <sub>3</sub>		MgCO <sub>3</sub>		Humidité de cru		Humidité d'argile	
	T <sub>CaO</sub> (%)	T <sub>MgO</sub> (%)	T <sub>CaCO<sub>3</sub></sub> (%)	M <sub>CO<sub>2</sub></sub> (t/h)	T <sub>MgCO<sub>3</sub></sub> (%)	M <sub>CO<sub>2</sub></sub> (t/h)	H <sub>2</sub> O (%)	M <sub>H<sub>2</sub>O</sub> (t/h)	T <sub>argile</sub> (%)	M <sub>H<sub>2</sub>O</sub> (t/h)
Sour-El-Gozlen	42,44	1,10	75,79	74,06	2,32	2,26	0,30	0,57	14	3,724

**Tableau II-5** Les résultats de calcul des quantités de CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O dégagées

4.1.6. Détermination de la quantité de CO<sub>2</sub> qui se dégage au cours de la décarbonatation :

1. A l'entrée du préchauffeur on a :

- 227 t/h de farine pour la cimenterie de Sour-El-Ghozlane.

2. Après déshydratation d'eau est relevé soit :

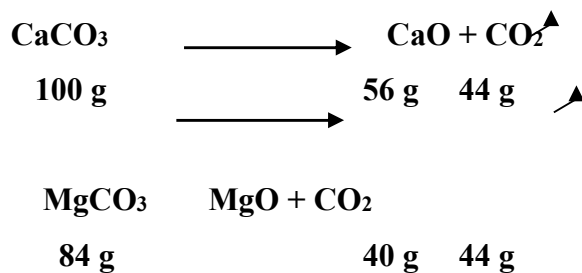
- 0,30 % du point brut pour la cimenterie de Sour-El-Ghozlane.  
227. 0,003= **0,681 t/h**  
227- 0,681= **226,32 t/h** de matière sèche.

3. La quantité de poussière est de :

- **28.20 t/h** pour la cimenterie de Sour-El-Ghozlane,  
226.32 – 28.20= **198.12 t/h** après l'arrachement de la poussière.

4. Pour :

- la cimenterie de Sour-El-Ghozlane, on a dans **198,12 t/h**, il y a **78,11 %** de CaCO<sub>3</sub> et MgCO<sub>3</sub> dans ce qui reste de matière sèche, soit :  
198,12. 0,7811= **154.75 t/h** de CaCO<sub>3</sub> et MgCO<sub>3</sub>.



**La quantité de CO<sub>2</sub> qui se dégage est de :**

154.75. 0,44 = 68,09 t/h, pour la cimenterie de Sour-El-Ghozlane.

**4.1.7. Détermination du degré de décarbonatation de la farine crue ainsi que la granulométrie lors du traitement thermique dans le préchauffeur :**

La répartition du combustible entre le brûleur principal du four et le brûleur du foyer de pré calcination se situe entre 55 et 65 % pour le précalcinateur, et le reste pour le four lui-même.

Le dispositif de pré calcination a pour but de décarbonater la matière jusqu'à un certain taux. La quantité de combustible injectée est en fonction du taux de décarbonatation souhaité. Ce taux correspond à la proportion de CaCO<sub>3</sub>, transformé en CaO. On peut l'évaluer par la mesure de la perte au feu de la matière prélevée à l'entrée du four rotatif.

La formule utiliser pour le calcul est :

$$D.D = 100. \{[1 - PaF_{ech} . (100 - PaF_{ali})] / [PaF_{ali} . (100 - PaF_{ech})]\}$$

Où :

**D.D** : degré de décarbonatation de la farine crue du même étage du préchauffeur, en % ;

**PaF<sub>ech</sub>** : perte au feu de l'échantillon prélevé d'un étage du préchauffeur, en % ;

**PaF<sub>ali</sub>** : perte au feu de la farine crue à l'alimentation du préchauffeur, en %

Les résultats de calcul sont inscrits dans le tableau II-6 ci-dessous :

Matière	Température (°C)	Cimenterie de Sour-El-Ghozlane	
		PaF (%)	D.D (%)
A0	55	35,60	00
A1	120	35,39	0,91
A2	350	35,42	0,78
A3	530	34,08	6,48
A4	668	30,38	21,06
A5	802	21,26	51,16

**Tableau II-6** : degré de décarbonatation de la farine crue

Où :

**A0** : désigne la partie avant le préchauffeur ;

**A1** : le cyclone du 1<sup>er</sup> étage ;

**A2** : le cyclone du 2<sup>eme</sup> étage ;

**A3** : le cyclone du 3<sup>eme</sup> étage ;

**A4** : le cyclone du 4<sup>eme</sup> étage ;

A5 : La boîte à fumée

#### 4.1.8. Caractéristiques du clinker :

Clinker à la sortie du four						
Les éléments	Cimenterie de sour-El-ghozlane					
	14 à 221-04-18					
SiO <sub>2</sub>	22,15	21,73	21,57	22,58	21,48	21,55
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5,46	5,62	5,44	5,92	5,29	5,33
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3,13	3,17	3,04	3,11	3,03	3,03
CaO	65,58	65,53	66,46	67,41	65,71	65,49
MgO	2,76	3,37	2,76	2,02	2,63	2,71
K <sub>2</sub> O	0,90	0,84	0,92	1,00	0,93	0,96
Na <sub>2</sub> O	0,20	0,20	0,20	0,12	0,16	0,15
SO <sub>3</sub>						
Paf	0,93	0,35	0,32	1,01	0,26	0,29
Total	101,6	101,4	101,2	104,1	100,3	100,4
Les modules						
LSF	96,06	93,02	94,24	96,61	93,33	96,13
MSI	2,53	2,58	2,47	2,54	2,50	2,58
ALM	1,79	1,74	1,77	1,79	1,90	1,75
Composition minéralogique						
C <sub>3</sub> S	60,97	54,67	54,81	60,89	54,57	58,56
C <sub>2</sub> S	15,63	22,31	20,99	15,95	23,62	17,45
C <sub>3</sub> A	9,30	9,17	9,53	9,27	10,43	8,89
C <sub>4</sub> AF	9,24	9,52	9,64	9,24	9,45	9,21

**Tableau II-7** : Caractéristiques du clinker

#### 4.2. Temps de séjour de la matière dans le four et le refroidisseur :

##### 4.2.1. Temps de séjour de la matière dans le four :

Le temps de séjour de la matière dans le four est déterminé par la relation suivante :

$$t = 1,77 [(L\sqrt{\theta}) / (p d n)] \cdot F \text{ (min).}$$

Où :

L : longueur du four,

p : angle d'inclinaison du four,

d : diamètre intérieur du four,

θ : angle de pente naturel du matériau,

n : vitesse de rotation du four rotatif,

F : coefficient qui dépend de la variation du diamètre des zones du four. Pour les fours de

diamètre constants, F=1.

Les résultats sont inscrits sur le tableau **II-8** suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-ghozlane
L (m)	89
D (m)	5,50
P (%)	3,5
n (tr/min)	1,8
F	1
$\theta$ (°)	40
t (min)	$t = 1,77 \times \frac{89 \times 6,32}{3,5 \times 5,5 \times 1,8}$ <b>t = 28,73 min</b>

**Tableau II-8 :** Temps de séjour de la matière dans le four et le refroidisseur

**4.2.2. Temps de séjour du clinker dans le refroidisseur :**

- **pour cimenterie de sour-El-ghozlane :**

Le temps de séjour du clinker dans le refroidisseur est déterminé par la relation suivante :

$$t = 1,77 \times \frac{L \cdot \sqrt{\theta}}{p \cdot d \cdot n} \times F \quad (\text{min}).$$

Où :

L : longueur du refroidisseur,

d : diamètre intérieur du refroidisseur,

Les résultats sont inscrits sur le tableau **II-9** suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-ghozlane
L (m)	25,20
D (m)	2,25
P (%)	3,5
n (tr/min)	1,8
F	1
θ (°)	40
t (min)	$t = 1,77 \times \frac{25,2 \times 6,32}{3,5 \times 2,25 \times 1,8}$ <b>t = 19,89min</b>

**Tableau II-9 :** Temps de séjour du clinker dans le refroidisseur

Le temps de séjour du clinker dans le refroidisseur est déterminé par la relation suivante :

$$t = h \times (1 - \zeta) \times L \times I \times \frac{P_s}{S_o} \quad (\text{min})$$

**4.2.3. Le temps de séjour de la matière dans la zone de cuisson :**

Le temps de séjour de la matière dans la zone de cuisson est estimé à :

$$t_{\text{total}} = t_{\text{four}} + t_{\text{refroid}} \quad (\text{min})$$

Les résultats sont inscrits sur le tableau II-10 suivant :

	t <sub>four</sub> (min)	t <sub>refroid</sub> (min)	t <sub>total</sub> (min)
Cimenterie de sour-El-ghozlane	28,73	19,89	48,62

**Tableau II-10 :** le temps de séjour de la matière dans la zone de cuisson

**4.2.4. Calcul de la combustion :**

**4.2.4.1. Caractéristique du combustible :**

Le combustible utilisé dans la cimenterie est le gaz naturel algérien, dont la composition chimique est donné sur le tableau II-11 :

COMPOSITION	% MOLAIRE
-------------	-----------

CH <sub>4</sub>	82,87
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,22
C <sub>4</sub> H <sub>10-iso</sub>	0,35
C <sub>4</sub> H <sub>10-n</sub>	0,58
C <sub>5</sub> H <sub>12-iso</sub>	0,13
C <sub>5</sub> H <sub>12-n</sub>	0,14
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,08
N <sub>2</sub>	5,43
CO <sub>2</sub>	0,21
DENSITE	0,66

**Tableau II-11** : Caractéristique du combustible**4.2.4.2. Détermination de la consommation du gaz :**

La consommation du gaz naturel nécessaire à la production du clinker est déterminée par les relevées des compteurs placé à la conduite de gaz à une température et un pression bien déterminé de la cimenterie.

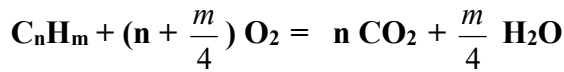
Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau **II-12** suivant :

**Tableau II-12** : La consommation du gaz naturel

		<b>Cimenterie de sour-El-Ghozlane</b>	
<b>Pour année 2017</b>	<b>Consommation En (10<sup>3</sup>.m<sup>3</sup>)</b>		
	<b>Prévue</b>	<b>Réalisée</b>	
<b>Janvier</b>	2462,4	3156,912	
<b>Février</b>	6840,0	3276,113	
<b>Mars</b>	6019,2	7212,019	
<b>Avril</b>	8208,0	6888,855	
<b>Mai</b>	5745,6	5623,456	
<b>Juin</b>	8208,0	5176,038	
<b>Juillet</b>	6019,2	6045,052	
<b>Août</b>	273,6	6488,569	
<b>Septembre</b>	7387,2	7037,824	
<b>Octobre</b>	6292,8	7813,333	
<b>Novembre</b>	8208,0	4823,230	
<b>Décembre</b>	5745,6	5667,559	
<b>Total</b>	<b>71409,6</b>	<b>69208,964</b>	

**4.2.4.3. Calcul théorique de la combustion :**

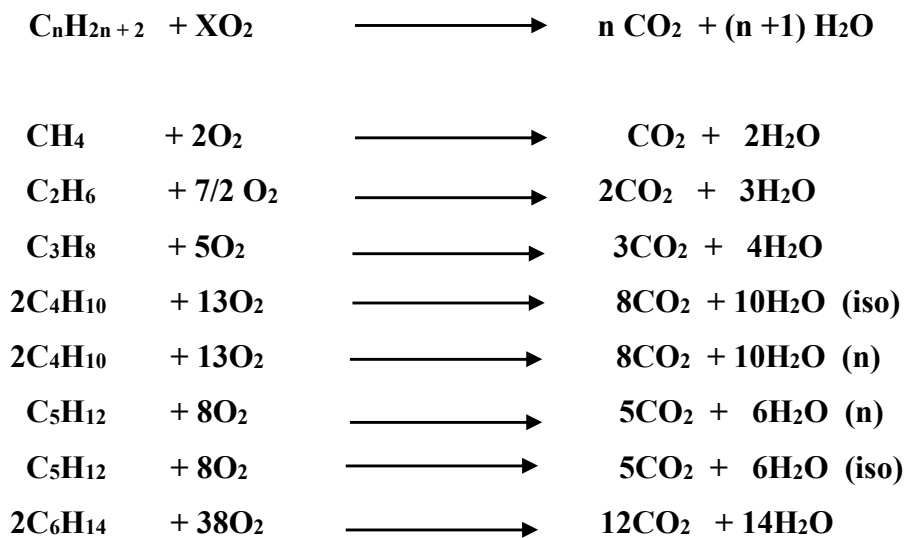
Le calcul est basé sur l'équation stœchiométrique de la combustion des hydrocarbures ayant la formule chimique générale  $C_nH_m$  :



On détermine d'après cette équation, la quantité théorique d'oxygène nécessaire la combustion et la quantité des fumées obtenues ( $CO_2$  et  $H_2O$ ).

