

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

UNIVERSITÉ de BLIDA 1
Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER EN SCIENCE ET GÉNIE DE L'ENVIRONNEMENT
Spécialité : Gestion durable des déchets et Procédés de traitement

Présenté par :

M. ZERROUKHAT Mounir M. HADJ SADOK Zakaria

Intitulé du mémoire

**Analyse énergétique comparative de la
co-incinération d'un déchet dans le four rotatif
à ciment de l'unité de Meftah**

Encadreur
Pr D.TOUIL

Année universitaire 2018/2019

Remerciement

Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui nous a donné la force et la patience d'accomplir notre mission.

Au terme de ce mémoire, nous tenons à exprimer toute notre reconnaissance et remerciement à Pr Djamel Touil, qui a fait preuve d'une grande patience qui a été d'un grand apport pour la réalisation de ce travail. Ses conseils, ses orientations sa confiance ainsi que son soutien moral et scientifique nous ont permis de mener à terme ce projet. Son encadrement était des plus exemplaires.

Nous souhaitons adresser nos remerciements les plus sincères à tout le staff présent au sein de la SCMI, qui nous ont apporté leurs aides et qui ont contribué à l'élaboration de ce mémoire et dont la disponibilité, la générosité le savoir-faire et le soutien ne nous ont jamais fait défaut.

À l'issue de notre projet de fin d'études, nous tenons à remercier toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin au bon acheminement de ce travail.

Nos remerciements s'étendent également à tous nos enseignants durant ce cursus universitaire.

Dédicace

Au nom d'ALLAH le tout puissant.

*À mon père mon professeur de toujours, et ma très chère mère
Vous avez comblé ma vie de tendresse, d'affection et de compréhension
Rien au monde ne pourrait compenser les efforts et les sacrifices que vous
avez consentis pour mon bien-être, et la poursuite de mes études dans de
bonnes conditions.*

*Aucune dédicace ne saurait exprimer à sa juste valeur le profond amour que
je vous porte.*

Puisse Dieu, vous procurer santé, bonheur et longue vie.

*À mes frères et ma sœur et mon cher neveu, les mots ne suffisent guère
pour exprimer l'attachement, l'amour et l'affection que je porte pour vous.*

Meilleurs vœux de succès dans vos études et dans votre vie.

*À ma grande famille, ainsi qu'à mes très chers cousins, pour leur aide, leur
soutien dans les temps durs et les nombreux moments partagés ensemble.*

*À la mémoire de mes grands-parents disparus, à ma vivante grande mère
que Dieu la garde pour nous.*

*À mon binôme, mon frère Mounir pour sa patience son soutien moral dans
les moments difficiles, et dont l'esprit d'équipe, la vigueur et la présence
n'ont eu de faille durant tout notre parcours, ainsi qu'à toute sa famille.*

Hadj Sadok Zakaria

Dédicace

Ce travail n'a pas pu voir la lumière sans la volonté d'ALLAH.

C'est avec profonde gratitude et sincères mots, que je dédie ce travail de fin d'études à mes chers parents, qui ont sacrifié leur vie pour ma réussite et m'ont éclairé le chemin par leurs conseils judicieux.

À mon frère Salim

À Hibat Allah

À mon binôme Zakaria

À mes amis Abderrahmane et Mouad

À mon professeur M. TOUIL et tous les autres enseignants du département de génie des procédés

ZERROUKHAT Mounir

ملخص

الدراسة المطروحة في هاته المذكرة تتعلق بتحليل الطاقوي المقارن للحرق المشترك (وقود بديل – غاز طبيعي) في الفرن الدوار لانتاج الكلنكر بوحدة انتاج الاسمنت بمفتاح. تم انجاز حصيلتين كتاليتين وحصيلتين حراريتين استنادا الى المعلومات والقياسات العملية المأخوذة من ورشة الانتاج الحراري للكلنكر ليومين مختلفين (يوم 20-12-2018 للحرق المشترك غاز - نفايات) ويوم بدون حرق (07-05-2019). نوع النفايات المستعملة كوقود بديل هو زيت لابسا. المقارنة بين الحصيلتين الطاقويتين ابانوا عن تسجيل فقد للطاقة بسبب الهواء الإضافي اللازم لحرق الوقود البديل.

Abstract

This study focuses on the comparative energy analysis of waste co-incineration in the cement rotary kiln of Meftah's unit. Two mass and thermal balances with and without co-incineration were established, based on operating parameters of the clinker Process line measured in-site. The type of waste used in our study is LABSA oil. The comparison of the two thermal balances showed an energy disadvantage, due essentially to the additional airflow necessary for the combustion of combustible waste.

Résumé

La présente étude porte sur l'analyse énergétique comparative de la co-incinération d'un déchet, dans le four rotatif à ciment de l'unité de Meftah. Deux bilans massiques et thermiques avec et sans co-incinération ont été établis, à base des paramètres opératoires de fonctionnement de la ligne de cuisson de clinker relevés in situ. Le type de déchet utilisé dans notre étude est l'huile LABSA. La comparaison des deux bilans thermiques a montré un désavantage énergétique, due essentiellement au flux d'air additionnel nécessaire pour la combustion de déchet combustible.

Table des matières

INTRODUCTION GÉNÉRALE	1
I. PROCESSUS DE CUISSON DE CLINKER D'UNITÉ DE MEFTAHA ET CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE	4
I.1 PRODUCTION DE CIMENT	4
I.2 DESCRIPTION DU PROCÉDE PAR VOIE SECHE	5
I.2.1 Préparation de la farine crue	6
I.2.2 Cuisson du clinker	8
I.3 LE FOUR ROTATIF A CIMENT	10
I.3.1 Description du four rotatif	10
I.3.2 Broyage du clinker	11
I.4 CONSOMMATIONS D'ENERGIE THERMIQUE ET ELECTRIQUE	13
I.4.1 Incinération des déchets et gain énergétique	13
II. CO-INCINERATION D'UN DÉCHET COMBUSTIBLE DANS LE FOUR ROTATIF DE LA CIMENTERIE DE MEFTAHA	15
II.1 PRESENTATION DE LA SOCIETE DES CIMENTS DE LA MITIDJA SCMI	15
II.2 LA CO-INCINERATION DES DECHETS	17
II.2.1 Impact énergétique	18
II.2.2 Impact économique	18
II.2.3 Impact environnemental	18
II.2.4 Impact sur la stabilité et la conduite de four	19
II.3 LES COMBUSTIBLES DE SUBSTITUTION	21
II.3.1 Types et propriétés	21
II.3.2 Les combustibles solides de récupération CSR	22
II.3.3 Les boues d'épuration de STEP	23
II.3.4 Les huiles usagées	25
II.3.5 Acide sulfonique d'alkylbenzène linéaire (LABSA)	26
III. ANALYSE ET MESURES DES PARAMÈTRES OPÉRATOIRES DE LA LIGNE DE CUISSON DE LA CIMENTERIE DE MEFTAHA	29
III.1 LES PARAMETRES OPERATOIRES DE FONCTIONNEMENT DE LA LIGNE DE CUISSON	29
III.1.1 Air ambiant	29

III.1.2 Gaz four et préchauffeur à cyclones	30
III.1.3 Le gaz naturel de la ligne de cuisson de Meftah	30
III.1.4 Clinker	32
III.1.5 Farine Préchauffeur	32
III.2 LE COMBUSTIBLE ALTERNATIF LABSA	33
III.2.1 Analyse chimique de l'huile LABSA	33
III.2.2 Mode d'injection de LABSA et paramètres opératoires	34
IV. BILANS ÉNERGÉTIQUES DE LA LIGNE DE CUISSON ET INTERPRÉTATION	37
IV.1 BILAN MASSIQUE	37
IV.1.1 Cuisson du clinker avec co-incinération	38
IV.1.2 Cuisson du clinker sans Co-incinération	42
IV.2 BILAN THERMIQUE	44
IV.2.1 Ligne de cuisson avec co-incinération	44
IV.2.2 Ligne de cuisson sans co-incinération	46
IV.3 RENDEMENT ENERGETIQUE N	47
IV.4 INTERPRETATION DES RESULTATS	47
CONCLUSION GÉNÉRALE	48
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES	49
ANNEXE A	51
ANNEXE B	53
ANNEXE C	54
ANNEXE D	55
ANNEXE E	58

Liste des symboles

\dot{V}	Débit volumique spécifique	Nm ³ /tcl
AS	Air secondaire	Nm ³ /h
C _p	Capacité calorifique	Kcal/°C. kg
DCO	Demande chimique en oxygène	Mg/L
\dot{M}	Débit massique spécifique	Kg/kg cl, t/tcl
η	Rendement énergétique	%
PAF	Perte au feu	%
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	Kcal/kg
PCS	Pouvoir calorifique supérieur	Kcal/kg
\dot{Q}	Quantité de chaleur spécifique	Kcal/kg cl
\dot{Q}_{fourni}	L'ensemble des flux de chaleur à l'entrée du système	Kcal/kg cl
\dot{Q}_{utile}	Chaleur de cuisson du clinker	Kcal/kg cl
T ₀	Température de référence du milieu ambiant	°C
v	Vitesse	m/s
ρ	Masse volumique	Kg/m ³
P	Pression	mmHg
$P_{H_2O}^{\circ}$	Pression saturante de l'eau	mmHg

Liste des abréviations

ASTM D	American Society for Testing and Materials
atm	Atmosphère
C ₂ S	Silicate bicalcique
C ₃ A	Aluminate tricalcique
C ₃ S	Silicate tricalcique
C ₄ AF	Ferrite d'aluminium tétracalcique
CA	Combustible alternatif
CEMI	Ciment de catégorie I
CEMII	Ciment de catégorie II

CEN	Comité Européen de Normalisation
CET	Centre d'enfouissement technique
CNTP	Conditions normales de température et de pression
CO	Monoxyde de carbone
CP	Combustible principal
CSR	Combustible solide de récupération
DCO	Demande chimique en oxygène
DIN	Deutsches Institut für Normung
DMA	Déchets ménagers et assimilés
EN	European Norm
ETM	Eléments de trace métallique
GICA	Groupe Industriel des Ciments d'Algérie
GJ	Giga joules
ISO	International Organization for Standardization
LAB	Linear Alkyl Benzene
LABSA	Linear Alkylbenzene Sulfonic Acid
LAS	Linear Alkylbenzene Sulfonic (nom commercial de LABSA)
LFS	Lime and silicate factor
MAF	Module alumino-ferrique
MES	Matière en suspension
MJ	Mégajoule
MS	Matière solide
MS	Module silicique
MVS	Matière volatile sèche
PAF	Perte au feu
PCI	Pouvoir calorifique inférieur
PCS	Pouvoir calorifique supérieur
PNAE-DD	Plan national d'action pour l'environnement et le développement durable
PROGDEM	Programme national de gestion des déchets municipaux
SCMI	Société des ciments de Mitidja
SCR	Système de réduction catalytique sélective
SNCR	Système de réduction non catalytique sélective

SNE	Stratégie nationale de l'environnement
STEP	Station d'épuration
TMB	Traitement mécano-biologique
TMP	Traitement mécano-physique
TWH	Térawatt-heure

LISTE DES ILLUSTRATIONS, GRAPHIQUES

Chapitre 1

FIGURE I. 1: PROCEDE DE FABRICATION DE CIMENT PAR VOIE SECHE	5
FIGURE I. 2: EXEMPLE D'UNE LIGNE DE CUISSON PAR VOIE SECHE	9
FIGURE I. 3: FOUR ROTATIF DE CUISSON EN COUPE	11
FIGURE I. 4: CIRCUIT FERME DE BROYAGE DU CLINKER	12

Chapitre 2

FIGURE 2. 1: APERÇU GENERAL DE SCMI MEFTAH	15
FIGURE 2. 2 : LOCALISATION DE LA CIMENTERIE DE MEFTAH « S.C.MI »	16
FIGURE 2. 3: CHALEUR DEGAGEE PAR LA COMBUSTION D'UNE MATIERE ORGANIQUE	17
FIGURE 2. 4: REPRESENTATION GENERALE DE LA CO-INCINERATION	17
FIGURE 2. 5: CO-INCINERATION ET REDUCTION DES EMISSIONS ATMOSPHERIQUES GLOBALES	19
FIGURE 2. 6 : CIRCULATION DES CHLORURES DANS LE FOUR TOURNANT	21
FIGURE 2. 7: ÉTAPES DE TRAITEMENT D'UNE STATION D'ÉPURATION DE BOUES	25
FIGURE 2. 8: STRUCTURE CHIMIQUE DE LABSA	27