❖ **Les réactions chimiques :**

Les réactions qui se produisent pendant la combustion d'hydrocarbures peuvent s'exprimer au moyen de la formule générale suivante :



**4.2.4.4. Volume nécessaire d'air pour la combustion de 1Nm<sup>3</sup> de gaz naturel :**

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau **II-13** suivant :

**Tableau II-13** : Volume nécessaire d'air pour la combustion de 1Nm<sup>3</sup> de gaz naturel



**4.3. Bilan thermique du four :**

Constituant	Cimenterie de sour-El-Ghozlane		
	Volume d'air (Nm <sup>3</sup> )	%molaire	Vi d'air /Nm <sup>3</sup> de gaz (Nm <sup>3</sup> )
1Nm <sup>3</sup> de CH <sub>4</sub>	9,52	82,87	7,80
1Nm <sup>3</sup> de C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	16,66	8,00	1,33
1Nm <sup>3</sup> de C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	23,80	2,20	0,52
1Nm <sup>3</sup> de C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	30,94	0,93	0,14
1Nm <sup>3</sup> de C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	38,08	0,27	0,051
1Nm <sup>3</sup> de C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	90,44	0,08	0,143
Vo d'air/ Nm <sup>3</sup> de gaz Nm <sup>3</sup>			10,363

Le bilan thermique d'un four équipé d'un préchauffer et d'un refroidisseur à ballonner montre clairement la chaleur utilisée par cet élément.

Cette valeur est indispensable pour détecter les conditions de marche anormales et les potentielles d'améliorations.

Ce bilan est déterminé par l'expression suivante :

$\Sigma Q \text{ entrant} = \Sigma Q \text{ sortant}$

➤ **Chaleur reçue par le système :**

**Qc** : chaleur dégagée pendant la combustion du combustible ;

**Qcf** : chaleur physique de cru ;

**Qfc** : chaleur physique du combustible ;

**Qfa** : chaleur physique de l'air de refroidissement ;

➤ **Chaleur délivrée par le système :**

**Qf.KK** : chaleur pour la formation du clinker portland ;

$Qf.KK = Qdis + Qdeshy + Qpl - Qexo$

**4.3.1. Le flux de la chaleur entrant :**

**a. calcul de Qc :**

$Qc = Qinf \cdot B \quad (\text{KJ /Kg clinker. h})$

Où :

**Qc** : chaleur dégagée pendant la combustion du combustible ;

**Qinf** : pouvoir calorifique inférieur ;

**B** : consommation spécifique du combustible ;

**b. Calcul de Qfc :**

$Qfc = Cpc \cdot Tc \cdot B \quad (\text{KJ /Kg clinker. h})$

Où :

**Q<sub>fc</sub>** : chaleur physique du combustible à T<sub>c</sub>, (KJ / Kg KK) ;

**C<sub>pc</sub>** : capacité calorifique du combustible à T<sub>c</sub> ;

**T<sub>c</sub>** : température du combustible à la tuyère ;

**c. Calcul de Q<sub>pc</sub> :**

$$\mathbf{Q_{pc} = (G_s \cdot C_{ps} + W \cdot C_{pa}) \cdot T_s \quad (KJ / Kg KK)}$$

Où :

**G<sub>s</sub>** : consommation spécifique du cru sec, (Kg/Kg KK);

$$\mathbf{G_s = g_s \cdot \frac{100}{100 - P_p} \quad (Kg / Kg KK) ;}$$

**P<sub>p</sub>** : pollution poussière, (%) ;

**g<sub>s</sub>** : quantité spécifique

**C<sub>ps</sub>** : chaleur massique de cru sec, (KJ/ Kg KK) ;

**W** : teneur en eau dans le cru :

$$\mathbf{W = g_s \cdot \frac{H}{100 - H} \quad (Kg/Kg KK)}$$

**H** : humidité du cru en (%) ;

**T<sub>s</sub>** : température du cru à l'entrée du 1<sup>er</sup> cyclone en (°C) ;

**d. Calcul de Q<sub>fa</sub> :**

$$\mathbf{Q_{fa} = V \cdot T_a \cdot C_{pa} \quad (KJ / Kg KK)}$$

Où :

**Q<sub>fa</sub>** : chaleur physique de l'air de refroidissement ;

**T<sub>a</sub>** : température de l'air ambiant, (°C) ;

**C<sub>pa</sub>** : chaleur spécifique de l'air ambiant à T<sub>a</sub> (KJ/ Nm<sup>3</sup>. °C) ;

**V** : volume spécifique d'air de refroidissement (Nm<sup>3</sup> /Kg KK) ;

**e. Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-14 suivant :**

Paramètres	Cimenterie de
------------	---------------

	sour-El-Ghozlane
B (Nm <sup>3</sup> /Kg KK)	0,113
Q <sub>inf</sub> (KJ/ Nm <sup>3</sup> de gaz)	38317,35
Q <sub>c</sub> (KJ / Kg KK)	4332,938
T <sub>c</sub> (°C)	15
C <sub>pc</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	1,68
Q <sub>fc</sub> (KJ / Kg KK)	2,6
G <sub>s</sub> (Kg/Kg KK)	2,14
W (Kg/Kg KK)	0,006
T <sub>s</sub> (°C)	45
g <sub>s</sub> (Kg/Kg KK)	1,81
P <sub>p</sub> (%)	15,3
H (%)	0,33
Q <sub>pc</sub> (KJ / Kg KK)	162,1404
V (Nm <sup>3</sup> /Kg KK)	10,208
T <sub>a</sub> (°C)	15
C <sub>pa</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	1,32
Q <sub>fa</sub> (KJ / Kg KK)	336,86
Somme (KJ/Kg KK)	5331,213

**Tableau II-14** : Tableau des résultants de calcul pour la cimenterie sour-El-Ghozlane :

**4.3.2. Flux de chaleur sortant :**

**Calcul de Q<sub>f<sub>KK</sub></sub> :**

$$Q_{f_{KK}} = Q_{dis} + Q_{des} + Q_{pl} + Q_{exo} \quad (\text{KJ /Kg KK})$$

Où :

Q<sub>f<sub>KK</sub></sub> : quantité de chaleur pour la formation du clinker.

Q<sub>dis</sub> : quantité de chaleur pour la dissociation du CaCO<sub>3</sub>.

Q<sub>des</sub> : quantité de chaleur pour la déshydratation des argiles.

Q<sub>pl</sub> : quantité de chaleur pour la formation de la phase liquide.

Q<sub>exo</sub> : quantité de chaleur dégagée lors les réactions exothermiques.

**a. Calcul de Q<sub>dis</sub> :**

$$Q_{dis} = 1380. G_{CaCO_3} \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

1780 : la quantité de chaleur nécessaire pour la décarbonatation de 1 Kg de CaCO<sub>3</sub> (obtenue expérimentalement).

$$G_{CaCO_3} = (g_s. T_{CaCO_3}) / (100 - P_p)$$

**b. Calcul de Q<sub>des</sub> :**

$$Q_{des} = 780 \cdot G_{des} \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

**780** : la quantité de chaleur dépensée pour déshydrater 1 Kg d'argile ;

**G<sub>des</sub>** : teneur spécifique d'argile dans le cru ;

**c. Calcul de Q<sub>pl</sub> :**

$$Q_{pl} = 144 \text{ (KJ / Kg KK)} \text{ ( Cette valeur est obtenue expérimentalement)}$$

**d. Calcul de Q<sub>exo</sub> :**

$$Q_{exo} = 0,01(528C_3S + 71C_2S + 61C_3A + 84C_4AF) \quad (\text{KJ/ Kg KK})$$

**e. Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-14 suivant :**

Paramètres	Cimenterie de Sour El Ghozlane
G <sub>CaCo3</sub> (Kg/Kg KK)	1,62
g <sub>s</sub> (Kg/Kg KK)	1,81
T <sub>CaCO3</sub>	75,79
P <sub>p</sub> (%)	15,3
Q <sub>dis</sub> (KJ/Kg KK)	2235,6
G <sub>des</sub> (Kg/Kg KK)	0,051
Q <sub>des</sub> (KJ/Kg KK)	39,78
Q <sub>pl</sub> (KJ/Kg KK)	144
Q <sub>exo</sub> (KJ/Kg KK)	447,63
Somme (KJ/Kg KK)	2867,01

**Tableau II-15** : résultants de calcule Flux de chaleur sortant

**f. Calcul de Q<sub>eh</sub>:**

$$Q_{eh} = 2500 \cdot W \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

**Q<sub>eh</sub>**: chaleur physique pour évaporer l'humidité du cru

**2500** : chaleur nécessaire pour évaporer l'eau d'un Kg de cru

**W** : quantité spécifique d'humidité (Kg/Kg KK)

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-15 suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-Ghozlane
W (Kg/Kg KK)	0,006
Q <sub>eh</sub> (KJ/Kg KK)	14,91

**Tableau II-15** :chaleur physique pour évaporer l'humidité du cru

**Calcul de Q<sub>KK</sub> :**

$$Q_{KK} = G_{KK} \cdot C_{pKK} \cdot T_{KK} \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

$Q_{KK}$  : chaleur physique de clinker, (KJ/Kg KK) ;

$G_{KK}$  : quantité unitaire de clinker, (Kg/Kg KK) ;

$C_{pKK}$  : chaleur massique de clinker à  $T_{KK}$ , (KJ/Kg. °C) ;

$T_{KK}$  : température de clinker à la sortie du refroidisseur, (°C) ;

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-16 suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-Ghozlane
$T_{KK}$ (°C)	210
$C_{pKK}$ (KJ/Kg. °C)	0,83
$G_{KK}$ (Kg/Kg KK)	1
$Q_{KK}$ (KJ/Kg KK)	174,3

**Tableau II-16 :**chaleur physique de clinker

**Calcul de  $Q_p$  :**

$$Q_p = G_p \cdot C_{pp} \cdot T_f \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

$Q_p$  : chaleur physique de la poussière

$G_p$  : quantité spécifique de la poussière, (Kg/Kg KK)

$C_{pp}$  : chaleur massique de la poussière à  $T_f$ , (KJ/Kg. °C)

$T_f$ : température des fumées à la sortie de préchauffeur, (°C)

On a :

$$G_p = g_s \times \frac{P_p}{100} \times \frac{(100 - DD)}{100} \quad (\text{KJ/kg KK})$$

Où :

$P_p$  : pollution poussière, (%);

$DD$  : degré de décarbonatation de la farine cru, (%)

$g_s$  : consommation spécifique du cru sec après l'arrachement de la poussière, (Kg/KgKK).

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-17 suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-Ghozlane
------------	--------------------------------

gs (Kg/Kg KK)	1,81
Pp (%)	15,3
DD (%)	51,16
Gp (Kg/Kg KK)	0,135
Cp <sub>p</sub> (KJ/Kg. °C)	1
T <sub>f</sub> (°C)	330
Qp (KJ/kg KK)	44,55

**Tableau II-17** : chaleur physique de la poussière

**Calcul de Q<sub>f</sub> :**

$$Q_f = [(V_{CO_2} \cdot C_{pCO_2} + V_{N_2} \cdot C_{pN_2} + V_{H_2O} \cdot C_{pH_2O}) \cdot B + K \cdot \alpha \cdot V_o \cdot B \cdot C_{p_{air}} + (V_{CO_2 \text{ cru.}} \cdot C_{pCO_2} + V_{H_2O \text{ cru.}} \cdot C_{pH_2O})] \cdot T_f \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

i = CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O ;

V<sub>i</sub> : volume dégagé pendant la combustion du combustible, (Nm<sup>3</sup>/Kg de combustible) ou (Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup> de combustible) ;

C<sub>pi</sub> : chaleur massique dégagée pendant la combustion du combustible, (KJ/Nm<sup>3</sup>. °C) ou (KJ/m<sup>3</sup>) à T<sub>f</sub> ;

K : constant de pénétration de l'air ;

C<sub>pf</sub> : chaleur massique de l'air à la température des fumées, (KJ/ Nm<sup>3</sup>. °C) ;

T<sub>f</sub> : température de fumée, (°C) ;

On a :

$$V_{CO_2 \text{ cru}} = G_{CO_2} / \rho_{CO_2} \quad (\text{m}^3/\text{Kg KK});$$

$$G_{CO_2} = (G_{CaCO_3} \cdot 44)/100;$$

$$\rho_{CO_2} \text{ à } T_f = \rho^{n_{CO_2}} \cdot 273/(273 + 360) ;$$

$$V_{H_2O \text{ cru}} = (G_{des} + W) / \rho_{H_2O} \quad (\text{m}^3/\text{Kg KK});$$

$$\rho_{H_2O} \text{ à } T_f = \rho^{n_{H_2O}} \cdot 273/ (273 + 360) ;$$

**Calcul du volume des gaz des fumées :**

$$V_f = V_{CO_2} + V_{N_2} + V_{H_2O} + V_{O_2} \quad (\text{Nm}^3 / \text{Nm}^3 \text{ de combustible})$$

Où :

$$V_{N_2} = N_2 + 0,79 \cdot \alpha \cdot V_o$$

$$V_{O_2} = 0,219 (\alpha - 1) \cdot 10,461$$

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-18 suivant :

Paramètres	Cimenterie de
------------	---------------

	sour-El-Ghozlane
K	0,1
T <sub>f</sub> (°C)	330
C <sub>pF</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	1,3
G <sub>CO2</sub> (Kg/Kg KK)	0,713
ρ <sub>CO2</sub> Kg/m <sup>3</sup>	0,895
V <sub>H2O</sub> (m <sup>3</sup> /Kg KK)	0,157
V <sub>CO2</sub> (m <sup>3</sup> /Kg KK)	0,797
ρ <sub>H2O</sub> Kg/m <sup>3</sup>	0,364
G <sub>CaCO3</sub> (Kg/Kg KK)	1,62
W (Kg/Kg KK)	0,006
C <sub>pH2O</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	1,734
C <sub>pN2</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	1,33
C <sub>pCO2</sub> (KJ/Nm <sup>3</sup> . °C)	2,24
V <sub>CO2</sub> (Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> comb)	1,112
V <sub>O2</sub> (Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> comb)	0,229
V <sub>N2</sub> (Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> comb)	8,93
V <sub>f</sub> (Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> comb)	10,271
α	1,1
V <sub>o</sub> (Nm <sup>3</sup> / Nm <sup>3</sup> de gaz)	10,2
Q <sub>f</sub> (KJ/Kg KK)	1240,79

Tableau II-18 :chaleur des fumées

**Calcul des pertes dues à une combustion incomplète Q<sub>co</sub> :**

$$Q_{co} = B. \%CO .12640 \quad (\text{KJ/Kg KK})$$

Où :

Q<sub>co</sub> : perte due à une combustion incomplète

B : consommation spécifique du combustible, (Nm<sup>3</sup>/Kg KK)

CO : teneur de l'oxyde de carbone dans les fumées

12640 : chaleur physique dégagée pour 1 Nm<sup>3</sup> de CO, (KJ/Nm<sup>3</sup>)

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-19 suivant :

Paramètres	Cimenterie de sour-El-Ghozlane
B (Nm <sup>3</sup> /Kg KK)	0,113
CO (%)	0,26
Q <sub>co</sub> (KJ/Kg KK)	3,713

Tableau II-19 :perte due à une combustion incomplète

**4.3.3. Calcul des pertes thermiques dues à la convection et radiation :**

La détermination des coefficients de transfert totaux de la chaleur dépend de plusieurs facteurs, l'émissivité et la température.

**4.3.3.1-Coefficient total de transfert de chaleur (radiation et convection) :**

$$\dot{Q}_d = \dot{Q}_{cv} + \dot{Q}_r$$

Avec :

$\dot{Q}_d$  : Flux de chaleur total dissipé [W]

$\dot{Q}_{cv}$ : Flux de chaleur dissipé par convection [W]

$\dot{Q}_r$  : Flux de chaleur dissipé par rayonnement [W]

$$\dot{Q}_{cv} = h_{cv}S(T_s - T_\infty)$$

**Calcul du coefficient d'échange convectif «  $h_{cv}$  »**

Le coefficient d'échange convectif est calculé par des méthodes numériques qui se basent sur des nombres adimensionnels. Ces méthodes permettent d'avoir un coefficients d'échange convectif moyen «  $\overline{h_{cv}}$  » pour une surface donnée.

Le coefficient d'échange moyen «  $\overline{h_{cv}}$  » pour une surface cylindrique est obtenu par la relation suivante :

$$\overline{Nu} = \frac{D \overline{h_{cv}}}{\lambda}$$

$\overline{Nu}$  : Nombre de Nusselt moyen

D : Diamètre extérieur du cylindre

$\lambda$  : Conductivité thermique de l'air

Le nombre de Nusselt est obtenu par des corrélations qui utilisent d'autres nombres adimensionnels. Ces corrélations dépendent du type du cylindre (horizontal ou vertical) et de la nature de l'écoulement (laminaire ou turbulent).

Dans nos calculs, on a utilisé 2 types de corrélations, une corrélation du cylindre horizontal pour les ballonnets et le four et une corrélation du cylindre vertical pour les cyclones.

**Coefficient d'échange convectif du four et des ballonnets**

Comme le four et les ballonnets sont en rotation, cela veut dire qu'il y a à la fois la convection forcée et à la convection naturelle.

Pour savoir si c'est un problème mixte ou bien s'il y a un type de convection qui est négligeable devant l'autre, on calcul le nombre Richardson « Ri », qui est défini par :

$$Ri = \frac{Gr}{Re^2}$$

Gr : Nombre de Grashof

Re : Nombre de Reynolds

- Pour :  $Ri \ll 1$ , on a affaire à un problème de convection forcée avec  $\overline{Nu} = \overline{Nu}(Re, Pr)$

- Pour :  $Ri \gg 1$ , on a affaire à un problème de convection naturelle avec  $\overline{Nu} = \overline{Nu}(Gr, Pr)$

- Pour :  $Ri \approx 1$ , le problème est lié à la convection mixte et  $\overline{Nu} = \overline{Nu}(Re, Gr, Pr)$

Pr : Nombre de Prandtl

Après avoir calculé le nombre de Richardson (voir partie calcul) pour le four et les ballonnets, on a trouvé que ' $Ri \gg 1$ ' et donc que la convection forcée est négligeable devant la convection libre.

Le four et les ballonnets sont modélisés en cylindre horizontale. On a utilisé la corrélation suivante pour calculer le nombre Nusselt moyen :

$$\overline{Nu}_D = 0.125 Ra_D^{1/3} \text{ avec } 10^7 < Ra_D \leq 10^{12}$$



Ra<sub>D</sub> : Nombre de Rayleigh

avec Ra<sub>D</sub> = Gr<sub>D</sub>Pr

$$Gr_D = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)D^3}{\nu^2}$$

g : Accélération de la pesanteur

avec g = 9.81 m/s

β : Coefficient d'expansion thermique, il est défini par  $\beta = -\frac{1}{\rho} \left( \frac{d\rho}{dT} \right)_P$

Pour un gaz parfait : P = ρRT => ρ =  $\frac{P}{RT}$

$$\Rightarrow \left( \frac{d\rho}{dT} \right)_P = \frac{P}{R} \left( -\frac{1}{T^2} \right)$$

Donc :

$$\beta = \frac{P}{\rho R} \left( \frac{1}{T^2} \right) = \frac{1}{T} [1/^\circ\text{C}]$$

ν : Viscosité cinématique [m<sup>2</sup>/s] avec  $\nu = \frac{\mu}{\rho}$

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda}$$

μ : Viscosité dynamique [Kg /m.s]

C<sub>p</sub> : Chaleur spécifique massique [J/Kg.°C]

λ : Conductivité thermique [W/m.°C]

ρ : Masse volumique [Kg/m<sup>3</sup>]

Tout ces paramètres (λ,β,C<sub>p</sub>...) sont calculés à la température de filme « Tf »

Avec : Tf =  $\frac{T_s - T_\infty}{2}$  [°C]

$$\dot{Q}_r = \varepsilon \sigma (T_s^4 - T_g^4)$$

Et comme :  $T_s^4 - T_{sky}^4 = (T_s - T_{sky})(T_s + T_{sky})(T_s^2 - T_{sky}^2)$

Donc :

$$\dot{Q}_r = h_r S (T_s - T_{sky}) \text{ avec } h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sky})(T_s^2 - T_{sky}^2)$$

$$\alpha_{Total} = h_{rad} + h_{conv} \quad (\text{W/ m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

#### **4.3.3.2-Flux total de chaleur par radiation et convection :**

Le flux total de chaleur par radiation et convection est donné par la formule suivante :

$$Q = \alpha_{Total} .A (T - T_0) \quad (\text{KW})$$

Où :

Q : le flux de chaleur exprimé en, (W) ;

A : surface de l'enveloppe, (m<sup>2</sup>) ;

T : température de la tôle, (°C) ;

T<sub>0</sub> : température ambiante, (°C) ;

Les pertes de chaleur :

$$h_i = 3,6. (Q_i / D_{KK}) \quad (\text{KJ/ Kg KK})$$

Où :

**hi** : perte de chaleur unitaire ;

**3,6** : coefficient de conversion ;

**D<sub>KK</sub>** : débit de production du four, (t/h) ;

**Qi** : le flux de chaleur, (KW).

**4.3.3.4 Perte spécifique du préchauffeur a cyclones :**

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-20 suivant :

S(m <sup>2</sup> )	ΔT(°C)	hr (W/m <sup>2</sup> °c)	hcv (W/m <sup>2</sup> °c)	α total(W/m <sup>2</sup> °c)	Q <sub>1</sub> (KW)	H <sub>1</sub> (KJ/KgKK)
1050	130	7.92	5.71	13.63	1860,495	50,740

**Tableau II-20** :Perte spécifique du préchauffeur a cyclones

**4.3.3.5 Perte spécifique du four rotatif :**

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-21 suivant :

Cimenterie de Sour-El-Ghozlane										
S (m <sup>2</sup> )	D (m)	L (m)	Ta(°C)	T (°C)	Q <sub>2</sub> (KW)	H <sub>2</sub> (KJ/KgKK)	ζ	hr	hcv	α total (w/m <sup>2</sup> . °C)
172,7	5,5	10	15	295	1057,54572	28,842156	0,9	14,49	7,38	21,87
172,7	5,5	10	15	306	1555,41392	42,4203795	0,9	17,47	7,54	30,95
172,7	5,5	10	15	294	1132,30755	30,881115	0,9	11,42	7,11	23,5
172,7	5,5	10	15	296	1334,53925	36,396525	0,9	11,89	7,17	27,5
172,7	5,5	10	15	310	1885,0205	51,40965	0,9	9,66	6,84	37
172,7	5,5	10	15	311	1661,374	45,3102	0,9	11,42	7,11	32,5
172,7	5,5	10	15	301	1358,2855	37,04415	0,9	14,77	7,4	27,5
172,7	5,5	10	15	294	1180,49085	32,195205	0,9	12,88	7,26	24,5
155,43	5,5	9	15	286	791,884764	21,5968572	0,9	10,51	6,99	18,8
Total		89		----	11956,862	326,096238	---			-----

**Tableau II-21** :Perte spécifique du four rotatif

**4.3.3.6 Perte spécifique de refroidisseur :**

**La surface des ballonnets :**

$$A = \pi \cdot D \cdot L \quad (m^2)$$

Où :

**A** : Surface d'enveloppe ;

**D** : Le diamètre du ballonnet[m] ;

**L** : la longueur du ballonnet[m] ;

Les résultats obtenus sont inscrits dans le tableau II-22 suivant :

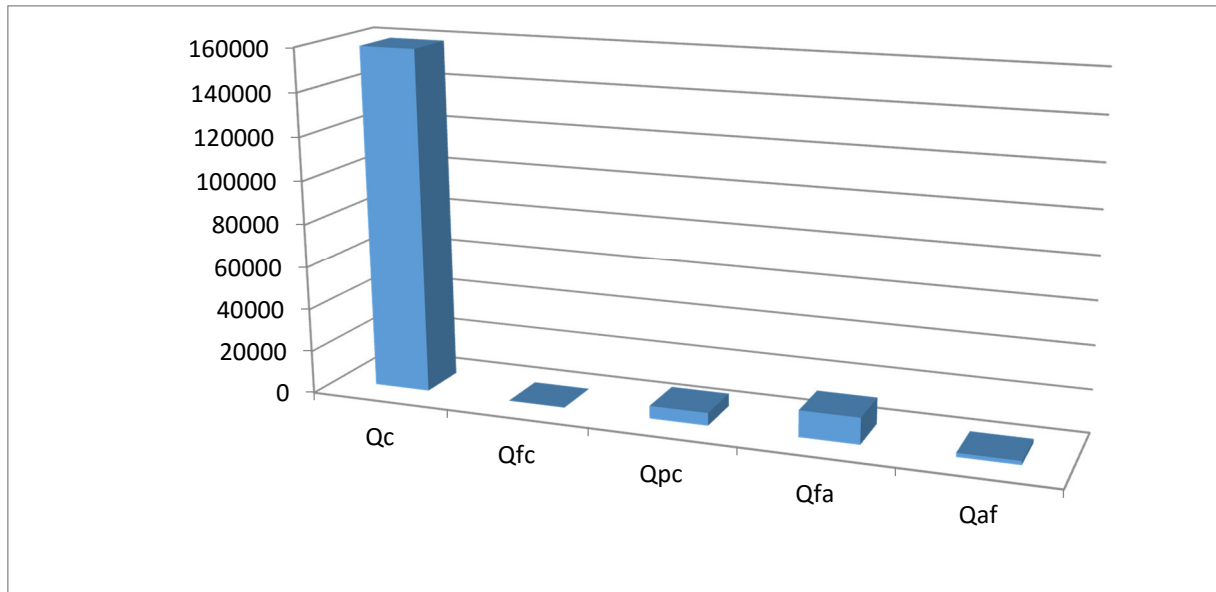
Cimenterie de Sour-El-Ghozlane										
S (m <sup>2</sup> )	D (m)	L (m)	Ta(°C)	T (°C)	Q <sub>3</sub> (KW)	H <sub>3</sub> (KJ/KgKK)	ζ	hr	hcv	α total (w/m <sup>2</sup> . °C)
172,7	2,25	25,2	15	203	601,949304	16,416799	0,9	11,42	7,12	18,54
172,7	2,25	25,2	15	247	853,013656	23,264009	0,9	13,94	7,35	21,29
172,7	2,25	25,2	15	231	772,549272	21,069526	0,9	13,4	7,31	20,71
<b>Total</b>				----	2227,51223	60,750334	---			-----