Chapitre 3

FIGURE 3. 1 : MODE D'INJECTION DU LABSA ET ALIMENTATION DU FOUR	34
---	----

Chapitre 4

FIGURE 4.1: BILAN MASSIQUE DE LA LIGNE DE CUISSON DE CLINKER	37
FIGURE 4. 2: BILAN MASSIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON DU CLINKER AVEC CO-INCINERATION	42
FIGURE 4. 3: BILAN MASSIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON DU CLINKER SANS CO-INCINERATION	43
FIGURE 4. 4: BILAN THERMIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON DU CLINKER AVEC CO-INCINERATION	45
FIGURE 4. 5: BILAN THERMIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON DU CLINKER SANS CO-INCINERATION	46

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre 1

TABLEAU I. 1: TENEURS DES OXYDES DANS LE CRU	6
TABLEAU I. 2: TENEURS MOYENNES DES COMPOSANTS SECONDAIRES D'UNE FARINE CRUE	8
TABLEAU I. 3: DIFFERENTES PHASES DU CLINKER	10

Chapitre 2

TABLEAU 2. 1: LES PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES DES CA	21
TABLEAU 2. 2: TYPES ET PROVENANCE DES HUILES USAGEES	26
TABLEAU 2. 3: PROPRIETES ET COMPOSITION DES HUILES USAGEES UTILISEES A DES FINS ENERGETIQUES	26

Chapitre 3

TABLEAU 3. 1: PARAMETRES OPERATOIRES DE L'AIR AMBIANT	29
TABLEAU 3. 2: PARAMETRES OPERATOIRES DE L'AIR DU PROCEDE	30
TABLEAU 3. 3: PARAMETRES OPERATOIRES GAZ FOUR ET PRECHAUFFEUR A CYCLONES	31
TABLEAU 3. 4: COMPOSITION DU GAZ NATUREL (% EN VOLUME)	31
TABLEAU 3. 5: LES PARAMETRES OPERATOIRES DU COMBUSTIBLE (GAZ NATUREL)	32
TABLEAU 3. 6: PARAMETRES OPERATOIRES DU CLINKER	32
TABLEAU 3. 7: PARAMETRES OPERATOIRES FARINE PRECHAUFFEUR	33
TABLEAU 3. 8 : TENEUR EN COMPOSES CHIMIQUES DE LABSA ET VALEURS D'ADMISSION	33
TABLEAU 3.9. TENEURS EN ETM ET VALEURS D'ADMISSION	34
TABLEAU 3. 10: PARAMETRES OPERATOIRES DE LABSA A L'ALIMENTATION DU FOUR	35
TABLEAU 3. 11: INJECTION DE LABSA EN FONCTION DU TEMPS	35

Chapitre 4

TABLEAU 4. 1: VOLUMES DES GAZ DE COMBUSTION (GAZ NATUREL)	38
TABLEAU 4. 2: DEBIT ET COMPOSITION DES GAZ DES FUMEEES A L'ENTREE DU PRECHAUFFEUR	40
TABLEAU 4. 3: COMPOSITION DES GAZ DE COMBUSTION A LA SORTIE DU PRECHAUFFEUR	41
TABLEAU 4. 4: BILAN THERMIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON	45
TABLEAU 4. 5: BILAN THERMIQUE GLOBAL DE LA LIGNE DE CUISSON	46

INTRODUCTION GÉNÉRALE

L'Algérie produit annuellement 20 millions de tonnes de déchets de différents types, y compris 12 millions de tonnes de déchets ménagers et assimilés DMA [1], caractérisés par un taux de croissance annuel de 3 %.

En absence d'une infrastructure de gestion, contrôle et d'élimination forte, l'Algérie face à une problématique majeure qui touche le développement socio-économique au cœur, par le biais de la propreté d'environnement qui influence énormément sur la santé, le tourisme et l'image de pays.

À titre d'un état des lieux, le destin actuel fréquent des déchets en Algérie est l'enfouissement technique dans des centres spécialisés, une centaine de CET sont implantés à travers le territoire national. Une méthode d'élimination à moyen terme, c'est-à-dire n'est pas durable et qui présente plusieurs points faibles, notamment la durée de vie des casiers, les frais de gestion et de la réalisation.

En revanche, plusieurs décharges sauvages sont dispersées dans le pays. Avec leurs potentiels écotoxicologiques élevés, ils engendrent plusieurs effets néfastes sur l'homme et l'environnement, que ce soit indirectement à travers des risques de contaminations des eaux souterraines (infiltration de Lixiviat), superficielles (lessivage), pollution d'air à partir des fumés et des gaz qui se dégage, ou finalement par la pollution de sol, soit directement par le contact d'être humain avec le déchet (cas des chiffonniers). Notant que l'état Algérienne a lancé un programme pour l'éradication de ce type de décharges, sous l'intitulé de la loi-cadre sur les déchets N° 01-19 de 12/12/2001, et dans le but d'établir la nouvelle politique de gestion des déchets, à partir des stratégies et des programmes utiles (SNE, PNAE-DD et PROGDEM).

La défaillance de ce genre d'installations d'élimination, se traduit sur le terrain par le remplissage rapide des CET en Algérie, et l'orientation de certaines communes une autre fois vers les décharges sauvages, pour assurer le service de la collecte des déchets temporairement.

La nouvelle planification des décideurs en Algérie vise à s'engager dans la démarche de la co-incinération des déchets dans les fours rotatifs de cimenteries. Une solution permet à la fois d'éliminer le déchet, et de bénéficier de son contenu énergétique dans le procédé, en tant qu'un combustible de substitution.

Ainsi, l'objectif de ce mémoire est de vérifier, à titre d'exemple la rentabilité énergétique de l'introduction du déchet combustible alternatif dans le four rotatif de la cimenterie de Meftah. Le manuscrit de ce mémoire de fin d'études comprend 4 chapitres :

- Processus de cuisson de clinker d'unité de Meftah et la consommation énergétique
- Co-incinération de déchet combustible dans les fours rotatifs de cimenterie
- Mesures et relevés des paramètres opératoires actuels de la ligne de cuisson de la cimenterie de Meftah
- Bilans énergétiques de la ligne de cuisson et interprétation.



**CHAPITRE I : PROCESSUS DE CUISSON DE CLINKER D'UNITÉ
DE MEFTAH ET CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE**

I. PROCESSUS DE CUISSON DE CLINKER D'UNITÉ DE MEFTAH ET CONSOMMATION ÉNERGÉTIQUE

Le ciment est un matériau se présentant sous forme de poudre très fine, qui durcit au contact de l'eau. C'est un liant hydraulique. Cette capacité de prise est recherchée en construction pour préparer les bétons. Les ciments Portland artificiels sont actuellement les ciments les plus utilisés dans le monde. Ils sont produits à partir de matériaux calcaires et argileux.

Dans ce chapitre, nous allons présenter un résumé des principales étapes du procédé de fabrication et de mise en œuvre du ciment Portland par voie sèche, ainsi que la nature et la forme des énergies utilisées.

Les données d'analyse énergétique de différentes unités de ce secteur dans le monde, fournies par la littérature, donnent un point sur la situation existante, et permettent de mieux comprendre les principales sources d'économie d'énergie à évaluer pour un diagnostic énergétique spécifique à la cimenterie. Ainsi, l'identification et la caractérisation des pratiques technologiques d'amélioration de l'efficacité énergétique déterminent le potentiel de l'impact de ces mesures.

I.1 Production de ciment

La production mondiale de ciment s'élevait, en 2015, à 4,6 milliards de tonnes [2]. En Afrique, les principaux producteurs sont localisés en Afrique du Nord. En Asie, la Chine domine le marché de production (57,5% du total mondial). En fait, l'évolution du marché est liée notamment au niveau d'industrialisation du pays. Ainsi, le niveau de production de ciment dans les pays industrialisés s'est globalement stabilisé depuis une dizaine d'années. En revanche, la production de ciment dans les pays en développement s'est accrue, et continue à progresser en fonction de leur évolution économique.

La production de ciment s'effectue en deux étapes principales :

- La production d'un semi-produit désigné sous le nom de clinker, par cuisson de matières premières (calcaire, argile, alumine et oxyde de fer) préalablement broyées finement et mélangées dans les proportions bien définies.
- La fabrication du ciment par co-broyage du clinker avec du gypse (régulateur de prise) et éventuellement d'autres matériaux, appelés ajouts, pouvant présenter une aptitude semblable au clinker du point de vue des résistances mécaniques.

Plusieurs types de ciments sont fabriqués. Les ciments « Portland CEMI » (ciment pur sans ajouts, constitué de clinker et de gypse) et les ciments « Portland composite CEMII » (ciments avec ajouts de calcaire, de laitier de hauts fourneaux, etc...). Ces derniers représentent une part importante du ciment fabriqué à travers le monde.

I.2 Description du procédé par voie sèche

Les techniques des procédés de fabrication du clinker se distinguent, entre elles, par le nombre de stades de préparation de la matière première avant son introduction dans le procédé de cuisson. Bien entendu, les considérations économiques restent primordiales, dans le choix d'une technique de fabrication qui soit en concordance avec la nature de la carrière. Les processus d'élaboration ont profondément évolué au cours de ce siècle. Les procédés de fabrication du clinker par voie sèche supplantent progressivement les procédés par voie humide, semi- sèche et semi-humide. Les procédés par voie sèche constituent à ce jour les modes d'élaboration du clinker les plus modernes et les plus performants. On s'intéressera donc uniquement à ce procédé.

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

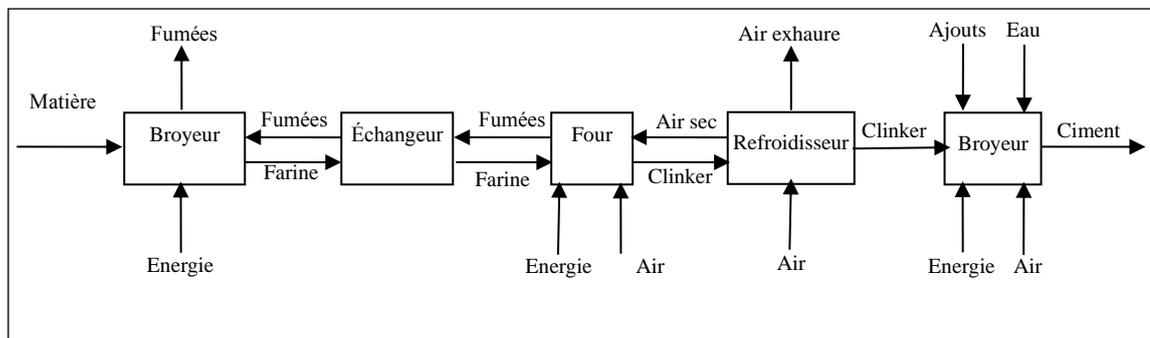


Figure I. 1: Procédé de fabrication de ciment par voie sèche

Comme son nom l'indique, ce procédé utilise une matière sèche où les étapes de séchage se déroulent à l'extérieur du système de cuisson. La récupération d'une grande partie des calories, contenues dans les gaz du four, et l'absence de déshydratation en font la méthode la moins vorace en consommation d'énergie thermique.

Le progrès dans la mouture fine et l'homogénéisation des mélanges secs permet d'obtenir aujourd'hui des ciments Portland de qualité, ce qui fait qu'au cours des dernières décennies, la voie sèche devient de plus en plus utilisée.

I.2.1 Préparation de la farine crue

Le cru à partir duquel est fabriqué le clinker, est constitué par un mélange de matières premières naturelles de compositions chimiques adéquates. Les matières premières extraites de la carrière contiennent les éléments nécessaires à l'élaboration du ciment dans les proportions qui conviennent à l'obtention d'un produit de qualité. Il est donc nécessaire de créer un mélange optimisé de matières premières qui présentent la composition requise. Une combinaison intime des différents matériaux préalablement concassés et broyés doit être réalisée, de manière à disposer d'un mélange de caractéristiques chimiques et physiques uniformes dans sa masse. Une opération d'homogénéisation, généralement réalisée par des moyens pneumatiques, permet d'obtenir une propriété constante à l'échelle d'une production industrielle. Elle est mise en œuvre en deux temps : la pré-homogénéisation des matériaux provenant directement des carrières puis l'homogénéisation parfaite après broyage de ces matières. La préparation du cru consiste à réaliser un mélange homogène de calcaire, d'argile et éventuellement de matériaux complémentaires dans les proportions permettant d'obtenir un clinker dont la composition chimique respecte les limites précisées par le tableau I.1.