Tableau II-22: Perte spécifique de refroidisseur

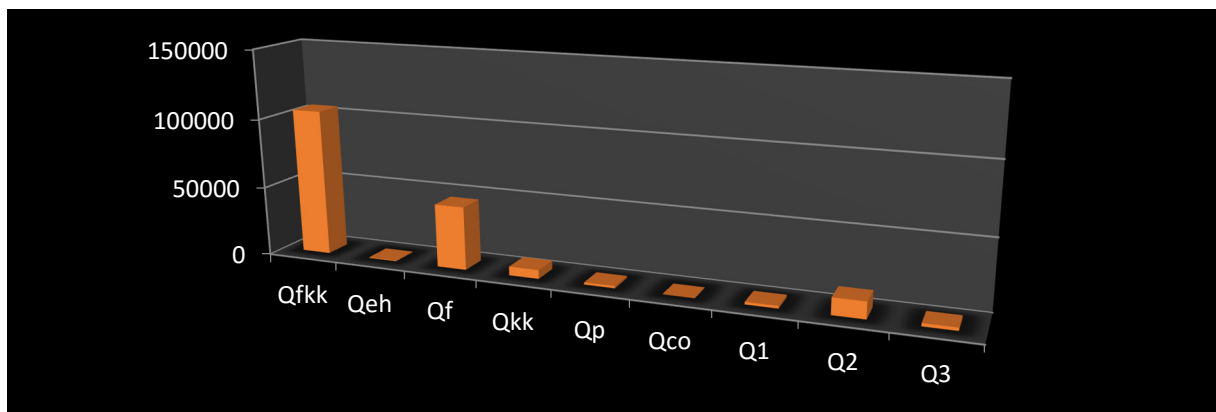
4.3.4 Tableau récapitulatif des résultats du bilan thermique :

cimenterie de Sour-El-GHozlane				
La chaleur entrante :		Q (KW)	KJ/Kg KK	Kcal/Kg KK
Chaleur de combustion	Q <sub>c</sub>	158874,1	4332,93	1036,586124
Chaleur physique du combustible	Q <sub>fc</sub>	95,33333333	2,6	0,622009569
Chaleur physique du cru	Q <sub>pc</sub>	5945,148	162,1404	38,78956938
Chaleur physique d'air de refroidissement	Q <sub>fa</sub>	12351,53333	336,86	80,58851675
Chaleur physique de l'air faut pénétrant	Q <sub>af</sub>	1852,73	50,529	12,08827751
<b>Apport de chaleur totale</b>		<b>179118,8447</b>	<b>4885,0594</b>	<b>1168,674498</b>
La chaleur sortante :			KJ/Kg KK	Kcal/Kg KK
Chaleur de clinkérisation	Q <sub>f<sub>kk</sub></sub>	105123,7	2867,01	685,8875598
Chaleur pour l'évaporation d'eau	Q <sub>eh</sub>	546,7	14,91	3,566985646
Chaleur des fumées	Q <sub>f</sub>	45495,63333	1240,79	296,8397129
Chaleur du clinker	Q <sub>kk</sub>	6391	174,3	41,69856459
Chaleur des poussières	Q <sub>p</sub>	1633,5	44,55	10,65789474
Perte due à une combustion incomplète	Q <sub>co</sub>	136,1433333	3,713	0,888277512
Chaleur perdue par le tour de préchauffage	Q <sub>1</sub>	1860,466667	50,74	12,13875598
Chaleur perdue par le four rotatif	Q <sub>2</sub>	11956,85333	326,096	78,01339713
Chaleur perdue par le refroidisseur	Q <sub>3</sub>	2227,5	60,75	14,53349282
<b>Dépense de chaleur totale</b>		<b>175371,4967</b>	<b>4782,859</b>	<b>1144,224641</b>
<b>Différence</b>		<b>3747,348</b>	<b>102,2004</b>	<b>24,44</b>

Tableau II-23: résultats du bilan thermique



Graphe de chaleurs entrant



Graphe de chaleurs sortant

• **Interprétation des résultats :**

D'après les résultats obtenus, on constate que :

- ❖ La différence entrée-sortie est de 102.20 KJ/Kg KK ce qui correspond à une erreur de 2,13 % ; pour la cimenterie de Sour-El-Ghozlane. Ceci nous permet de dire que le résultat est bon (les pertes de chaleur dues à la convection et à radiation, la flamme, refroidisseur).
- ❖ Pour l'optimisation du bilan thermique d'un four consiste à réduire les pertes par :
  - les produits de combustion.
  - Choisir ou de la réfraction de la fumisterie d'un four.

**Conclusion :**

D'après cette étude, nous pouvons conclure que :

1)- Si on conduit correctement le four, pour un débit acceptable et un clinker de bonne qualité à une consommation calorifique optimale.

Il faut avoir :

- Un bon échange de chaleur entre gaz matière, ceci se traduit par une bonne évacuation des fumés et un dépoussiérage à une température basse et avec un minimum d'excès carrent d'air.
- Une récupération optimale de chaleur du refroidisseur de clinker.

2)- la majorité de l'énergie est consommée dans la zone de décarbonation. Pour diminuer cette consommation il faut augmenter cette zone et diminuer la zone de cuisson.



**Chapitre 05 :  
émission de CO<sub>2</sub>  
en cimentrie**

### **5.1 Introduction**

Il existe différentes problématiques environnementales issues des processus de fabrication du ciment, mais elles dépendent en grande partie des matières premières et des combustibles utilisés, ainsi que des processus mis en œuvre dans ladite industrie.

Les aspects environnementaux associés à l'industrie du ciment peuvent être divisés en deux groupes : ceux qui sont associés à l'étape d'extraction des matières premières et ceux qui sont associés aux étapes de production du clinker et du ciment.

Les aspects environnementaux associés à l'extraction des matières premières regroupent principalement la détérioration des paysages et du milieu naturel, le bruit, les vibrations et la poussière produite par les explosions, et les activités de la carrière elle-même

Les principaux aspects environnementaux associés à la production de clinker et de ciment sont les émissions dans l'atmosphère (poussière, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> et principalement le CO<sub>2</sub>).

### **5.2 Gaz à effet de serre**

Les gaz à effet de serre possèdent la propriété de capter le rayonnement infrarouge émis par la surface du globe terrestre, réchauffé par incidence du rayonnement solaire. Ce phénomène naturel est celui qui a permis que les conditions de température dans la troposphère (partie basse de l'atmosphère) conviennent au développement de la vie sur Terre, être humain compris.

L'augmentation de la concentration des gaz à effet de serre provoquée par les activités humaines (combustibles fossiles, agriculture et élevage) déséquilibre le bilan du rayonnement thermique entre le soleil et la Terre ; c'est-à-dire qu'elle modifie le bilan entre le rayonnement solaire qui arrive sur la Terre et le rayonnement émis par la Terre vers l'espace. En résumé, il est possible d'affirmer que l'augmentation de la concentration des gaz à effet de serre entraîne le globe terrestre à émettre moins d'énergie vers l'espace et que, par conséquent, la quantité d'énergie présente dans l'atmosphère augmente. Cela provoque une augmentation des températures de l'atmosphère et des océans, ce qui affecte le régime des pluies, le développement des forêts et l'environnement dans son ensemble.[5]

#### **5.2.1 Protocole de Kyoto**

Le protocole de Kyoto de 1997 a pris le nom de la ville japonaise où fut célébrée la conférence des parties de la Convention à la fin de la dite année.

Le protocole de Kyoto définit un partage international de la réduction des émissions de gaz à effet de serre pour trente-huit pays, afin d'atteindre un objectif de réduction d'au moins 5% des émissions conjointes de ces pays, par rapport aux émissions de 1990, pendant une période d'engagement comprise entre 2008 et 2012.[5]

Les gaz à effet de serre concernés par le protocole de Kyoto sont au nombre de six :

-Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) ;

- Le méthane (CH<sub>4</sub>) ;
- L'oxyde nitreux (N<sub>2</sub>O) ;
- L'hexafluorure de soufre (SF<sub>6</sub>) ;
- Les hydrofluorocarbures (HFC) ;
- Les per fluorocarbures (PFC).

## **5.2.2 Émissions de la cimenterie**

### **5.2.2.1 Émissions d'oxydes d'azote**

Le monoxyde d'azote (NO) et le dioxyde d'azote (NO<sub>2</sub>) sont les oxydes d'azote prédominants dans les gaz émis par le four à ciment. Les oxydes d'azote se forment par la réaction entre l'oxygène et l'azote contenus soit dans l'air de combustion soit dans le combustible.

Donc plus la quantité d'oxygène est importante (l'excès d'air et les airs faux) plus la formation des Nox est importante.

### **5.2.2.2 Émissions de dioxyde de soufre**

Les émissions de dioxyde de soufre dans les cimenteries sont directement liées aux composés soufrés contenus dans les matières premières.

Le dioxyde de soufre (SO<sub>2</sub>) est le principal composé soufré émis, bien que de petites quantités de (SO<sub>3</sub>) et de (H<sub>2</sub>S) soient générées.

Dans la matière première, les composés soufrés sont essentiellement présents sous forme de sulfates (comme par exemple le sulfate de calcium CaSO<sub>4</sub>) ou de sulfures (comme par exemple la pyrite, FeS<sub>2</sub>).

### **5.2.2.3 Émissions de CO**

L'émission de CO est liée aux matières organiques contenues dans les matières premières et aux conditions du processus de fabrication, elle peut également provenir d'une combustion incomplète du combustible.

### **5.2.2.4 Émissions de particules (poussière)**

Les principales sources de particules émises par les cheminées sont les fours, les broyeurs de cru, les refroidisseurs de clinker et les broyeurs de ciment. Dans tous ces processus, de grands volumes de gaz circulent à travers des matériaux pulvérulents et, par conséquent, ces gaz se chargent en particules et doivent donc être dépoussiérés. L'émission des particules du four dépend uniquement de l'efficacité du dépoussiérage.

La conception et la fiabilité des filtres électrostatiques modernes et des filtres à manches garantissent que les particules émises peuvent être réduites à un niveau non significatif (la SCSEG s'est équipée récemment par un filtre à manche ce qui a réduit les émissions des poussières d'une façon remarquable).

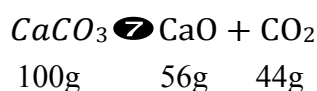


**5.2.2.5 Emissions de CO2 dans les cimenteries:**

Le CO2 provient principalement de deux sources complémentaires :

La dépense d'énergie liée à la nécessité de produire de très hautes températures pour réaliser le processus physicochimique.

Le phénomène de transformation du calcaire (CaCO3) et le carbonate de magnésium (MgCO3) sous l'effet de la chaleur en chaux (CaO) et en oxyde de magnésium (MgO) respectivement. La grande partie des émissions de (CO2) lors de la fabrication du ciment provient de ces réactions de décarbonatation.

**5.2.3 Composition des fumées émises par la cimenterie SCSEG**

Les principaux composants des gaz de combustion d'un four à ciment sont les suivants: l'azote de l'air de combustion, le CO2 provenant de la décarbonatation du CaCO3 et de MgCO3 et de l'oxydation du combustible, la vapeur d'eau issue de la combustion et des matières premières, et l'oxygène contenu dans l'excès d'air et l'air faux.

En se basant sur les résultats du bilan énergétique, on peut représenter la composition de fumées émises par le four. L'émission des polluants (NOx, SO2...) est faible par rapport aux autres constituants.

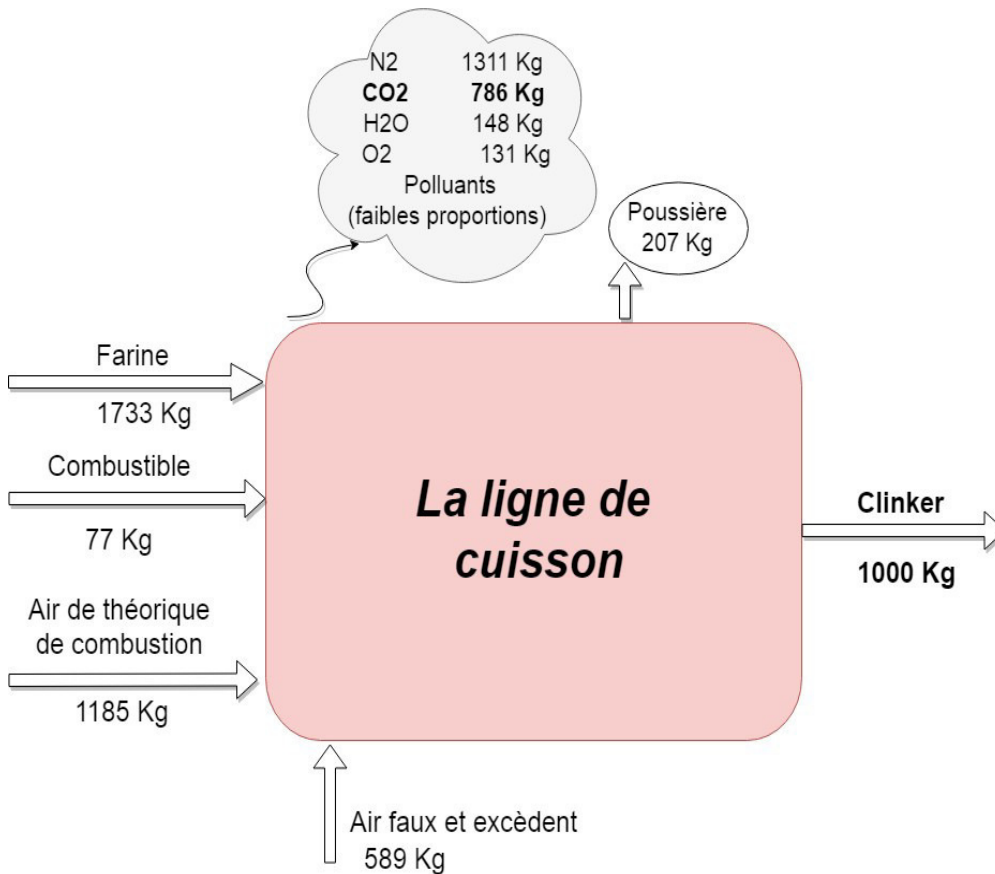
*Tableau 4. 28 Composition de fumées émises par le four de la cimenterie SCSEG*

Composant	% en volume
Azote (N <sub>2</sub> )	55.82
Dioxyde de carbone (CO <sub>2</sub> )	32.08
Vapeur d'eau (H <sub>2</sub> O)	6.06
Oxygène (O <sub>2</sub> )	6.04
Polluants inclus	Proportions faibles

On n'a pas pu mesurer la composition des polluants car les

analyseurs concernés par ces mesures ne sont pas en marche.

Voici un bilan massique de la ligne de cuisson pour une tonne de clinker représentant les proportions et la composition des fumées émises dans l'atmosphère



**Bilan massique de la ligne de cuisson pour une tonne de clinker**

*Figure 4. 8 Bilan massique de la ligne de cuisson pour une tonne de clinker*

## Chapitre 05 : émission de CO2 en cimentrie

On constate que pour produire une tonne de clinker il y a 786 Kg (0.786 tonne) de CO2 émis ce qui confirme que le secteur cimentier participe par une quantité importante dans les émissions de gaz à effet de serre.

Voici un schéma représentant les quantités de CO2 émises selon les sources d'émission :

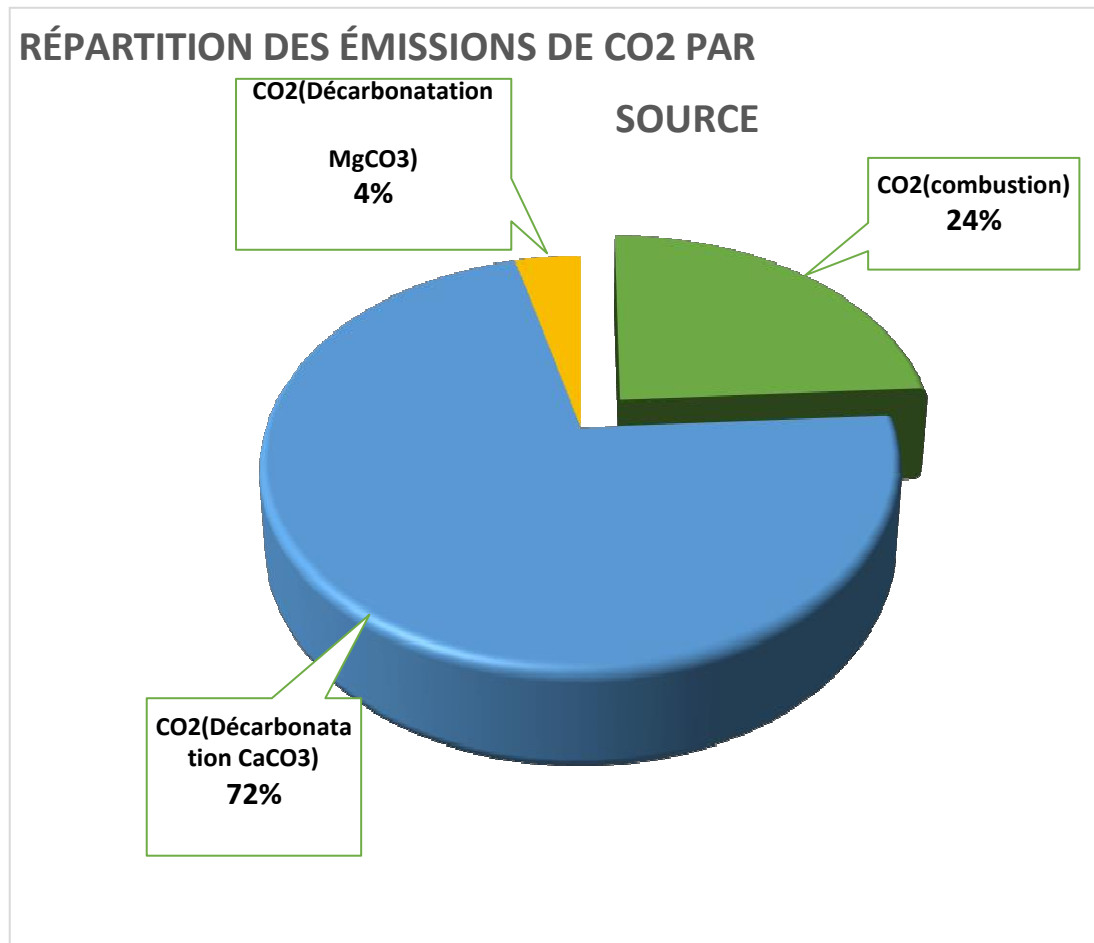


Figure 4. 9 Emission de CO2 par source

On remarque que 76% des émissions de CO2 viennent de la décarbonatation du calcaire et carbonate de magnésium, principalement du calcaire car il est le composant principale de la matière à cuire (77% de la masse totale).

En deuxième lieu le combustible participe par 24% des émissions de CO2.

### **5.2.4 Actions pour réduire les émissions**

De nombreuses solutions permettant de réduire les émissions de CO2 peuvent être mises en œuvre pour la cimenterie :

- La réduction de l'énergie nécessaire à la fabrication d'une tonne de ciment.
- La réduction du CO2 issu de la consommation de combustibles fossiles en les remplaçant par des déchets : toute utilisation de déchet comme combustible pour la fabrication de ciment est une « valorisation », car elle économise l'énergie et diminue ainsi les émissions de CO2.
- La réduction du CO2 de décarbonatation, soit par remplacement d'une partie de la matière à cuire par des produits déjà décarbonatés, soit par ajout après cuisson d'autres matières (laitiers de haut-fourneau), réduisant en cela d'autant les quantités de matières à cuire.

### **5.3 Conclusion**

Comme on l'a illustré dans le diagramme de Sankey près de 50% de l'énergie fournie à la ligne de cuisson est soit perdue à travers les parois ou bien évacuée par les gaz de fumées.

Dans le chapitre 6 on essayer de localiser les zones où les pertes thermiques sont les plus importantes dans la ligne de cuisson pour apporter des solutions.

Dans le chapitre 7 on va proposer des recommandations pour améliorer l'efficacité énergétique de l'atelier de cuisson.

Concernant la problématique environnementale, il existe plusieurs façons de réduire les émissions de gaz à effet de serre (CO2), dont les principales sont : la réduction de la consommation spécifique, le remplacement des combustibles fossiles par des déchets et la réduction du CO2 de décarbonatation par remplacement d'une partie de la matière à cuire par des produits déjà décarbonatés



**Chapitre 06 :  
recommandation  
aux problemes  
trouvés**

**6.1 Introduction**

Les résultats obtenus lors des chapitres précédents montrent d'importantes pertes énergétiques qui se traduisent par des dépenses considérables d'argent, pour cela il est indispensable de chercher les moyens les plus efficaces afin de remédier à cette problématique et d'assurer la réduction des coûts de production.

Dans le chapitre précédent on a aussi pu quantifier et localiser les zones où les déperditions sont les plus importantes dans la ligne de cuisson.

Dans ce qui suit, on va analyser les arrêts de la ligne de cuisson, on va définir les principaux problèmes de ces déperditions et on va proposer des solutions pour essayer de les réduire.

**6.2 Causes d'arrêts de la ligne de cuisson**

Les arrêts présentent un problème majeur pour la cimenterie, car ils provoquent une augmentation considérable de la consommation spécifique. L'arrêt du four se déroule progressivement, on diminue sa vitesse de rotation tout en continuant à l'alimenter en gaz et ceci sans qu'il produise du clinker, cette procédure est appliquée pour éviter tout type de déformation des matériaux.

Le tableau ci-dessous indique les arrêts de la zone de cuisson, leurs durées et leurs fréquences pour l'année 2017.

*Tableau 6. 1 Durées des arrêts imprévus de la ligne de cuisson*

Equipement	Fréquence	Durée (heure)	%
Tache rouge	3	302.95	38.74
Travaux sur les ballonets	4	112.71	14.41
Bourrage cyclone	15	62.07	7.94
Déclenchement ventilateur J1J03	4	51.83	6.63
Déclenchement station gaz	12	40.21	5.14
Déclenchement ventilateur J1J01	9	36.12	4.62
Déclenchement moteurs four	18	34.37	4.39
Déclenchement filtre Redecam	6	26.25	3.36
Reste	/	115.59	14.78
Total	/	782.10	100.00

Le diagramme ci-dessous présente la répartition des durées des arrêts par cause :

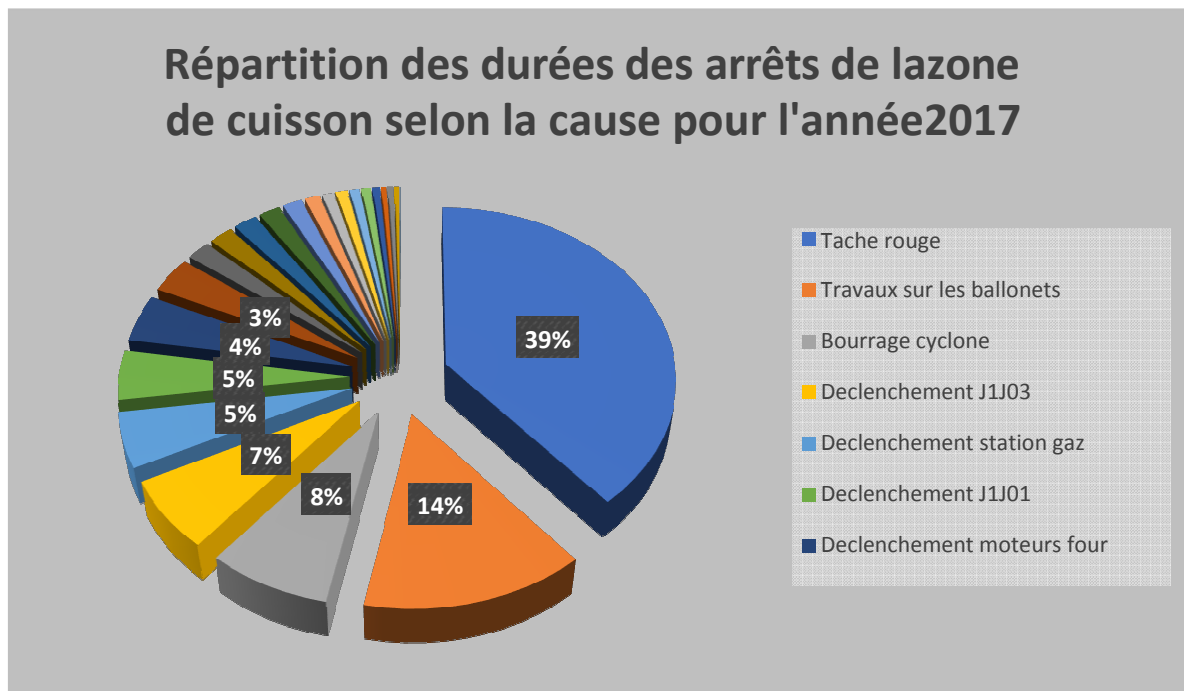


Figure 6. 1 Répartition des durées des arrêts selon la cause pour l'année 2017

On constate que la principale cause d'arrêt est :

**L'apparition de taches rouges** : C'est un point chaud dû à une augmentation brusque de la température sur une zone de la paroi du four ou des ballonets. Elle est due principalement aux chutes des briques réfractaires dans cette zone. Elle peut conduire à une déformation irréversible de la virole ce qui peut engendrer un arrêt à long terme.

### 6.3 Localisation des problèmes de la ligne de cuisson et recommandations

A travers notre étude, nous avons localisé les problèmes suivants :

#### 6.3.1 Problèmes liés au refroidisseur

Lors de notre étude on a abouti aux problèmes suivants :

##### -Pertes thermiques à travers les parois :

On a trouvé qu'une importante quantité de chaleur se dissipait à travers les parois des ballonets, cette quantité représente 44% des pertes thermiques de la ligne de cuisson.

##### -Température de sortie du clinker élevée :

La température du clinker à la sortie du refroidisseur est de 212°C ce qui est jugée élevée, ceci se traduit par une trempe non optimale du clinker et une perte considérable d'énergie qui pourrait être transférée à l'air secondaire.