Tableau I. 1: Teneurs des oxydes dans le cru[3]

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

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

- Les cendres volantes (résidu de la composition du charbon) ;

- Les cendres de pyrite (résidu de grillage de ce minerai) ;
- La bauxite (minerai naturel d'aluminium, qui apporte les compléments d'alumine) ;
- Le sable (silice à peu près pure) ;

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

Le standard de chaux indique le pouvoir liant CaO aux autres composants. Pour obtenir la saturation des oxydes, plusieurs formules ont été proposées, afin de déterminer la teneur en chaux nécessaire et pour obtenir des résultats sensiblement équivalents. Le coefficient de Kuhl [3] dit facteur de saturation est généralement retenu.

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

CaO, Al₂O₃, SiO₂, Fe₂O₃ sont respectivement les teneurs massiques de ces composés dans la farine crue. La teneur optimale en CaO est déterminée à partir de ce coefficient. Dans la pratique, la valeur du coefficient de saturation est comprise respectivement entre 0,90 – 0,95 pour les clinkers des ciments normaux et 0,95 – 0,98 pour les clinkers des ciments à haute résistance.

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

$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3} \quad (I.2)$$

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

Le module alumino-ferrique conditionne la viscosité de la phase liquide, qui est une caractéristique importante pour les réactions mises en jeu dans le four, en particulier la fusion de la matière. Ce module est donné par :

$$MAF = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3} \quad (I.3)$$

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

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

limite supérieure de ces constituants. Des exemples de teneurs moyennes d'une farine crue industrielle sont cités dans le tableau I.2.

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

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

I.2.2 Cuisson du clinker

La cuisson est le processus de transformation de la farine crue en clinker, par un apport thermique suffisant, pour obtenir des réactions chimiques complètes conduisant à la formation des principaux composés de ce semi-produit (clinkérisation). Le procédé de cuisson (figure I.2) comporte un système de préchauffage du cru, une partie pour la décarbonatation, une partie pour la clinkérisation et un refroidisseur.

Le préchauffage de la farine crue, ayant un refus au tamis de 160 µm (de l'ordre de 1 à 1,5 %) et une humidité de 8 à 9 %, s'effectue dans la partie supérieure du préchauffeur à suspension (cyclones). La décarbonatation a lieu dans la partie basse du préchauffeur et la partie amont du four rotatif. La clinkérisation se fait toujours dans la partie avale du four rotatif. Les gaz chauds sont produits dans le four par combustion de charbon, de fioul, de gaz ou de tout produit à haut pouvoir calorifique, et proviennent également de processus de refroidissement du clinker en tant qu'un air secondaire.

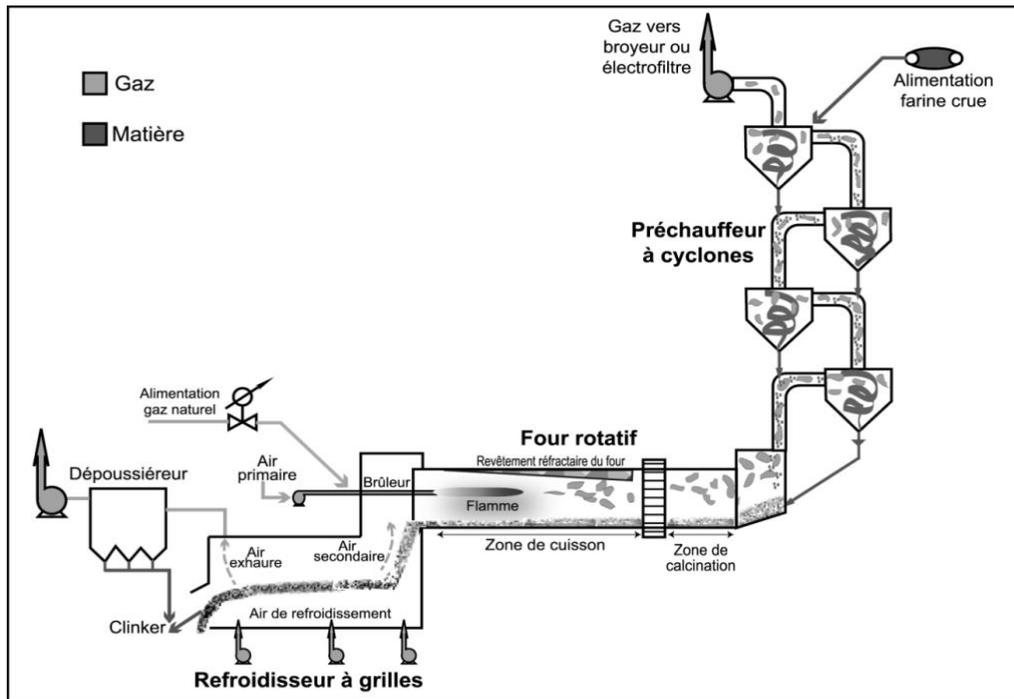


Figure I. 2: Exemple d'une ligne de cuisson par voie sèche

Des ventilateurs situés après le préchauffeur et le refroidisseur véhiculent les gaz à travers ces installations. Après passage dans le préchauffeur, la farine progresse vers l'aval sous l'effet de la rotation et la pente du four. Au fur et à mesure de son acheminement, la matière s'échauffe jusqu'à clinkérisation vers 1400 à 1500 °C. À la sortie du four, le clinker d'une forte hétérogénéité granulométrique (0,1 – 40 mm) tombe dans un refroidisseur où se produisent les échanges thermiques permettant une récupération de chaleur et le refroidissement du clinker. Le clinker comprend essentiellement les deux silicates de calcium 3CaOSiO_2 et 2CaOSiO_2 . L'aluminium et le fer passent, en majeure partie, à l'état de $3\text{CaOAl}_2\text{O}_3$ et d'une solution solide de composition approximative $4\text{CaOAl}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$. Les proportions de ces éléments dépendent des carrières, du type de ciment fabriqué et du déroulement de la cuisson.

La détermination numérique de la composition des phases du clinker d'après Bogue [3], fournit des valeurs indices pour la composition réelle des phases. Pour un clinker de ciment Portland normal, on admet que :

$$\% \text{C}_3\text{S} = 4,07 \text{ CaO} - 7,60 \text{ SiO}_2 - 6,72 \text{ Al}_2\text{O}_3 - 1,43 \text{ Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{I.4})$$

$$\% \text{C}_2\text{S} = 2,87 \text{ SiO}_2 - 0,75 \text{ C}_3\text{S} \quad (\text{I.5})$$

$$\% \text{C}_3\text{A} = 2,65 \text{ Al}_2\text{O}_3 - 1,69 \text{ Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{I.6})$$

$$\% \text{C}_4\text{AF} = 3,04 \text{ Fe}_2\text{O}_3 \quad (\text{I.7})$$

Le clinker se compose essentiellement des 4 phases cristallines principales indiquées au tableau I.3 ci-dessous. Ces phases représentent environ 95 % de la masse du clinker et sont constituées par les quatre oxydes CaO, SiO₂, Al₂O₃ et Fe₂O₃.

Les composants secondaires du clinker sont les oxydes MgO, SO₃ (sous forme de l'ion SO₄²⁻), K₂O, Na₂O, Cl⁻, P₂O₅ et TiO₂. Les abréviations C₃S, C₂S, C₃A et C₄AF correspondent réellement à des phases pures qui n'existent pas dans le clinker industriel.

Tableau I. 3: Différentes phases du clinker [3]

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

I.3 Le four rotatif à ciment

Le four rotatif est le centre du processus de cuisson de la farine cru dans les cimenteries, il représente l'organe le plus sollicité thermiquement, il inclut la totalité des réactions, qu'elles soient endothermiques ou exothermiques, il inclut encore des échanges thermiques énormes, des apports d'énergie de grandes capacités et de grandes déperditions, la compréhension de tous ces phénomènes mène à une meilleure conduite du four.

I.3.1 Description du four rotatif

Le four rotatif est décrit comme étant un cylindre en acier de chaudière, animé d'une vitesse de rotation variable pouvant atteindre 2 tr/min. Ce tube appelé aussi « virole » est réalisé en construction chaudronnerie, repose par l'intermédiaire de bandages, au nombre de trois, sur des galets, il est revêtu à l'intérieur de briques réfractaires et présente une inclinaison de 3 % dans le sens de l'écoulement de la matière, cette inclinaison combinée avec la rotation fait que la matière peut progresser, par gravité, vers le brûleur qui se place en axe et en aval du four. La longueur du four peut atteindre les 90 mètres (selon le processus, soit en voie sèche, semi-sèche, humide ou semi-humide), et son diamètre varie entre 5,4 et 5,7 m. En amont, la liaison entre le four et le préchauffeur, est réalisée par le biais de la boîte à fumée qui est une gaine en chaudronnerie, revêtue intérieurement de matériaux réfractaires. En aval, il est relié

avec le refroidisseur par le capot de chauffe, réalisé aussi en chaudronnerie, il est revêtu intérieurement de matériaux réfractaires.

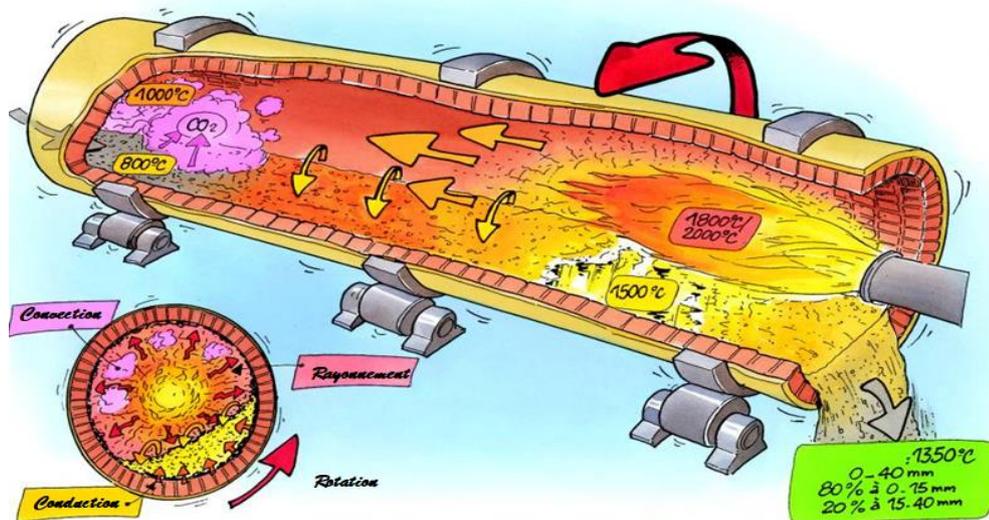


Figure I. 3: Four rotatif de cuisson en coupe

En régime établi, le four est le siège d'un équilibre entre deux flux :

- Un flux calorifique des fumées de combustion fourni par la combustion de la source d'énergie utilisée (gaz naturel par exemple), et le débit d'air secondaire arrivant du refroidisseur.
- Un flux de matière granulaire, qui forme dans le four un lit de matière appelée talus, arrivant du préchauffeur partiellement décarbonaté, avec une température de l'ordre de 800 °C à 900 °C et devant atteindre la température de clinkérisation à quelques mètres de la sortie du four

Le temps de séjour de la matière dans le four est estimé, pour une température d'entrée de matière de 810 °C, un taux de décarbonatation de 35 % et une vitesse de rotation du four de 1,9 tr/min, à environ 52 minutes.

I.3.2 Broyage du clinker

Le ciment est obtenu par broyage des granulés de clinker, avec addition d'un faible pourcentage de gypse (4 – 5 %) et éventuellement d'un ou deux constituants secondaires. Les opérations dites de broyage du ciment ont pour but d'accroître la réactivité du clinker, par augmentation de sa surface spécifique et par création de défauts de cristaux en surface

de grains. Ce traitement développe les propriétés hydrauliques du ciment et lui confère ses propriétés rhéologiques.

Le broyage de grains de clinker, de dimensions données, dans un broyeur à boulets conduit à l'obtention de grains de dimensions inférieures par fragmentations successives, produites par l'effet de chocs et des frottements entre boulets et matière.

Le broyage en circuit fermé (figure I.4), procédé le plus répandu, permet de renvoyer à l'entrée du broyeur les particules insuffisamment réduites qui ont été collectées par un séparateur dynamique.