##### -Tache rouge :

L'apparition des taches rouges oblige à arrêter le four, ce qui conduit à une augmentation de la consommation spécifique.



**-Travaux sur les ballonnets**

C'est la deuxième cause d'arrêt non programmé à cause du manque de fiabilité pour une production au-delà de 2500 tonnes de clinker/jour.

**6.3.2 Recommandation pour le refroidisseur**

En premier lieu on propose de changer le type de refroidisseur par un refroidisseur à grilles.

**6.3.2.1 Installation d'un refroidisseur à grilles**

De nos jours, le refroidisseur à grilles est le mieux adapté face au refroidisseur à ballonnets.

La fréquence élevée d'installations de refroidisseurs à grilles confirme cette appréciation.

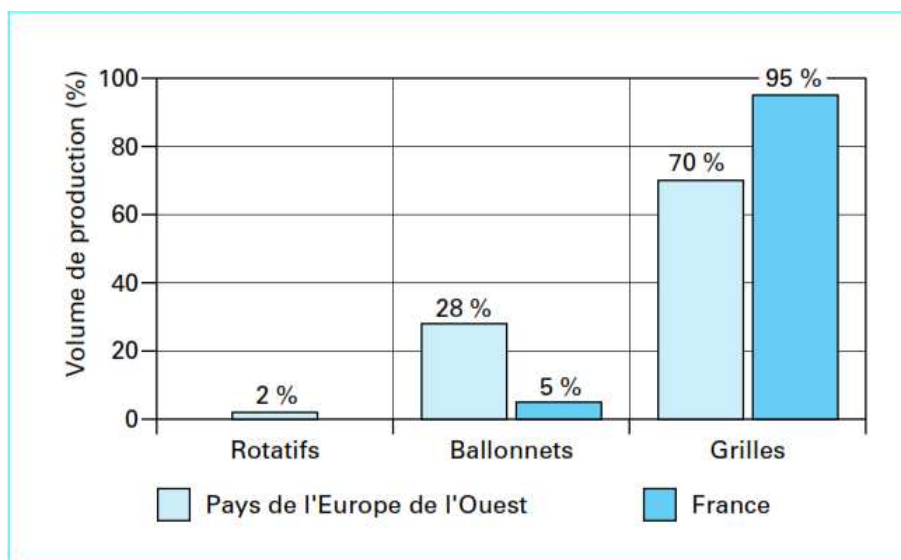


Figure 6. 2 Répartition des refroidisseurs en France et en Europe de l'ouest [11]

L'installation d'un refroidisseur à grilles présente plusieurs avantages par rapport au refroidisseur à ballonnets.

Tableau 6. 2 Comparaison entre le refroidisseur à grilles et à ballonnets [11]

Eléments de comparaison	Refroidisseur à grilles	Refroidisseur à ballonnets
Température de sortie clinker	Faible	Elevée
Type d'échange thermique	Courants croisés	Contrecourant
Rendement (%)	65 à 85	55 à 65
Capacité de production (tonne/jour)	0 à 10 000	0 à 3 000
Flexibilité du débit	Oui	Non
Récupération de gaz chauds de précalcination (air tertiaire)	Possible	Impossible
Récupération de gaz chaud pour les autres ateliers	Possible	Réalisation limitée

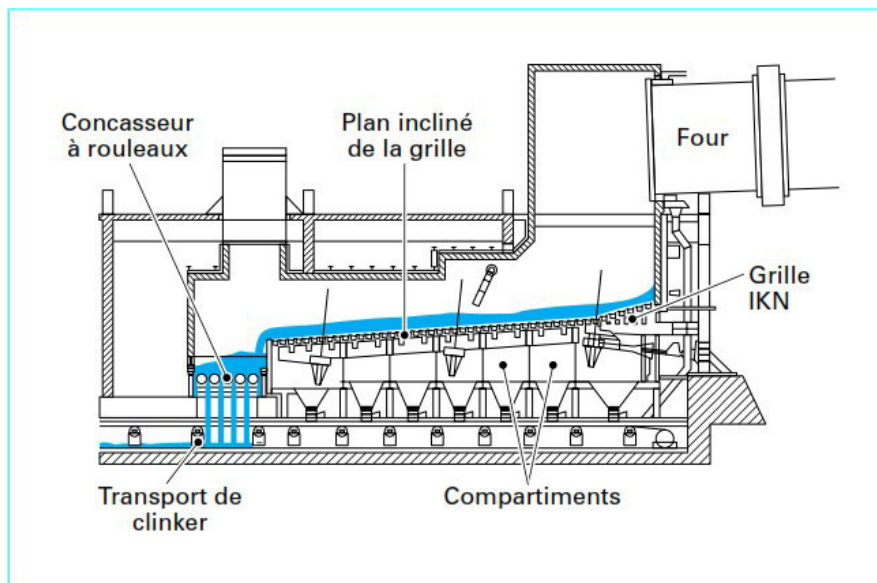


Figure 6. 3 Refroidisseur à grilles [11]

Voici un schéma qui représente les différents flux d'air :

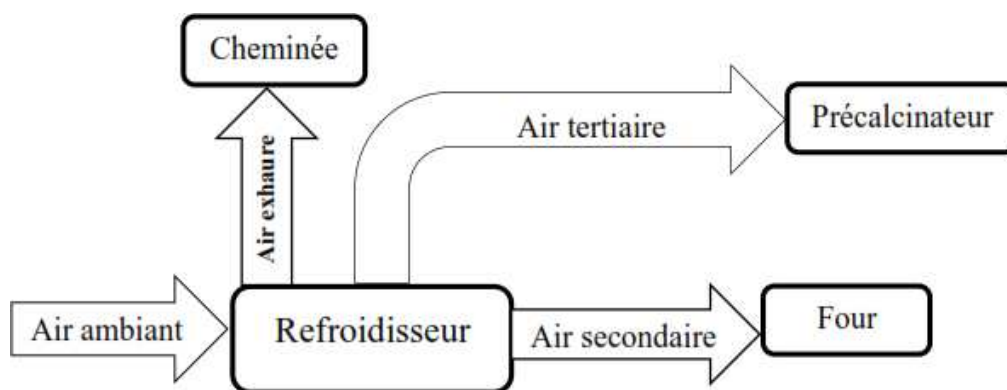


Figure 6. 4 Différents flux d'air dans le refroidisseur à grilles

L'avantage principal du refroidisseur à grille est dans le fait qu'il fournit 3 flux d'air :

- Un flux d'air secondaire, qui est utilisé dans la combustion.
- Un flux d'air tertiaire, qui est utilisé dans la précalcination.
- Un flux d'air exhaure, dont la chaleur peut être récupérée.

### 6.3.2.2 Améliorations à apporter sur les ballonnets

En second lieu on propose d'effectuer quelques améliorations pour le refroidisseur à ballonnets :

- Installation de ventilateurs pour refroidir les parois des ballonnets.
- Amélioration de l'isolation à l'intérieur des ballonnets.
- Optimiser la fréquence de changement des briques.

-Rénovation du système d'injection d'eau pour mieux refroidir le clinker.

### **6.3.3 Problèmes liés au four**

Lors de notre étude on a abouti aux problèmes suivants :

#### **-Pertes thermiques à travers les parois :**

Une importante quantité de chaleur se dissipe à travers la virole du four, cette quantité représente 35% des pertes thermiques de la ligne de cuisson.

#### **-Tache rouge**

L'apparition des taches rouges provoque un arrêt, ce qui conduit à une augmentation de la consommation spécifique.

### **6.3.4 Recommandation pour le four**

- Remplacer les briques actuelles par des briques ayant une plus faible conductivité thermique.
- Utilisation de deux couches de briques réfractaires, mais en faisant attention à l'épaisseur et au poids des briques à utiliser.
- Optimiser la fréquence de changement des briques, car les briques ont une certaine durée de vie.
- Installation de ventilateurs pour refroidir la virole du four et éviter les points chauds.
- Installation d'une caméra à l'intérieur du four pour détecter les chutes de briques réfractaires, déterminer l'épaisseur du croûtage et vérifier l'état de la flamme.

### **6.3.5 Problèmes liés à la tour de préchauffage**

Notre étude nous a permis de constater les problèmes suivants :

#### **-Pertes thermiques à travers les parois :**

Comme on l'a illustré dans le chapitre pertes thermiques, il y a une quantité considérable de chaleur qui est perdue à travers les cyclones, notamment pour les cyclones du 1<sup>er</sup> étage qui ont une mauvaise isolation.

### **6.3.6 Recommandation pour les cyclones**

- Améliorer l'isolation des cyclones du 1<sup>er</sup> étage.
- Optimiser la fréquence de changement des briques.

**6.3.7 Problèmes liés aux airsfaux**

Les airs faux sont des quantités d'air qui entrent dans le système de façon non contrôlée dans des zones où il y a une mauvaise étanchéité. Ces airs, peuvent représenter une perte d'énergie considérable, car ils prennent de la chaleur du système vers l'extérieur. Dans la partie (voir 4.6.4) on a trouvé que la quantité d'énergie perdue à cause des airs faux était de 6.62 MW ce qui représente 5.32 % de l'énergie totale fournie au système.

Voici quelques zones où l'on a trouvé une mauvaise étanchéité :

- Joint amont du four : on a localisé un problème d'étanchéité considérable au niveau du joint liant la boîte à fumer à l'entrée matière du four.
- Portes visites des cyclones: Il ya aussi des problèmes d'étanchéité au niveau des portes visites des différents cyclones de la tour de préchauffage.



*Figure 6. 6 Joint amont du four rotatif*



*Figure 6. 5 Porte visite d'un cyclone de la tour de préchauffage*

**6.3.8 Recommandation pour les airsfaux**

- Amélioration de l'étanchéité du joint amont et des différentes portes de visites des cyclones.
- Installation de systèmes de mesure de l'air primaire et secondaire pour mieux contrôler la quantité d'air faux qui entre dans le système.

## **6.4 Récupération de chaleur perdue dans les gaz defumée**

A la sortie de la tour de préchauffage, il y a une énergie considérable qui est disponible dans les gaz de fumées, elle représente 23.36 % de l'énergie qui est fournie au système. Une partie de cette énergie est utilisée pour le séchage des matières premières mais sa majorité est perdue et n'est pas exploitée, car après le séchage des matières premières les gaz sont refroidis jusqu'à une température inférieure à 180°C puis ils traversent un filtre à manche et sont refoulés dans l'atmosphère.

Dans les cimenteries modernes, on a développé des systèmes de récupération de chaleur perdue (WHR). Cette énergie, peut être utilisée dans des systèmes de cogénération pour produire de l'électricité.

Mis à part le fait de l'utiliser pour le chauffage des locaux et de l'eau, il n'y a pas vraiment de besoins de chaleur dans le processus de la cimenterie. C'est pour cela, que la plupart des projets de récupération de chaleur ont pour but la production de l'électricité.

### **6.4.1 Systèmes de récupération de chaleur dans les cimenteries modernes**

Les systèmes de récupération de la chaleur résiduelle utilisés pour les fours à ciment fonctionnent selon le cycle de Rankine. La chaleur des gaz d'échappement sortant de la tour de préchauffage est récupérée au travers de chaudières de récupération afin de produire de la vapeur haute pression. Cette vapeur va entraîner une turbine qui va fournir le travail à l'arbre qui va le transférer au générateur électrique. La vapeur détendue, va ensuite se refroidir au niveau du condenseur. Le condensat est renvoyé à la chaudière de récupération à l'aide de pompes pour s'y évaporer de nouveau, bouclant ainsi le cycle.[1]

Les gaz d'échappements ainsi refroidis sortent du système avec des températures plus basses comprises entre 100 et 150 °C.

Trois systèmes principaux travaillant avec le cycle de Rankine sont utilisés, différenciés par le type du fluide de travail, ils sont résumés dans le tableau suivant :

*Tableau 6. 3 Comparaison entre les différents cycles de Rankine [1]*

Type	Températures des fumées (°C)	Fluide de travail	Spécificités
Cycle de Rankine à vapeur	> 260	Eau	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sur des bases de coût spécifique, généralement les coûts d'installation sont inférieurs à ceux des autres cycles.</li> <li>- Largement disponible auprès de divers fournisseurs.</li> <li>- En général, correspond bien aux grands fours et aux systèmes avec faible teneur en humidité de matière première.</li> <li>- Besoin de chaleur résiduelle à température élevée pour fonctionner de manière optimale.</li> </ul>
Cycle de Rankine organique	≥ 150	Fluide organique (butane ou pentane)	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Peut utiliser des condenseurs refroidis à l'air sans nuire aux performances.</li> <li>- Les équipements (turbines, condenseurs, ...) sont généralement plus petits que ceux requis pour les systèmes à vapeur d'eau et la turbine se compose de moins d'étages.</li> <li>- Il a souvent un coût spécifique plus élevé (US\$ / kW) que les systèmes à vapeur d'eau.</li> <li>- En général, il est mieux adapté aux fours de petite à moyenne taille avec une humidité des matières premières élevée.</li> </ul>
Cycle de Kalina	95 - 535	Mélange d'eau et d'ammoniac	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Peut être utilisé à des températures moins élevées que les autres cycles.</li> <li>- Très flexible, le système peut s'adapter rapidement aux changements de température et de débit des gaz.</li> <li>- Le mélange ammoniac-eau peut être contrôlé pour augmenter le transfert de chaleur et l'efficacité en s'adaptant aux températures et aux débits de flux de chaleur.</li> <li>- La technologie est en phase initiale avec des fournisseurs et une expérience limitée.</li> </ul>

**6.4.2 Estimation de l'énergie récupérable de la SCSEG**

La quantité de chaleur résiduelle récupérable d'un four avec préchauffeur de plusieurs étages dépend de plusieurs facteurs qui sont : [1]

- La température de sortie des fumées de la tour de préchauffage
- L'humidité contenue dans la matière première.
- La quantité d'excès d'air dans le four.
- La quantité d'air faux.
- La configuration du système de refroidissement du clinker.

Comme on a pu déterminer tous ces facteurs lors du bilan énergétique, on va essayer d'estimer la capacité de puissance potentielle que l'on peut obtenir de ces gaz de fumées.

D'abord, on va quantifier l'énergie disponible dans ces gaz par tonne de clinker en considérant qu'on va les refroidir jusqu'à une température de 150 °C. On a choisi cette température pour respecter l'intervalle de fonctionnement du filtre à manche.

Comme la farine crue, doit entrer dans la ligne de cuisson avec une humidité nettement inférieure à 1%, une partie de cette énergie va être utilisée pour le séchage des matières premières dans l'atelier broyage cru. Théoriquement on a besoin de 2.26 GJ pour faire évaporer une tonne d'humidité des matières premières. Cependant, en pratique un broyeur à boulets a besoin entre 3.14 et 3.56 GJ de chaleur par tonne d'humidité à cause des pertes dans les gaz de sortie du broyeur, des pertes par rayonnement et des infiltrations d'air.

Pour quantifier l'énergie nécessaire pour le séchage des matières premières, on a calculé le rapport moyen du débit de matières premières sur le débit de clinker pour le premier trimestre de l'année 2018, et on l'a trouvé égal à 1.596.

Grâce à ce rapport, on a pu déterminer le débit de matière première équivalent au débit de clinker que nous avons. En connaissant l'humidité et le débit des matières premières on a déterminé l'énergie nécessaire pour le séchage en utilisant la quantité de chaleur nécessaire pour faire évaporer une tonne d'humidité,

On soustrait cette énergie du séchage de l'énergie disponible dans les gaz, pour obtenir l'énergie utilisable qui est l'énergie entrante dans notre système de récupération de chaleur. En multipliant la puissance entrante par le rendement du système de récupération, on obtiendra la puissance produite.

Les résultats des calculs sont donnés par le tableau ci-dessous :

Tableau 6. 4 Potentiel d'énergie utilisable si l'on refroidit les gaz de fumée jusqu'à 150 °C

$\dot{m}_{clinker} (Kg/h)$	124240
$\dot{m}_{fum} (Kg/h)$	309845.63
$T_{fum} (K)$	612.03
$\dot{m}_{matièrepremière}/\dot{m}_{clinker}$	1.596
% humidité matière première	1.843
$E_{fum}(MJ/Kg clinker)$	0.535
$E_{séchage}(MJ/Kg humidité)$	3.35
$E_{séchage}(MJ/Kg clinker)$	0.099
$E_{utilisable}(MJ/Kg clinker)$	0.437
$\dot{E}_{utilisable}(MW)$	15.077
Rendement du système	18 – 25 %
Puissance potentielle produise (MW)	2.714 – 3.769

On voit bien qu'il ya un potentiel considérable d'énergie à exploiter qui est de 0.437MJ/Kgde clinker, pour un débit de clinker de 124 240 (kg/h) et un rendement compris entre 18-25 % on aura un potentiel de puissance compris entre 2.714 et 3.769MW.

En multipliant l'énergie utilisable de notre système de récupération est de 437 (MJ/tonnes de clinker) par le rapport moyen de tonne de ciment par tonne de clinker (pour le premier trimestre de 2018) et le rendement du système on obtient l'énergie produite par tonne de ciment. En divisant cette quantité par la CES on pourra évaluer le pourcentage de l'énergie produite par le système de récupération par rapport à l'énergie électrique totale qui est consommée dans la cimenterie.

Les résultats de calcul dont inscrits dans le tableau suivant :

Tableau 6. 5 Potentiel d'énergie récupérable pour le premier trimestre de 2018

L'énergie utilisable (MJ/tonnesdeclinker)	437	
Rendement (%)	18	25
E fumée produite (MJ/tck)	78.64	109.22
Tonnes ck/tonnes ciment	0.76	0.76
E fumée produite (MJ/tciment)	59.83	83.10
E fumée produite (kWh/tciment)	16.62	23.08
CES (kWh/t ciment)	111	111
% d'énergie récupérée/ énergie consommée	14.97	20.80

En assumant que la consommation électrique spécifique est de 111 kWh/tonnes de ciment et pour un rapport de clinker ciment d'environ 0.76, près de 15 à 20 % de l'énergie électrique nécessaire pour la production du ciment peuvent être récupérés de la chaleur des gaz de fumées.



## **6.5 Conclusion**

En se basant sur les différents problèmes qu'on a abordé, on voit qu'il y a plusieurs points sur les quels la cimenterie peut intervenir pour améliorer son efficacité énergétique. Les principales pistes d'amélioration sont:

- La diminution des pertes thermiques à travers les parois.
- L'exploitation de la chaleur perdue avec les gaz défumés.
- La minimisation des airs faux, dans la ligne de cuisson.

## CONCLUSION GENERALE

La question de l'efficacité énergétique dans les cimenteries est une question primordiale dans le contexte économique mondial dans lequel nous vivons. Les deux principaux paramètres caractérisant cette efficacité dans les cimenteries qui sont la CES (consommation électrique spécifique) et la CTS (consommation thermique spécifique), montrent que la GICA est en retard par rapport à la moyenne mondiale. L'étude de la cimenterie de Sour El Ghozlane est un exemple concret de l'écart que l'Algérie accuse face aux tendances mondiales. C'est dans ce contexte que vient l'utilité de notre étude, qui met en évidence les différents points sur lesquels il faut intervenir.

Dans notre travail, nous avons d'abord étudié l'historique de production et de consommation des 5 dernières années de la SCSEG. En se basant sur ces données, on a calculé et analysé les différentes consommations spécifiques dans le but d'avoir une idée sur les déperditions énergétiques de la cimenterie. Ces premiers résultats, qui montrent un écart considérable par rapport aux standards internationaux, nous ont confirmé l'existence de pertes considérables que ce soit dans le secteur thermique ou électrique.

Notre étude s'est ensuite tournée vers le secteur qui représente la grande majorité des consommations énergétiques ; le secteur thermique qui représente 88 % des consommations énergétiques totales. On a effectué le bilan énergétique de la ligne de cuisson dans le but de définir et de quantifier les flux d'énergie entrants et sortants.

Nos calculs nous ont permis de quantifier des dissipations thermiques de presque **175371,4967** KW. Cette quantité représente une perte de **4782,859KJ/kg** de clinker produit. Nous avons trouvé que l'énergie transportée par les gaz d'échappement était près de 23 % de l'énergie fournie. On a aussi évalué la quantité d'énergie qui est perdue à cause des airs faux, elle représente 5% de l'énergie fournie.

En utilisant les résultats du bilan massique, on a quantifié les émissions de gaz de la cimenterie pour une tonne de clinker. On a trouvé qu'il y avait des émissions considérables de dioxyde de carbone qui se chiffre à presque 800 kg/ tonne de clinker produit.

Après cela, nous nous sommes intéressés aux zones où les dissipations de chaleur étaient les plus importantes dans la ligne de cuisson. Nous avons conclu que 44% des pertes se localisaient au niveau de la virole du four refroidisseur à ballonnets.

On a concrétisé notre travail par la présentation des principaux problèmes liés à la déperdition d'énergie calorifique et on a recommandé des solutions. Nos résultats nous ont permis de conclure qu'il y a d'importantes dissipations thermiques au niveau de la ligne de cuisson et aussi qu'il y a une sur consommation calorifique considérable liée aux airs faux. On a aussi évalué qu'il y avait un important potentiel énergétique que l'on pourrait extraire des gaz de fumées.

Comme perspectives de continuité de ce travail, nous nous permettons de proposer :

- L'étude d'un projet de remplacement du refroidisseur à ballonnets par un refroidisseur à grilles.
- L'étude d'un projet de réalisation d'un système de récupération de chaleur.

## **CONCLUSION GENERALE**

- L'étude et l'analyse des performances électriques de la SCSEG.
- L'analyse des émissions de gaz à effet de serre et des poussières de la SCSEG et leur impact sur l'environnement.

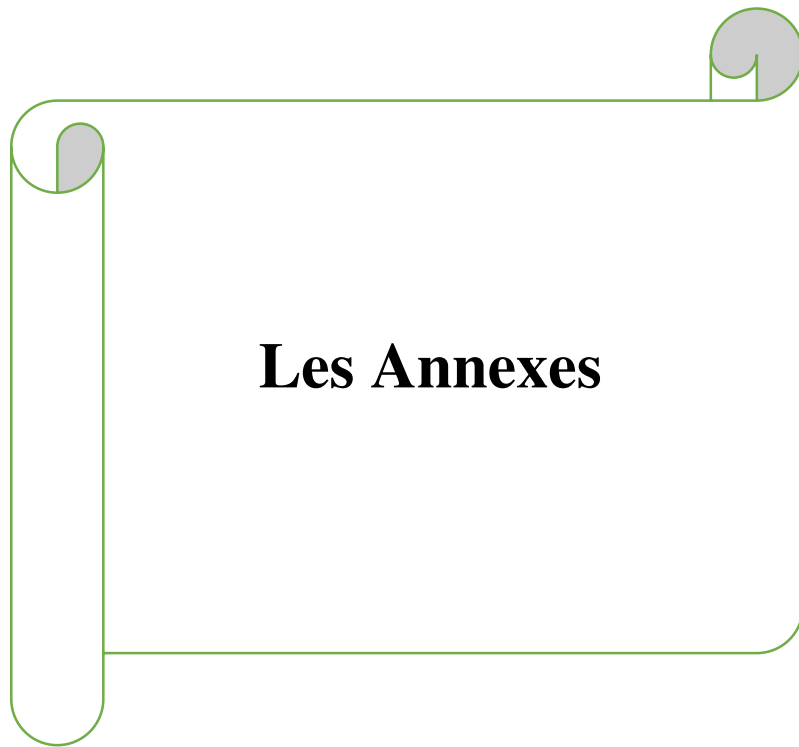
**CONCLUSION GENERALE**

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] International Finance Corporation, «Waste Heat Recovery for the Cement Sector,» juin 2014.
- [2] «International Energy Agency,» [En ligne]. Available: <http://www.iea.org/>. [Accès le Juin 2018].
- [3] A. Redjem, «L 'économie d'énergie et l'efficacité énergétique Au cœur de la stratégie du Groupe GICA,» L'Agence Nationale pour la Promotion et la Rationalisation de l'Utilisation de l'Énergie (APRUE), 24 Octobre 2017.
- [4] «GICA - GROUPE INDUSTRIEL DES CIMENTS D'ALGERIE,» [En ligne]. Available: <https://www.gica.dz/>. [Accès le 20 mai 2018].
- [5] Centre d'activités régionales pour la production propre (CAR/PP), «Manuel de prévention de la pollution dans le secteur du ciment,» Barcelone, mai 2008.
- [6] F.L.Smidth-Société Nationale des Matériaux de Construction, «Annexe 3 Specification du matériel mécanique,» Novembre 1984.
- [7] P. A. Alsop, THE CEMENT PLANT OPERATIONS HANDBOOK : The concise guide to cement manufacture, United Kingdom: International Cement Review, November 2001.
- [8] E. H. Benessahraoui, «Le diagnostic énergétique d'une cimenterie,» L'Institut de l'énergie et de l'environnement de la Francophonie IEPF, Québec.
- [9] A. B. B. G. A. R. Robert BASTIER, «Fours de cimenterie Ateliers de cuisson du clinker,» Techniques de l'Ingénieur, Saint-Denis, 10 juillet 2000 .
- [10] FEECO INTERNATIONAL , THE ROTARY KILN HANDBOOK, Algoma USA, 2018.
- [11] A. B. B. G. A. R. Robert BASTIER, «Fours de cimenterie Refroidisseurs à clinker,» Techniques de l'Ingénieur, Saint-Denis, 10 juillet 2000 .
- [12] H. BENNOUR, «Thermo-physique et Thermodynamique,» notes de cours ENP, Alger, 2015.
- [13] R. Y. Adem Atmaca, «Analysis of the parameters affecting energy consumption of a rotary kiln in cement industry,» University of Gaziantep, Department of Mechanical Engineering, Gaziantep, Turkey, 25 Février 2014.