Afin d'éviter le surbroyage des particules, le broyeur est traversé par un courant d'air dont le rôle est d'emporter les fines particules au fur et à mesure de leur formation. L'air sortant du broyeur contient 50 à 500 g/Nm³ des fines particules de matière (les poussières). Celles-ci ne sont entraînées que si la vitesse du flux d'air est suffisamment élevée (au moins 15 à 20 m/s) ; en pratique, le débit d'air nécessaire est de l'ordre de 700 à 1500 Nm³/h par tonne de produits. Les filtres à manches, les dépoussiéreurs à tubes cyclones et les électrofiltres sont utilisés pour épurer les gaz des poussières résiduelles qu'ils contiennent avant leur rejet à l'atmosphère.

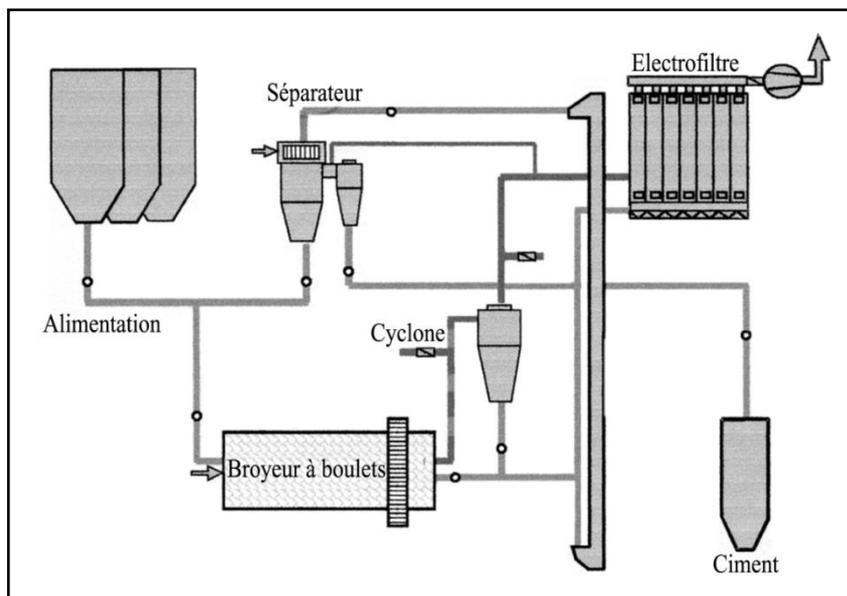


Figure I. 4: Circuit fermé de broyage du clinker

I.4 Consommations d'énergie thermique et électrique

L'industrie cimentière est fortement consommatrice en énergie calorifique et électrique. En 2014, les besoins en énergie pour la fabrication du ciment en Allemagne (à titre d'exemple) été 92,5 millions Giga joules (GJ) pour les combustibles et 3,57 térawatts heures (TWH) pour l'électricité. Par ailleurs, l'énergie représente 30 à 40 % du prix de revient du ciment (hors frais d'amortissement).[4]

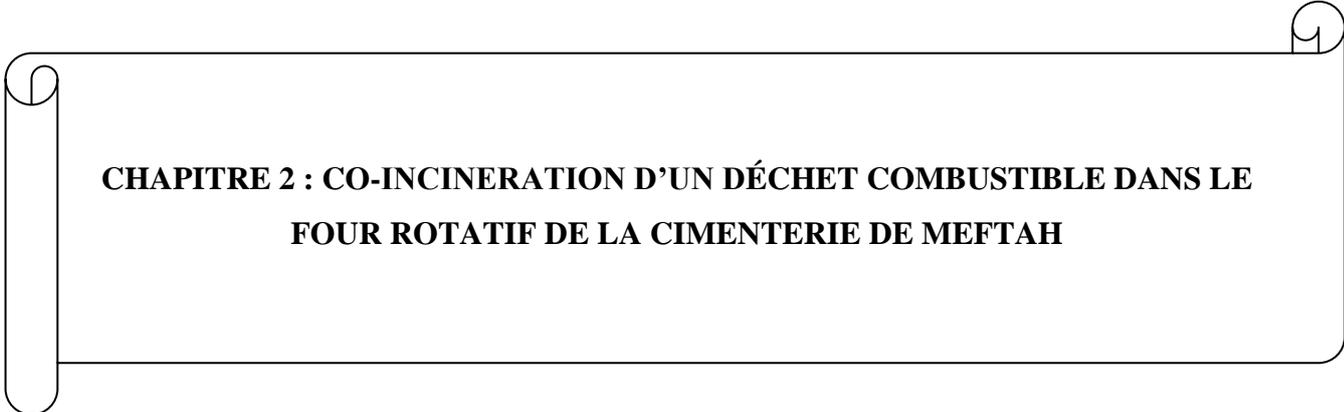
L'énergie thermique est essentiellement liée à la cuisson des matières premières ; les matériaux devant être portés à une température de l'ordre de 1450 à 1500 °C. Des besoins calorifiques annexes sont cependant nécessaires pour assurer le séchage des produits d'addition (argile, laitier, etc....).

La consommation électrique est liée principalement au broyage des matières premières et du clinker. Il est à noter que les ventilateurs sont également de gros consommateurs d'énergie électrique. Par ailleurs, elle dépend aussi de la qualité de l'ingénierie mise en œuvre pour la conception de la ligne de production (nombre limité de transporteurs, transport par convoyeurs plutôt que pneumatique, etc..).

Les consommations spécifiques d'énergie reportées pour une cimenterie moderne installée dans le Sud-est asiatique et intégrant différentes nouvelles technologies d'amélioration de l'efficacité énergétique, sont en moyenne de l'ordre de 720 kcal/kg clinker et 90 kWh/tonne de ciment [3].

I.4.1 Incinération des déchets et gain énergétique

Les fours de cuisson du clinker, qui fonctionnent à haute température (1500 – 2000 °C), sont utilisés pour incinérer des résidus industriels (boues de station d'épuration, combustibles extraits des ordures ménagères, etc...). Ces déchets hydrocarbonés sont utilisés comme appoints combustibles, pour autant que leurs produits de décomposition n'affectent pas le processus de cuisson et la qualité du clinker. L'intérêt de ce processus de recyclage est double, puisqu'il permet à la fois une préservation de l'environnement et des économies d'énergie calorifique. Le gain énergétique rapporté par [3], de l'ordre de 143,54 kcal/kg clinker n'est toutefois pas total, car ces déchets doivent parfois faire l'objet d'une part de préparation ou de conditionnement et d'autre part d'un contrôle préalable de leurs propriétés telles que la densité, l'homogénéité, le taux d'humidité, etc. ...



**CHAPITRE 2 : CO-INCINERATION D'UN DÉCHET COMBUSTIBLE DANS LE
FOUR ROTATIF DE LA CIMENTERIE DE MEFTAH**

II. CO-INCINERATION D'UN DÉCHET COMBUSTIBLE DANS LE FOUR ROTATIF DE LA CIMENTERIE DE MEFTAH

Les déchets constituent une problématique fort complexe, par leurs typologies, collecte, transports, méthodes et techniques de traitement et de gestion, dont les solutions nécessitent la participation des différents secteurs et acteurs pour une meilleure prise en charge.

L'Algérie, qui compte une vingtaine de cimenteries réparties à travers tout le territoire national, peut assurer le traitement de certains types de déchets par co-incinération dans les fours. Le secteur cimentier dispose d'un fort potentiel d'incinération des déchets en considérant un pré-conditionnement de la qualité cimentière pour certains types de déchets avant leur injection dans le four [5].

Dans le but de déclencher cette nouvelle démarche, la société des ciments du Mitidja « SCMI » (filiale du groupe industriel des ciments d'Algérie GICA) a pris l'initiative pour commencer la co-incinération des déchets combustibles, tout en prenant en considération la protection de l'environnement.

Dans ce sens, en octobre 2018, la cimenterie a effectué le premier essai technologique pour l'injection d'une tonne de combustible pâteux (boues d'épuration) conditionné en sacs. Il a été suivi d'autres essais technologiques à travers l'injection de 2 000 litres d'huiles usagées (liquide) et l'introduction 1/2 de tonne des déchets ménagers triés (solide). [6]

II.1 Présentation de la société des ciments de la MITIDJA SCMI



Figure 2. 1: aperçu général de SCMI Meftah

D'abord, la SCMI est l'une, de 14 cimenteries de groupe industriel des ciments d'Algérie « GICA ». Le groupe a été créé par décision de l'Assemblée Générale Extraordinaire, suite à la transformation juridique de l'ex-Société de Gestion des participations « Industrie des Ciments » en date du 26 novembre 2009.[7]

Construite en 1975, la SCMI est la première cimenterie de l'ère industrielle de l'Algérie indépendante, réalisée en multilots par des Canadiens, avec une capacité nominale d'un million de tonnes. Elle se situe près des communes limitrophes de Blida auprès de la route de Khemis El Khechna à Blida, 26 km au sud d'Alger.

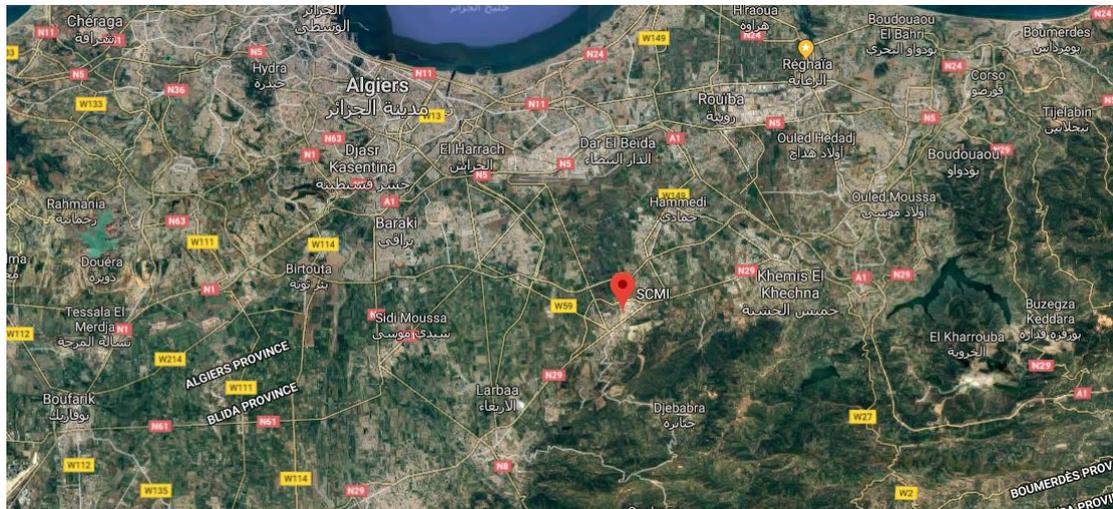


Figure 2. 2 : Localisation de la cimenterie de Meftah « S.C.MI »

L'entreprise est juridiquement sous forme SPA (Société Par Actions), d'un caractère producteur et distributeur, d'un effectif d'environ de 647 employés.

Fiche technique de l'entreprise SCMI :

- Secteur de l'activité : Fabrication de ciment
- Pays d'incorporation : Algérie
- Capital social : 1 400 000 000,00 DA
- Nbre d'employé : 647
- Filiales et groupe : GICA
- Registre de commerce : 98/B/0802356
- Forme juridique : SPA
- Adresse : Route de Khemis El Khechna, BP 24. Meftah Blida, 09320, Algérie

Dates historiques de l'entreprise SCMI :

- Date de création de filiale : 1er janvier 1998
- Démarrage de l'atelier de cru : 31 janvier 1975
- Allumage de four : 6 mai 1975
- Production de ciment : 1er septembre 1975
- Commercialisation de ciment : 6 novembre 1975

II.2 La co-incinération des déchets

La co-incinération est un procédé thermique qui vise à éliminer les déchets qui sont énergétiquement potentiels ($5 \text{ MJ/Kg} \leq \text{Pouvoir Calorifique Inférieur} \leq 30 \text{ MJ/Kg}$), tout en exploitant l'énergie calorifique emmagasinée dans la matière organique (figure 2.3), qui doit être la composante primaire de tous les types des déchets destinés à ce genre de traitement.

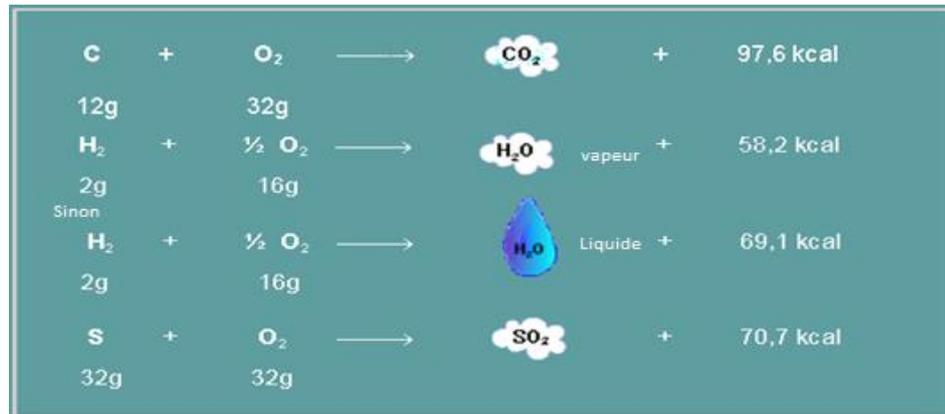


Figure 2. 3: Chaleur dégagée par la combustion d'une matière organique [8]

La co-incinération est une méthode de valorisation énergétique (figure 2.4), qui se fait dans les unités industrielles utilisant les procédés thermiques comme des maillons centraux dans la chaîne de production, tels que les cimenteries, les usines de la métallurgie, les centrales thermiques... etc. [9] En utilisant le déchet comme une source d'énergie secondaire, parallèlement avec le flux énergétique conventionnel fossile, le déchet est donc nommé un combustible de substitution ou alternatif qui sert à diminuer la consommation de combustible principal (coke, gaz, fioul... etc.), pour avoir des gains énergétiques.

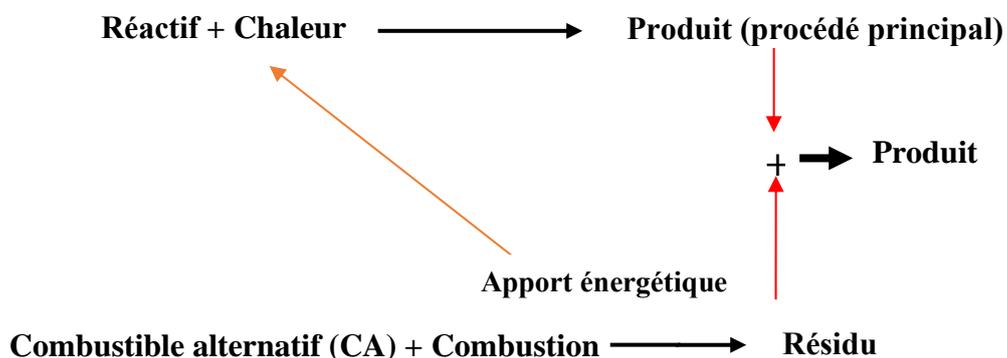


Figure 2. 4: Représentation générale de la co-incinération

De point de vue législatif, la loi européenne définit l'installation de la co-incinération comme étant « une installation fixe ou mobile dont l'objectif essentiel est de produire de l'énergie, ou des produits matériels, et qui utilise des déchets comme un combustible habituel ou d'appoint, où dans laquelle les déchets sont soumis à un traitement thermique en vue de leur élimination ». (Voir annexe A). D'autre part, la loi algérienne à instaurer un cadre réglementaire en autorisant le traitement des déchets par co-incinération, selon l'article 3 du décret exécutif n° 04-410 du 14 décembre 2004 fixant les règles générales d'aménagement et d'exploitation des installations de traitement des déchets et les conditions d'admission de ces déchets au niveau de ces installations. (Voir annexe B)

II.2.1 Impact énergétique

Face à la consommation énergétique importante et l'épuisement des ressources fossiles (voir chapitre 1), la co-incinération des combustibles alternatifs (CA) dans les fours cimentiers se présente comme une solution adéquate, pour résoudre cette problématique d'actualité.

L'utilisation de fioul de substitution qui présente un Pouvoir calorifique inférieur (PCI) important peut amortir cette surconsommation, en bénéficiant de son potentiel thermique dans un mix énergétique constant CA/Combustible principal (CP).

II.2.2 Impact économique

L'impact économique de la co-incinération en Algérie est un impact positif à double effet, comme elle sert à réduire le coût d'utilisation de gaz naturel dans les cimenteries, en diminuant sa consommation et en gagnant le coût d'élimination des déchets payé par les collectivités locales.

II.2.3 Impact environnemental

L'intérêt majeur d'utilisation des combustibles alternatifs dans la cimenterie est la réduction des gaz à effet de serre par la minimisation d'une bonne quantité des émissions qui peuvent être produites par l'incinération ou l'enfouissement comme un mode de traitement des déchets. (La fermentation anaérobie en cas d'enfouissement, émet le CH₄, qui a un pouvoir de réchauffement 23 fois plus que le CO₂).

Les températures très élevées du four cimentier, de l'ordre de 1450 °C pour la matière et 2000 °C pour la flamme principale, peut détruire plusieurs polluants (figure 2.5), tel est le cas des dioxines. Cependant, d'autres polluants persistent, ce qui engendre des risques sur

l'atmosphère (dégagement des gaz contenant des métaux lourds, NO_x et des polluants organiques).

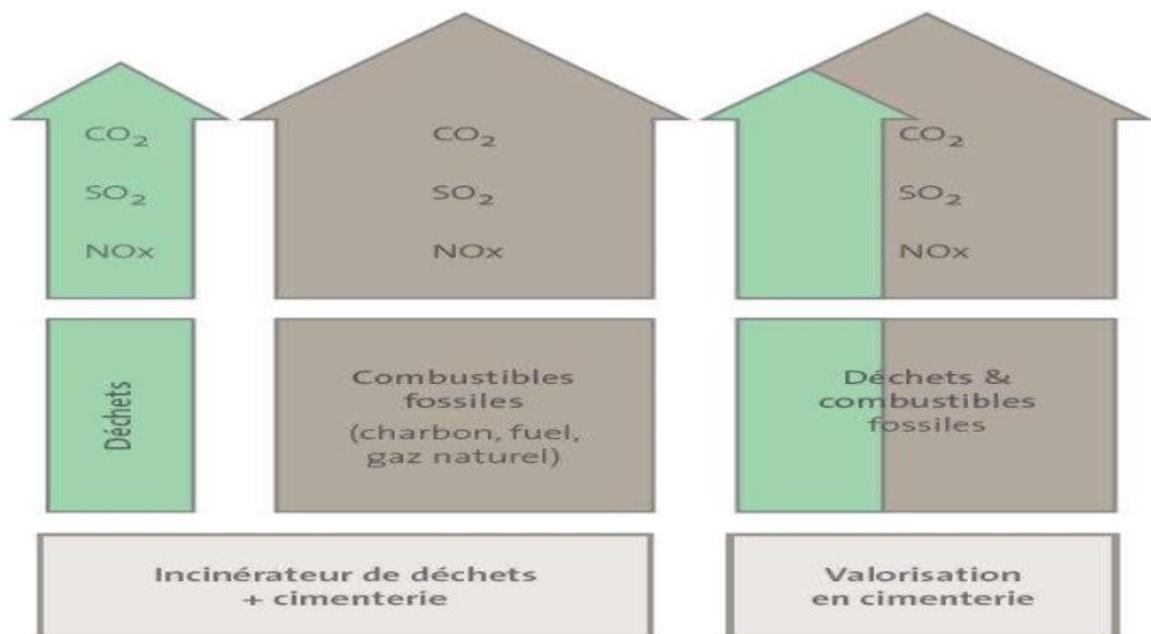


Figure 2. 5: Co-incinération et réduction des émissions atmosphériques globales [10]

En effet, comme la cimenterie brûle les déchets, son système d'épuration des fumées doit être le même avec les systèmes de traitement installés dans les incinérateurs dédiés aux déchets.

À titre d'exemple, le système d'épuration doit comprendre les éléments suivants :

- Filtre à manches pour piéger la poussière (particules solides)
- Système de réduction non catalytique sélective SNCR ou réduction catalytique sélective SCR pour les NO_x (traitement par l'ammoniaque NH₃).
- Système de contrôle des gaz acides (par voie sèche, semi-sèche ou humide)
- Adsorption sur charbon actif pour les polluants organiques et les métaux lourds

II.2.4 Impact sur la stabilité et la conduite de four

Les CA peuvent causer des dysfonctionnements dans le système du four tournant à ciment, et également affecter la matrice du clinker. Ces risques peuvent provenir des hétéroatomes (Cl, S, Zn, Fe, P), des métaux alcalins (K et Na,...) et de monoxyde de carbone CO. Comme les CA sont de nature organique, ils présentent une forte teneur en carbone.

La co-incinération des combustibles de substitution dans les fours à ciment engendre le dégagement d'une grande quantité du gaz de monoxyde de carbone (les pics de CO), ce qui va par la suite étouffer les flammes du four et de la tour de préchauffage, ou engendrer des explosions en cas d'absence d'un bon soufflage.

Le chlore et le soufre sont des hétéroatomes les plus actifs dans le four. Ils peuvent provenir de matières premières du ciment (farine) et/ou de combustibles (fossiles et alternatifs). Ces éléments, lorsqu'ils sont présents à l'entrée du four, peuvent former des composés qui, quand ils arrivent dans les zones très chaudes (zone de clinkérisation par exemple), se volatilisent et remontent sous forme gazeuse vers l'amont du four (zone froide), où ils se récondensent, et repartent vers les zones chaudes du four, formant ainsi un cycle des composés volatils dans le four (figure 2.6). Le risque majeur de ces gaz est le bouchage de l'entrée du four durant leurs condensations.

La présence de chlorures dans le ciment à des teneurs non maîtrisées augmente le risque de corrosion des armatures ou aciers dans le béton armé, et perturbe la prise, le durcissement et, en conclusion, les performances mécaniques du béton. Ainsi, la teneur en chlore doit être limitée à 0,1 % en masse dans le ciment, la norme NF EN 206-1 précise les teneurs maximales admissibles en Cl rapportées à la masse de ciment à 0,4 %. [10]

Le soufre et ses dérivés sont considérés comme des éléments pouvant conduire à l'instabilité du fonctionnement du système du four tournant. Le soufre est présent dans le four sous forme de SO₄ (ou SO₃), qui réagit avec des métaux alcalins (K, Na, Ca, ...) pour former les alcalis suivants : K₂SO₄, Na₂SO₄, Ca₂SO₄, 3K₂SO₄.Na₂SO₄, Ca₂SO₄. K₂SO₄. Ces derniers sont à la base du colmatage ou bouchage dans le système, plus précisément au niveau de cyclones. Le colmatage peut réduire le rendement de production de l'installation (car la section de passage de farine est réduite). Il peut également conduire à l'arrêt du four tournant, dans le cas d'accumulation importante de farine dans un des cyclones. [10]

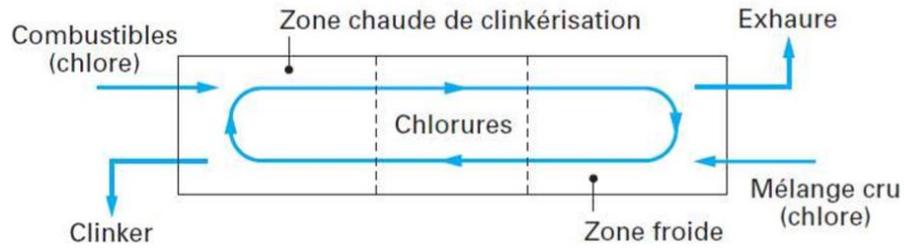


Figure 2. 6 : Circulation des chlorures dans le four tournant

II.3 Les combustibles de substitution

II.3.1 Types et propriétés

Les combustibles alternatifs sont des déchets qui ont une forte teneur en matière organique, dont les autorités visent à les utiliser comme une source d'énergie secondaire, dans le but d'éviter l'enfouissement technique au maximum. Les CA englobent deux types de déchets selon l'origine :

- Déchets organiques de nature synthétique : tels que les pneus déchiquetés, résidus de broyages automobiles, huiles usagées, solvants, plastiques, sciures imprégnées d'hydrocarbures... etc.
- Déchets organiques naturels : appelés biomasse (boues de stations d'épuration, farines et graisses animales, sciures de bois traités...). [11]

Les propriétés physico-chimiques des CA dépendent de l'origine, et de prétraitement mis en place pour transformer les déchets en combustibles de substitution. [8]

Le tableau 2.1 présente les propriétés physico-chimiques des CA [9]:

Tableau 2. 1: Les propriétés physico-chimiques des CA a analyser

Propriétés chimiques	Propriétés physiques
Teneur en carbone	Pouvoir calorifique
Teneur en hydrogène	Quantité de cendres
Teneur en azote	Humidité
Teneur en soufre	Granulométrie

Teneur en halogènes	Densité
Les éléments de traces métalliques	
Teneur en chlore	

Il est indispensable que les CA soient faciles à gérer, transporter, stocker et doser (facile à introduire dans la chaîne de traitement). Ils doivent être énergétiquement riches (PCI important), homogènes, inoffensif pour l'environnement et organique en principe (teneur minimale en cendres) [9] :

II.3.2 Les combustibles solides de récupération CSR

II.3.2.1 Définition

La production de CSR s'inscrit en complément de la valorisation matière, en cherchant à valoriser des déchets qui ne peuvent pas être recyclés « refus » issues des centres de tri et des traitements mécano-biologique. En présentant un pouvoir calorifique important et à cause de leurs compositions physico-chimiques, ces CSR donnent plusieurs avantages à une valorisation énergétique dans les installations d'incinération ou de la co-incinération [12]. Ces avantages sont la réduction de l'empreinte environnementale (Pouvoir de réchauffement global), la diversification du mix énergétique et l'alternative durable à l'enfouissement des déchets [13].