- [14] D. W. G. Robert H. Perry, Perry's Chemical Engineers' Handbook SEVENTH EDITION, New York, San Francisco, Washington, D.C., Auckland: McGraw-Hill, 1997.
- [15] M.-B. C. P. P. B-Jean Robert, Analyses des paramètres affectant la consommation d'énergie dans un four rotatif cimentier et solutions possibles d'optimisation énergétique, Laboratoire de Thermique, Energétique et de Procédés, Université de Pau et des Pays de l'Adour, May 2015.
- [16] A. A. Boateng, ROTARY KILNS : Transport Phenomena and Transport Processes, Burlington: Elsevier Inc, 2008.
- [17] H. BENNOUR, «Conversion d'énergie,» notes de cours ENP, Alger, 2016.
- [18] L. Salah, «Transfert de chaleur,» notes de cours ENP, Alger, 2016.
- [19] T. L. B. A. S. D. P. FRANK P. INCROPERA, «Fundamentals of Heat and Mass Transfer seventh edition,» John Wiley & Sons, Inc, 2011.
- [20] D. N. Salem ALGARNI, «Survey of Sky Effective Temperature Models Applicable to Building Envelope Radiant Heat Transfer,» ResearchGate, juillet 2015.
- [21] Office de l'efficacité énergétique , «Guide d'évaluation de la consommation d'énergie : Production de ciment clinker,» Ottawa , 2001.
- [22] A. E. F. Ç. Ünal Çamdali, «Energy and exergy analyses in a rotary burner with pre-calcinations in cement production,» Kirikkale University, Engineering Faculty, Mechanical Engineering Department, , 24 janvier 2004.
- [23] M. A. B. YUNUS A. ÇENGEL, «THERMODYNAMICS: AN ENGINEERING APPROACH,» McGraw-Hill Education, New York, 2015.





## **Les Annexes**

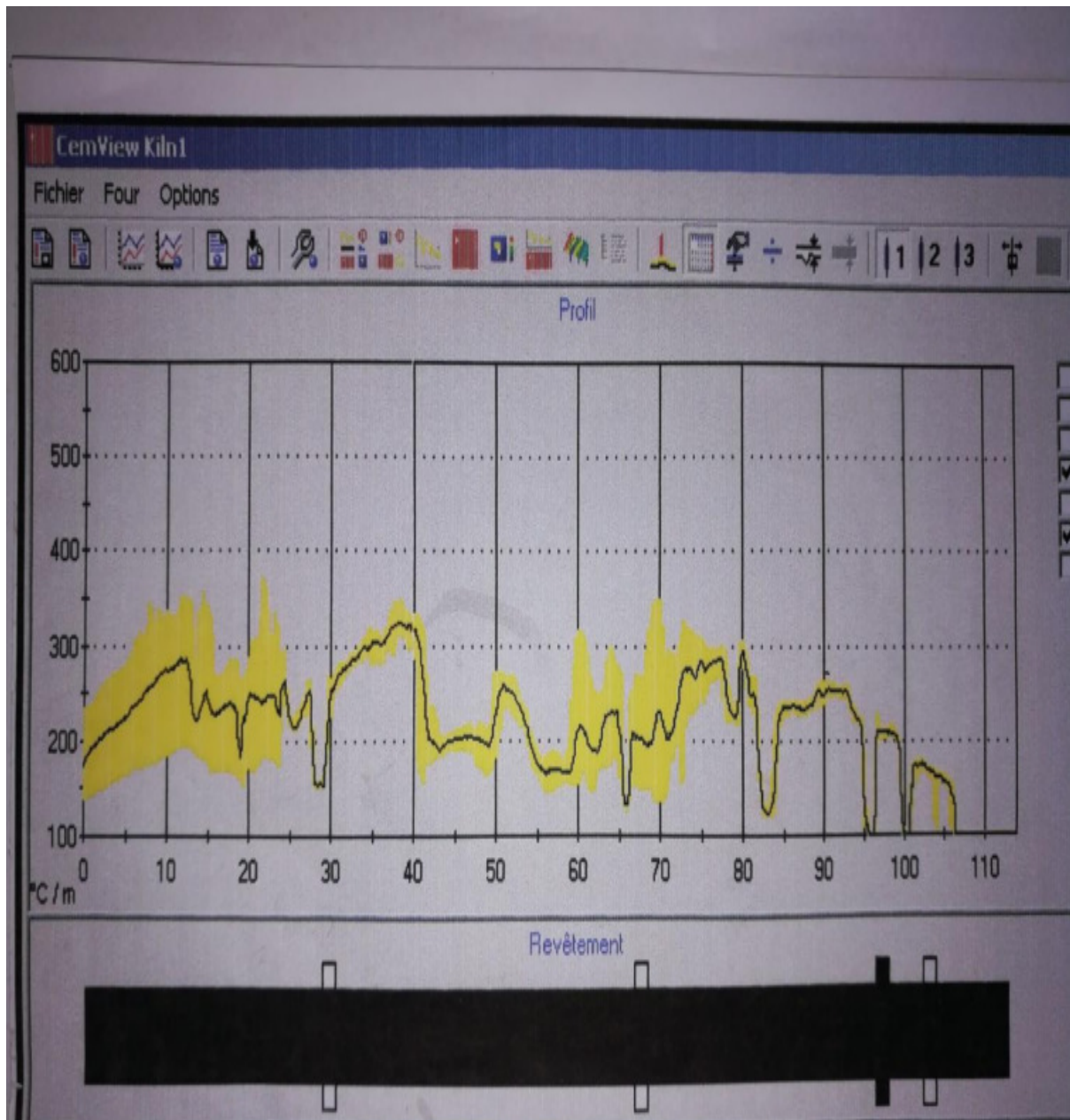


Substance	$a$	$b$	$c$	$\bar{c}_p = a + b \cdot T + c \cdot T^{-2}$ (kcal/kmol K)
CaO	11.86	$1.08 \times 10^{-3}$	$-1.66 \times 10^5$	$11.86 + 1.08 \times 10^{-3}T - 1.66 \times 10^5 T^{-2}$
$\langle \text{SiO}_2 \rangle$	3.27	$24.8 \times 10^{-3}$	-	$3.27 + 24.8 \times 10^{-3}T$ (298 < $T$ < 390)
$\langle \text{SiO}_2 \rangle$	13.64	$2.64 \times 10^{-3}$	-	$13.64 + 2.64 \times 10^{-3}T$ (390 < $T$ < 2000)
$\text{Al}_2\text{O}_3$	25.48	$4.25 \times 10^{-3}$	$-6.82 \times 10^5$	$25.48 + 4.25 \times 10^{-3}T - 6.82 \times 10^5 T^{-2}$ (298 < $T$ < 1800)
$\langle \text{Fe}_2\text{O}_3 \rangle_\alpha$	23.5	$18.6 \times 10^{-3}$	$-3.55 \times 10^5$	$23.5 + 18.6 \times 10^{-3}T - 3.55 \times 10^5 T^{-2}$ (298 < $T$ < 950)
$\langle \text{Fe}_2\text{O}_3 \rangle_\beta$	36	-	-	36 (950 < $T$ < 1050)
				$31.7 + 1.76 \times 10^{-3}T$
$\langle \text{Fe}_2\text{O}_3 \rangle_\delta$	31.7	$1.76 \times 10^{-3}$	-	(1050 < $T$ < 1873)

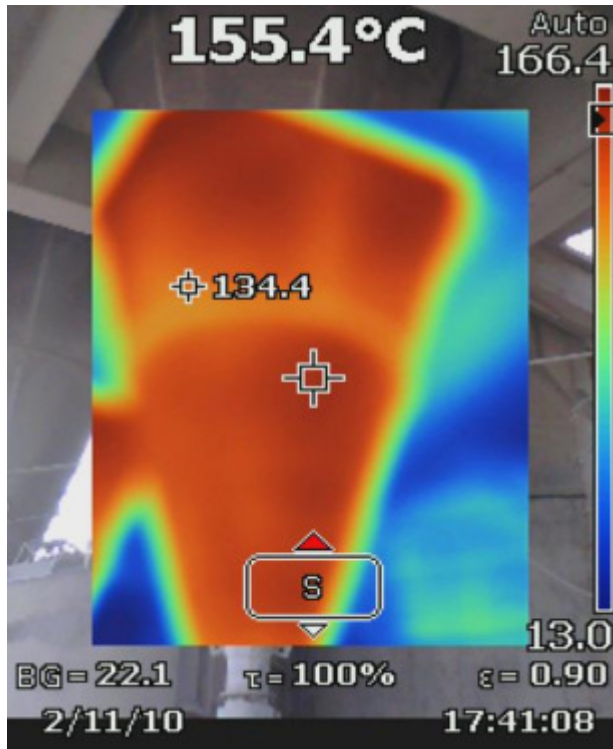
$T = T(\text{K})$ ;  $\langle \rangle$ : solid phase;  $\langle \rangle_\alpha$ :  $\alpha$ -phase;  $\langle \rangle_\beta$ :  $\beta$ -phase;  $\langle \rangle_\delta$ :  $\delta$ -phase.

Component	$T$ (K)	Heat Capacity ( $C_p$ ) Formula	Kcal/kmol · K	kJ/kmol · K	kJ/kg	Btu/lb
CaCO <sub>3</sub>	400	$19.68 + 0.01189T - 307600/T^2$	22.51	94.2	0.94	0.41
CaO	700	$10.0 + 0.00484T - 108000/T^2$	13.17	55.1	0.98	0.42
MgCO <sub>3</sub>	692	16.90	16.90	70.7	0.84	0.36
MgO	692	$10.86 + 0.001197T - 208700/T^2$	11.25	47.1	1.17	0.50
C	662	$2.673 + 0.002617T - 116900/T^2$	4.14	17.3	1.44	0.62
CO	662	$6.6 + 0.0012T$	7.39	30.9	1.10	0.48
CO <sub>2</sub>	962	$10.34 + 0.00274T - 195500/T^2$	12.76	53.4	1.21	0.52
N <sub>2</sub>	962	$6.5 + 0.001T$	7.46	31.2	1.12	0.48
NO	962	$8.05 + 0.000233T - 156300/T^2$	8.11	33.9	1.13	0.49
NO <sub>2</sub>	963	$36.07 + 0.0397 \times T - 0.0000288T^2 + 7.87 \times (10^{-9}) \times T^3$		47.59	1.03	0.45
O <sub>2</sub>	962	$8.27 + 0.000258T - 187700/T^2$	8.07	33.8	1.05	0.45
S	389	$3.63 + 0.0064T$	6.12	25.6	0.80	0.34
SO <sub>2</sub>	962	$7.7 + 0.0053T - 0.00000083T^2$	12.03	50.3	0.79	0.34
Cl <sub>2</sub>	962	$8.28 + 0.00056T$	8.82	36.9	0.53	0.23
H	962	4.97	4.97	20.8	20.79	8.97
H <sub>2</sub>	962	$6.62 + 0.00081T$	7.40	31.0	15.48	6.67
H <sub>2</sub> O(l)	283	4.18	4.18	17.5	0.97	0.42
H <sub>2</sub> O(g)	283	$8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2$	8.37	35.0	1.95	0.84
Coal	283	$0.205 + (0.205 \times 10^{-3}) \times \%VM + (3.104 \times 10^{-4}) \times T + (2.77 \times 10^{-6}) \times \%VM$				

SC SEG								journee du 30/04/2018	
Cimenterie De Sour El Ghozlane									
Direction de Production		<b>Situation de l'usine</b>							
		hm jour	prod jour	hm mois	prod mois	hm an	prod an	%an compos	
production matieres premieres "120"	tas A	0	0	69,5	51925	253,5	230525	50,40%	
	tas B	11	8002	115,5	85702	316	223355	48,83%	
	s/total	11	8002	185	137627	569,5	453880	99,23%	
	argile	0	0	5	2498	10,5	3519	0,77%	
	total	11	8002	190	140125	580	457399	100%	
consommatio n mélange cru	calcaire		4192		114277		444775	92,27%	
	argile		37		1458		2492	0,52%	
	sable		270		6664		24153	5,01%	
	MDF		65		2258		10625	2,20%	
production R1 et R2	R1	17,90	2227	469,63	59431	1781,30	229313	48%	
	R2	18,51	2337	492,22	65226	1876,65	252732	52,43%	
	Total	36,41	4564	961,85	124657	3657,95	482045	100,00%	
production farine sèche	R1+R2		4364		120436		465814		
compteur schenk	W1		4795		139548		524228		
consom gaz			2671		75067		280325	*100m'	
clinker		22,27	2767	623,24	80665	2342,37	302549		
consommatio n clinker et ajouts	clinker		1385		73269		309608	81,37%	
	Clinker acheté		0		0		0	0,00%	
	gypse		83		4047		18463	4,85%	
	CM2		200		11565		40676	10,69%	
	calcaire Boussa		0		0		0	0,00%	
	Pouzzolane		0		0		11747	3,09%	
	total		1668		88881		380494	100%	
production ciment	Z1	0	0	527,78	47771	2123,94	197751	51,97%	
	Z2	18,5	1668	463,66	41110	1943,9	182743	48,03%	
	Z1+Z2	18,5	1668	991,44	88881	4067,84	380494	100%	
expédition	sacs		2160		57860		192290	47,93%	
	vrac		1786,82		54179,14		208915,20	52,07%	
	total		3946,82		112039,14		401205,20	100%	



Profile de température de la ligne de cuisson



Profile de température cyclone



Camera infra rouge