Le Comité européen de normalisation (CEN) les a définis dans un projet de norme EN 15359 comme étant « combustibles solides préparés à partir de déchets non dangereux destinés à être valorisés énergétiquement dans des installations d'incinération ou de co-incinération » [14].

II.3.2.1 Types

Théoriquement, les CSR peuvent être un mélange de n'importe quel déchet combustible (huiles usagées, pneus usés, sous-produits alimentaires, graisses, farines animales, solvants usagés, déchets de viscosité et de bois, boues d'épuration, fractions hautement calorifiques issues du traitement mécano-biologique (TMB) et/ou mécano-physique (TMP) ...etc.), et des fractions calorifiques de déchets ménagers et commerciaux [15], des résidus du recyclage de divers types de déchets [16], dont de certains déchets municipaux [17], les déchets plastiques, textiles, bois [18].

II.3.2.2 Production et classification

À partir de déchets non dangereux solides, et après extraction de la fraction recyclable, les CSR sont préparés de façon à permettre une valorisation énergétique performante en chaleur et/ou en électricité, en substitution d'énergie fossile. Ils sont stockables et se caractérisent par un potentiel énergétique relativement élevé (mesuré par le pouvoir calorifique inférieur (PCI). La teneur en polluants (halogénés, métaux lourds...), en humidité et leur granulométrie doivent être compatibles avec les procédés de valorisation énergétique, de traitement des fumées et avec les exigences réglementaires sur le devenir des cendres.

Les CSR peuvent être rangés en deux catégories en fonction de la provenance des déchets, on distingue :

- Les CSR de haute qualité (ou qualité cimentière) (PCI > 18 MJ/kg et teneur en chlore < 0,5 %),
- Les CSR de bonne qualité (PCI entre 12 et 18 MJ chlore < 1,5 %) qui seront destinés à des chaudières dédiées aux CSR [12]. Ils se présentent comme des poudres, « flocons » (éléments déchiquetés), comprimés en pellets ou en briquettes plus ou moins denses ou parfois comme des éléments grossiers, éventuellement livrés en balles [19].

La préparation de CSR nécessite en général diverses étapes qui sont en fonction de la nature et de la qualité des déchets utilisés, ainsi que de la qualité (spécifications) du CSR. Il y a d'autres spécifications peuvent être demandées par l'utilisateur portent sur la granulométrie, l'humidité, la teneur en cendres, la teneur en polluants (halogènes, métaux lourds, etc.) [12]. En 1987, moins de 5 % des combustibles fossiles des cimenteries allemandes avaient été remplacés par des CSR, ils étaient près de 62 % en 2015 [20].

II.3.3 Les boues d'épuration de STEP

II.3.3.1 Définition

Les boues d'épuration (urbaines ou industrielles) sont les principaux déchets produits par une station d'épuration à partir des effluents liquides. Ces sédiments résiduels de forme pâteuse sont surtout constitués de bactéries mortes et de matière organique minéralisée. Une installation moyenne produit environ un excès de 40 g de matière sèche par jour et par habitant [21].

II.3.3.2 Composition des boues

La composition exacte des boues varie en fonction de l'origine des eaux usées, de la période de l'année et du type de traitement et de conditionnement pratiqué dans la station d'épuration. Les boues résiduelles représentent avant tout une matière première composée de différents éléments (Matière organique, éléments fertilisants (N et P), d'éléments traces métalliques, d'éléments traces organiques et d'agents pathogènes) [22].

II.3.3.3 Types

a. Les boues primaires

Elles proviennent du décanteur primaire et correspondent en grande partie au piégeage de la pollution particulaire d'entrée. Dans le cas où la pollution colloïdale doit être piégée, l'ajout de réactifs chimiques (coagulants et floculant) est nécessaire.

b. Les boues secondaires (biologiques)

Les boues secondaires, ou biologiques, proviennent du traitement biologique qui est possible grâce aux micro-organismes épurateurs du milieu, essentiellement des bactéries. Sous l'effet des paramètres de fonctionnement retenus sur le réacteur biologique, les bactéries libres épuratrices du départ vont adopter une structure en floes. Ceux-ci sont de tailles différentes selon la charge massique retenue dans le système et de qualité différente (taux de MVS) selon la part d'auto oxydation de la biomasse, dépendante aussi de la charge massique et de la typologie des eaux d'entrée (fraction des MVS sur les MES). La formation de floes va faciliter la rétention par décantation de la biomasse au sein du clarificateur. Elles ont pour caractéristiques d'être peu favorables à la déshydratation, ce qui engendre des coûts supplémentaires pour l'épaississement, de qualité variable suivant les paramètres de fonctionnement fixés ou subis qui engendrent des siccités différentes [23].

c. Les boues tertiaires

Les boues tertiaires sont le plus souvent issues d'un traitement physico-chimique après un traitement biologique (d'où la notion de traitement tertiaire). Ce traitement tertiaire a pour principal objectif un rôle d'affinage du traitement. Il s'avère obligatoire derrière une boue activée lorsque les niveaux de rejets demandés sont très contraignants comme une teneur en MES inférieur à 20 mg MES/l, une teneur en phosphore inférieure à 1 mg Pt/l et une concentration en DCO inférieure à 60 mg/l. Elles sont le plus souvent obtenues par l'ajout de réactifs chimiques et elles sont aussi le plus souvent plus difficiles à déshydrater [23].

d. Les boues mixtes

Les boues mixtes correspondent au mélange des boues primaires et secondaires voir tertiaires. Leur aptitude à la concentration par rapport aux boues biologiques est améliorée lors d'ajout de boues primaires. En résumé, le schéma suivant (figure 2.7) représente les différentes étapes du traitement épuratoire de la file eau en lien avec les différents types de boues associées. [23]

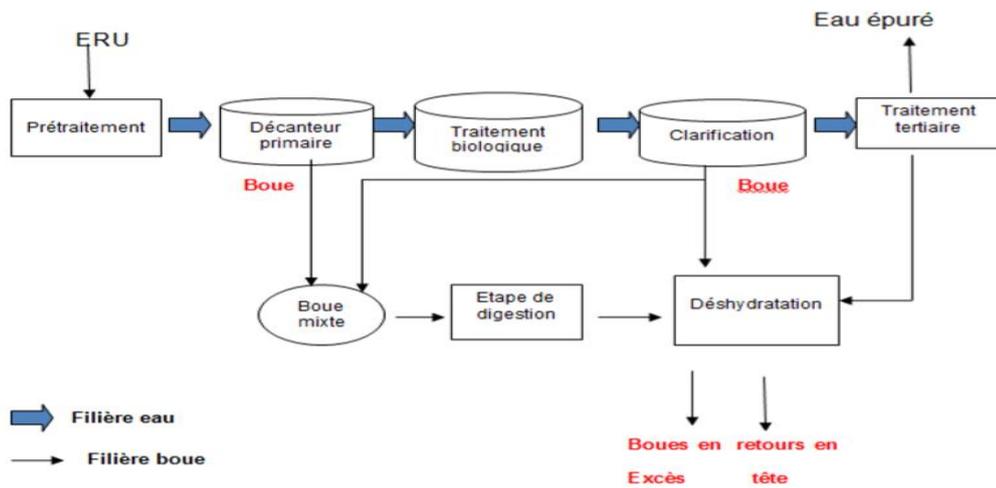


Figure 2. 7: Étapes de traitement d'une station d'épuration de boues

II.3.4 Les huiles usagées

II.3.4.1 Définition

L'huile usagée correspond exactement à ce que son nom implique, qu'elle soit à base de pétrole ou synthétique. Lors d'une utilisation normale, des impuretés telles que de la saleté, des résidus métalliques, des produits chimiques peuvent se mélanger à l'huile, de sorte qu'à terme, l'huile ne fonctionnera plus correctement. Finalement, cette huile usagée doit être remplacée par une huile vierge ou ré-raffinée pour que le travail soit effectué correctement. [24]

II.3.4.2 Types et provenance des huiles usagées

Les tableaux suivants donnent les types d'huiles usagées et leur provenance ainsi que la concentration maximale permise des différentes substances métalliques et autres.

Tableau 2. 2: Types et provenance des huiles usagées [25]

Provenance	Types des huiles usagées
<ul style="list-style-type: none"> • La grande industrie • Les petites entreprises urbaines, comme les garages et les stations-service • Secteurs agricoles et ruraux • Les particuliers faisant eux-mêmes la vidange d'huile de leur véhicule 	<ul style="list-style-type: none"> • Lubrifiants à moteur, • Les liquides hydrauliques, • Les liquides servant à travailler le métal, • Les fluides isolants et • Les liquides caloporteurs

Tableau 2. 3: propriétés et composition des huiles usagées utilisées à des fins énergétiques [25]

Substance	Concentration maximale permise (mg/kg ou %)	
	Équipement de combustion (de 3 à 10 MW)	Équipement de combustion (10 MW et plus)
Arsenic	5	5
Cadmium	2	2
Chrome	10	10
Plomb	50	100
Halogènes totaux	1000	1500
Biphényles polychlorés	3	50
Eau % vol (max)	20	20
Soufre % poids (max)	1,5	1,5
Point d'éclair °C (max)	38	38
Pouvoir calorifique kj/kg (min)	18500	18500

II.3.5 Acide sulfonique d'alkylbenzène linéaire (LABSA)

L'acide sulfonique d'alkylbenzène linéaire (LAS nom commercial) sont des classes des surfactants anioniques consistant en un groupe de tête sulfonâtes hydrophile et un groupe de queue alkylbenzène hydrophobe. La molécule LAS contient un cycle aromatique sulfoné en paraposition et lié à une chaîne alkyle linéaire en toute position sauf les atomes de carbone terminaux. La chaîne carbonée alkyle comprend typiquement 10 à 14 atomes de carbone et la linéarité des chaînes alkyle varie de 87 à 98 %. Bien que le LAS commercial se compose de plus de 20 composants individuels, le rapport des divers homologues et isomères, représentant différentes longueurs de chaîne alkyle et différentes positions de cycles aromatiques le long de la chaîne alkyle linéaire, est relativement constante dans les produits

actuellement fabriqués, le nombre de carbones moyen pondéré de la chaîne d'alkyle basée sur le volume de production par région entre 11,7 et 11,8. Le LAS est pris en charge en tant que catégorie en raison de la cohérence constante des mélanges, de leurs utilisations commerciales, de leur devenir et de leurs effets sur la santé et l'environnement.

Le LAS est le principal agent de nettoyage utilisé dans de nombreux détergents à lessive et nettoyeurs à des concentrations allant jusqu'à 25 % dans les produits de consommation et jusqu'à 30 % dans les produits commerciaux, à l'exception d'un produit signalé à 45 % sous forme solide concentrée, sous forme mécanique distribuée dans une solution diluée pour le lavage de la vaisselle.

Vu l'occurrence fréquente des artefacts systématiques dans phase de la fabrication de détergents au sein d'usine El-Hayat de Bouinane wilaya de Blida, dues soit aux problèmes des machines productrices ou de personnel, l'usine produit des rebuts qui sont classés comme des déchets dangereux, interdits d'être traités au niveau des stations de traitement de déchets ordinaire.

Ces déchets qui sont essentiellement des quantités de la substance LABSA, se transmettent à la cimenterie de Meftah pour effectuer le procédé de la co-incinération dans le four rotatif à ciment. [26]

II.3.5.1 Propriétés et caractéristiques

Le LAS est fabriqué à partir d'alkylbenzène linéaire (LAB) dans des systèmes. Le LAB est produit en faisant réagir des paraffines avec du benzène et un catalyseur et l'isolement du LAB par distillation. Le LAB est alors sulfoné, qui est ensuite neutralisé en sels de sodium de LAS. La figure 2.8 donne la formule structurelle du LABSA, substance organique solide à 20 °C et 1 atm et de Pureté 87-98%. [26]

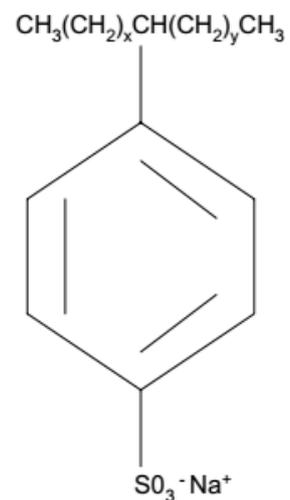
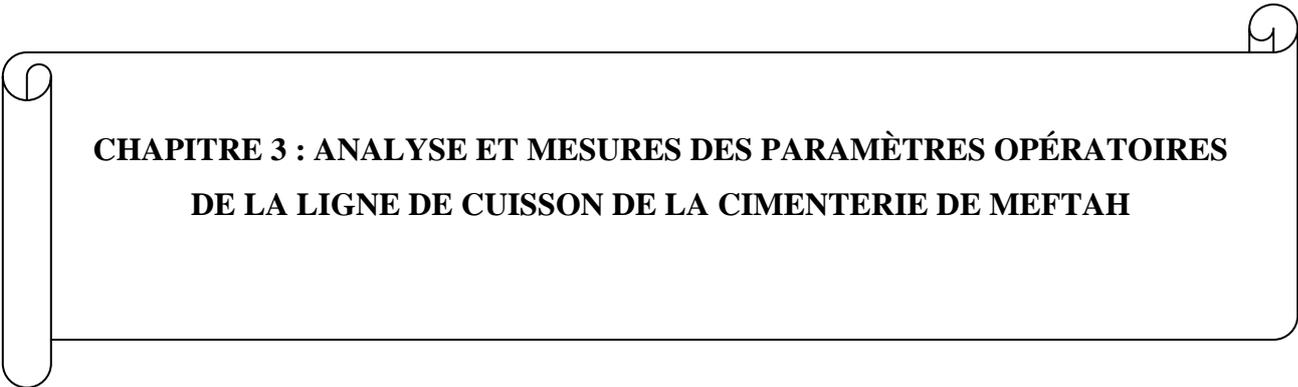


Figure 2. 8: Structure chimique de LABSA



**CHAPITRE 3 : ANALYSE ET MESURES DES PARAMÈTRES OPÉRATOIRES
DE LA LIGNE DE CUISSON DE LA CIMENTERIE DE MEFTAH**

III. ANALYSE ET MESURES DES PARAMÈTRES OPÉRATOIRES DE LA LIGNE DE CUISSON DE LA CIMENTERIE DE MEFTAH

La comptabilité des flux massiques et énergétiques des différents produits mis en jeu nécessite l'analyse de la matière, la mesure et le relevé sur site des données opératoires. Nous donnons ci-après les données opératoires fournies par le service de production pour la ligne de cuisson, incorporant dans le four le déchet combustible LABSA, relatives à la journée du 20 décembre 2018. De même, ces tableaux regroupent les paramètres opératoires en absence de la co-incinération relevés in situ le 7 mai 2019, au cours de notre stage.

III.1 Les paramètres opératoires de fonctionnement de la ligne de cuisson

Les paramètres opératoires d'une ligne de cuisson englobent toutes les données qui caractérisent les flux de matière solide et de gaz entrant et sortant du système de cuisson du clinker.

III.1.1 Air ambiant

L'air ambiant est le flux le plus important dans le procédé. Il est utilisé pour le refroidissement de clinker, pour la combustion dans le four et la tour de préchauffage, le transport de la farine et pour l'échange thermique par convection gaz-matière à travers toute la chaîne de cuisson. Les tableaux suivants donnent ses paramètres opératoires à différents niveaux du système.

Tableau 3. 1: Paramètres opératoires de l'air ambiant utilisé

Paramètres	Procédé sans co-incinération	Procédé avec co-incinération
T (°C)	19	16
% Humidité	78	84
%H ₂ O	1,7	1,5
%O ₂	20,64	20,69
%N ₂	77,66	77,82
Pouvoir Combustible (Nm ³ air /Nm ³ G.N)	10,20	10,18

Tableau 3. 2: Paramètres opératoires de l'air du Procédé

Air primaire	T (°C)	19	16
	Débit (Nm ³ /h)	9800	14500
Air secondaire	T (°C)	1050	1100
	Débit (Nm ³ /h)	129441	126 279
Air faux capot de chauffe	T (°C)	19	16
	Débit (Nm ³ /h)	6473	6315
Air transport farine	T (°C)	60	80
	Débit (Nm ³ /h)	3709	2900
Air refroidissement clinker	T (°C)	19	16
	Débit (Nm ³ /h)	331950	420000
Air Exhaure cheminée	T (°C)	170	75
	Débit (Nm ³ /h)	278 837	352 800
Air Faux concasseur	T (°C)	19	16
	Débit (Nm ³ /h)	76328	59079

III.1.2 Gaz four et préchauffeur à cyclones

Les gaz sortant du four et du préchauffeur, comportent les fumées humides de combustion, l'excès d'air, le CO₂ de la décarbonatation de la farine durant la cuisson, la vapeur d'eau issue de la farine soit par déshydratation ou séchage et l'air de transport de farine. Les paramètres opératoires de ces gaz sont regroupés dans le tableau 3.3.

III.1.3 Le gaz naturel de la ligne de cuisson de Meftah

La source principale d'énergie calorifique alimentant le four rotatif de la cimenterie SCMI est le gaz naturel. Il sert à approvisionner toute la chaîne de cuisson, à travers le brûleur principal du four et le brûleur secondaire de la tour de préchauffage. Le gaz utilisé est le gaz provenant de Hassi R'mel dont la composition chimique et les données opératoires sont données par les tableaux 3.4 et 3.5.

Tableau 3. 3: Paramètres opératoires Gaz four et préchauffeur à cyclones

Gaz	Les paramètres	Procédé sans co-incinération	Procédé avec co-incinération
Gaz sortie Four	T (°C)	1100	850
	Pression (mbar)	-2.4	- 4
	Analyse sec % O ₂	3.2	2,8
	CO ₂ décarbonatation (Nm ³ /h)	16 820,61	16749
	Fumées humides combustion (Nm ³ /h)	151 752	155965,5
	Excès d'air (Nm ³ /h)	22746	20190
Gaz sortie préchauffeur	T (°C)	354	353
	Pression (mbar)	-72	-70
	Analyse sec % O ₂	5.7	6,2
	Fumées humides combustion (Nm ³ /h)	208 880	221 232
	Excès d'air (Nm ³ /h)	62984	60871,5
	Air faux(Nm ³ /h)	65742	73 461

Tableau 3. 4: Composition du gaz naturel (% en volume) [3]

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀ n	C ₄ H ₁₀ iso	C ₅ H ₁₂ n	C ₅ H ₁₂ iso	C ₆ H ₁₄	CO ₂	N ₂	O ₂
83,50	6,90	2,10	0,33	0,53	0,12	0,14	0,11	0,21	5,85	0,19

Tableau 3. 5: Les paramètres opératoires du combustible (Gaz naturel)

Les paramètres	Procédé sans co-incinération	Procédé avec co-incinération
T (°C)	19	16
Pression (bars)	4.5	4,6
Masse volumique (kg /Nm ³)	0,841	0,841
PCS (kcal/ Nm ³)	9 275	9 275
PCI (kcal/ Nm ³)	8 455	8 455
Pouvoir fumigène (Nm ³ Gaz/Nm ³ G.N)	11,28	11,25
Débit de brûleur principal de Four (Nm ³ /h)	11965	12100
Débit Bruleur secondaire (Nm ³ /h)	2500	2800

III.1.4 Clinker

Le clinker est le produit du procédé de cuisson, il est nécessaire de le caractériser par ses paramètres physico-chimiques. Le tableau suivant donne ses paramètres opératoires relevés.

Tableau 3. 6: Paramètres opératoires du clinker

Les paramètres	Procédé sans co-incinération	Procédé avec co-incinération
C ₃ S (%)	57.76	56,4
C ₂ S (%)	17.84	13,2
C ₃ A (%)	8.24	8,54
C ₄ AF (%)	11.24	10,64
CaO _{libre} (%)	0.52	0,58
Production (t/h)	149	150
Température Capot de chauffe (°C)	/	1100
Température sortie refroidisseur (°C)	110	100

III.1.5 Farine Préchauffeur

Le procédé de cuisson transforme la farine crue en clinker, à partir d'un traitement thermique. La qualité et la quantité de farine reçue, influence d'une manière directe sur la

consommation énergétique. Le tableau suivant donne les caractéristiques de la farine reçue pour les deux cas étudiés.

Tableau 3. 7: Paramètres opératoires Farine Préchauffeur

Les paramètres	Procédé sans co-incinération	Procédé avec co-incinération
Température alimentation (°C)	50	80
% Humidité	0.7	0,75
Débit (t/h)	236	235
Perte au feu (PAF) (%)	35.13	35,3
PAF cyclone 4 (%)	14	14
Finesse (%Refus sur 90µm)	15.38	15,3
Débit Poussière sortie préchauffeur (t/h)	29,94	30
LSF Entrée four	99.69	98,5
MS	2.33	2,9
MAF	1.57	1,56
CaO (%)	42.65	-
MgO (%)	0.5	-

III.2 Le combustible alternatif LABSA

III.2.1 Analyse chimique de l'huile LABSA

Toutes les données d'analyses chimiques de l'huile LABSA, utilisé comme combustible alternatif en parallèle avec le gaz naturel sont fournies par le laboratoire d'analyses de la cimenterie de Meftah. Les données d'analyse fournies sont données aux tableaux suivants.

Tableau 3. 8 : Teneur en composés chimiques de LABSA et valeurs d'admission

Éléments	Valeurs (%)	Critère d'admission (%)
Soufre (S)	3,841	< 2 %
Chlore (Cl)	< 0,0002	< 2 %
Br + F + I	0,0081	< 1 %

Tableau 3.9. Teneurs en ETM et valeurs d'admission (Voir Annexe C)

Éléments	Valeurs en ppm	Critère d'admission en ppm
Cadmium (Cd)	46,1	0,0004
Mercurure (Hg)	< 1	< 10
Nickel (Ni)	35,4	0,001
Chrome (Cr)	25,1	0,001
Arsenic (Ar)	< 0,5	0,0002
Plomb (Pb)	22	0,0004
Zinc (Zn)	13	0,001
Cd + TI + Hg	48	< 100
As + Co + Ni + Se+ Te + Cr + Pb +Sb + Sn + V	344	< 2500

III.2.2 Mode d'injection de LABSA et paramètres opératoires

Pour la mise en œuvre d'une phase expérimentale de co-incinération de l'huile LABSA, l'alimentation a été effectuée par pompage d'une citerne de capacité 12000 m³ jusqu'à boîte à fumée. La cadence moyenne est de 0,362 m³/h pendant 6 h (tableau 3.10). La citerne d'huile et le point d'alimentation dans le four rotatif sont représentés en figure 3.1. Le tableau 3.11 donne les paramètres opératoires de cette substance, à son injection dans le four.

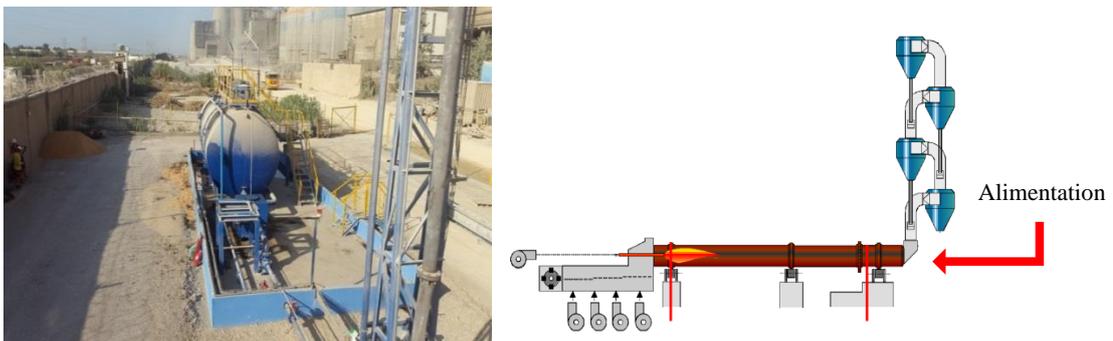


Figure 3. 1 : Mode d'injection du LABSA et alimentation du four

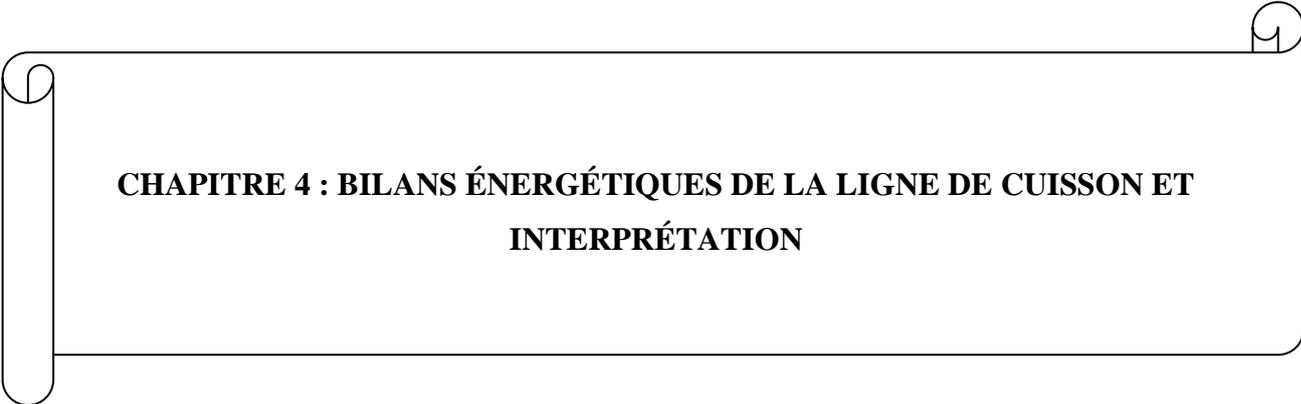
Tableau 3. 10: Paramètres opératoires de LABSA à l'alimentation du four

(Voir Annexe D)

Les paramètres	Valeur
T (°C)	16
%H ₂ O	74
%S	3.8
%Cl	< 0,0002
Débit (m ³ /h)	0,362
PCI (kcal/kg)	1746.36
PCS (kcal/kg)	1921,606
Point d'éclair (°C)	> 70
La masse volumique (kg/m ³)	1130
Forme	Liquide visqueux

Tableau 3. 11: Injection de LABSA en fonction du temps

Horaire	08 :00	09 :00	10 :00	11 :00	12 :00	13 :00	Moyenne
Débit (m ³ /h)	0,35	0,35	0,35	0,42	0,35	0,35	0.362
Quantité injectée de LABSA par rapport au clinker produit de 150 tonnes/h $m_{LABSA} = (0,362 \times 1,13) : 150 = 2,26 \frac{kg \text{ LABSA}}{tonne \text{ cl}}$ 150 : production horaire du clinker (t/h) 1.13: densité de LABSA (t/m ³) 0.362 : cadence moyenne d'injection de labsa (m ³ /h)							



**CHAPITRE 4 : BILANS ÉNERGÉTIQUES DE LA LIGNE DE CUISSON ET
INTERPRÉTATION**

IV. BILANS ÉNERGÉTIQUES DE LA LIGNE DE CUISSON ET INTERPRÉTATION

Ce chapitre est consacré à l'établissement des bilans massiques et thermiques de la ligne de cuisson du clinker de la cimenterie de Meftah, dans le but de vérifier la rentabilité énergétique du processus de co-incinération. Pour ce faire, une comparaison est dégagée entre les bilans énergétiques de la ligne de cuisson avec et sans incorporation du déchet combustible. Ainsi, nous présentons ci-après les principaux résultats et nous renvoyons à l'annexe (E) le détail de calcul.

IV.1 Bilan massique

Le bilan massique pour tous les procédés industriels est un moyen de quantification des flux de matières à l'entrée et à la sortie du système. Les flux de matières à l'entrée et à la sortie du système de cuisson du clinker, constitué par l'ensemble four, tour de préchauffage et refroidisseur sont représentés en figure 4.1 ci-dessous :

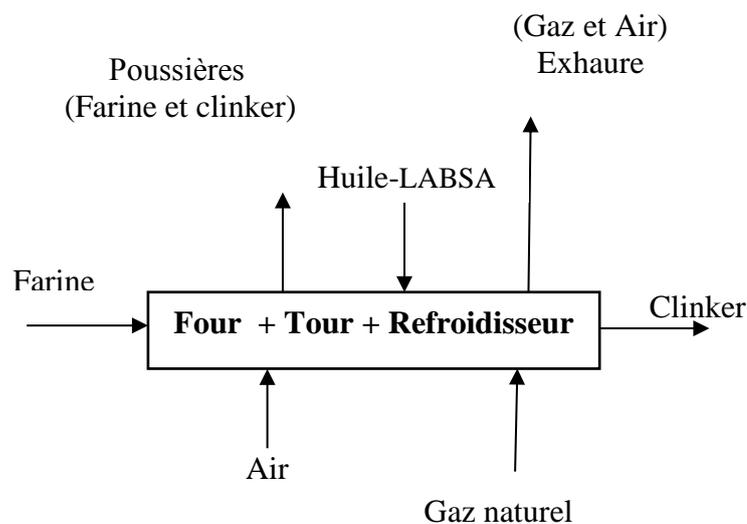


Figure 4.1: Bilan massique de la ligne de cuisson de clinker

Le bilan massique sur le solide s'exprime en débit spécifique rapporté à la tonne de clinker produite, soit kg/tonne clinker (kg/tcl). Par contre pour les gaz, il s'exprime en Nm³/tonne clinker (Nm³/tcl). Le Nm³ exprime le m³ aux conditions CNTP (P = 1 atm, T = 0 °C).

IV.1.1 Cuisson du clinker avec co-incinération

- **Air de combustion du gaz naturel (Brûleur principal)**

Le calcul théorique de combustion est basé sur les réactions chimiques d'oxydation ci-après des différents composés du gaz naturel. Le tableau 4.1 donne les volumes d'air consommés et les fumées humides dégagées pour la combustion de 1 Nm³ de gaz naturel. [3]

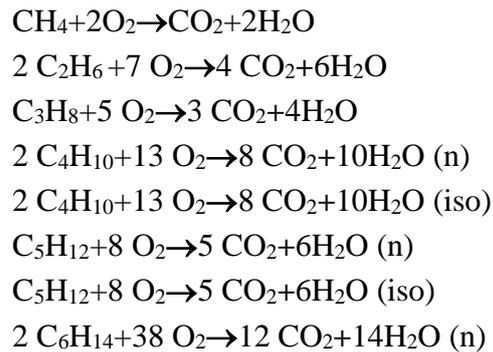


Tableau 4. 1: volumes des gaz de combustion (Gaz naturel)

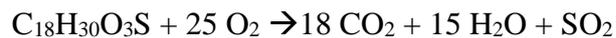
Composé	Volume (Nm ³)	Volume des gaz de combustion (Nm ³)			
		O ₂	CO ₂	H ₂ O	N ₂
CH ₄	0,8350	1,6700	0,8350	1,6700	
C ₂ H ₆	0,0690	0,2415	0,1380	0,2070	
C ₃ H ₈	0,021	0,1050	0,0630	0,0840	
C ₄ H ₁₀	0,0088	0,0572	0,0352	0,0440	
C ₅ H ₁₂	0,0023	0,0184	0,0115	0,0138	
C ₆ H ₁₄	0,0014	0,0133	0,0084	0,0098	
CO ₂	0,0021	-	0,0021	-	
N ₂	0,0585	-	-	-	0,0585
H ₂ O	0,0019	-	-	0,019	
Somme	1,000	2,1054	1,0932	2,0305	0,0585
Air	10,18	2,1054	-	0,1527	7,920

La combustion de 1 Nm³ gaz naturel nécessite 2,1054 Nm³ d'O₂ ce qui correspond à 10,18 Nm³ d'air/Nm³ de gaz naturel. Pour un débit de gaz naturel de 80,67 Nm³ de gaz naturel/tcl, on aura un débit d'air de **821,22 Nm³ d'air/tcl**.

Pour 1 Nm³ de gaz naturel, le volume des fumées humides est 11,25 Nm³, pour 80,67 Nm³/tcl de Gaz naturel on aura un débit volumique spécifique de **907,93 Nm³ de fumées humides/tcl.**

- **Air de combustion de LABSA**

1 mole de LABSA de masse molaire 0.32649 kg/mol, consomme 25 moles d'O₂, selon la réaction stœchiométrique d'oxydation :



Pour un débit spécifique de LABSA de 2,26 kg/tcl, on aura pour le débit spécifique d'air consommé :

$$(2,26) \div (0,326 5) \times (25 \times 0,022 4) \div 0,206 9 = \mathbf{18,75 Nm^3 d'air/tcl.}$$

L'injection de LABSA s'effectuant au niveau de la boîte à fumée, la quantité d'air nécessaire à sa combustion provient de l'excès d'air du brûleur principal.

Par voie similaire, le volume des fumées humides de la combustion de constituées de (vapeur d'H₂O + N₂) de l'air + (CO₂ + vapeur d'H₂O + SO₂) de réaction, soit :

Volume des Fumées humides = 2,79 + 2,63 + 0,155 + 14,59 = **20,17 Nm³ fumées humides/tcl**

- **Air secondaire au brûleur principal**

Volume d'excès d'air dans le four :

$$O_2\% = \frac{V_{O_2}}{V_{excès d'air sec} + CO_2 \text{ de décarbonatation} + Fumées de combustion sèches}$$

En supposant $\dot{V}_{excès d'air} = X$, avec Excès d'O₂ à la sortie de four = 2,8%, PAF à l'entrée du four = 14%, débit spécifique de la farine = 1,57 t de farine/tcl, on aura :

Volume CO₂ de décarbonatation dégagé dans le four = 1,57 × 0,14 = 219,33 kg CO₂/tcl = (219,33/0.044) × 0.0224 = **111,66 Nm³ CO₂/tcl**

La résolution de l'équation donne le volume d'excès d'air

$$2,8\% = \frac{0,2069 X}{0,985X + 111,66 + 749,355}$$

Excès d'air : 134,6 Nm³/t cl

Le bilan des gaz sur le four donne l'équation suivante :

$$\text{Gaz total de combustion} + \text{excé d'air} = \text{Air primaire} + \text{AS} + 5\% \text{AS} + \text{Gaz naturel (four)} + \text{Combustible alternatif (LABSA)}$$

En considérant un débit spécifique d'air primaire de 96,67 Nm³/t cl, un débit spécifique d'air secondaire noté AS et en supposant un débit d'air faux du capot de chauffe égal à 5 % AS [3], on aura AS= **841,86 Nm³/tcl** et Air faux capot de chauffe = **42,1 Nm³/t cl**.

- **Composition des fumées humides à la sortie du four**

Le tableau suivant donne le débit volumique des fumées humides à la sortie du four ainsi que leur composition :

Tableau 4. 2: Débit et Composition des gaz des fumées à l'entrée du préchauffeur

Calcul gaz de combustion	Combustible (gaz naturel)	Air de combustion			Volume des gaz				
		Débit (Nm ³ /t clinker)	O ₂	N ₂	H ₂ O	CO ₂	N ₂	H ₂ O	O ₂
Composition air 20,69% O ₂ ; 77,82% N ₂ 1,5% H ₂ O	80,67	169,84	638,9	12,31	88,19	643,63	176,12	0	0
	LABSA: 2,26 kg/t clinker	3,88	14,59	0,3	2,79	14,59	2,63	0	0,155
Calcul Fumées Totales	Déshydratation matière : 0 kg/t clinker				-	-	0	-	-
	Décarbonatation matière : 219,33 kg/t clinker Taux de décarbonatation : 14%				111,66	-	-	-	-
	Total Gaz humides : 1039,77 Nm ³ /t clinker Total Gaz séchés : 861,02 Nm ³ /t clinker				202,64	658,22	178,75	0	0,155
Calcul Fumées Réelles Humides	Analyse gaz secs: O ₂ = 2,8 % ; V _{O₂} = 27,85 Nm ³ /t clinker					104,75	2,02	27,85	
	Air total d'excès 134,6 Nm ³ /t clinker								
	Total gaz humides réels : 1174,37 Nm ³ /t clinker				202,64	762,97	180,77	27,85	0,155
	Composition gaz réel % humide				17,26	64,97	15,39	2,37	0,01

- **Air exhaure de refroidisseur**

Le bilan d'air sur le refroidisseur s'écrit

$$\text{Air refroidissement} + \text{Air faux concasseur} = \text{Air secondaire} + \text{Air exhaure}$$

En considérant un débit d'air exhaure quittant le refroidisseur égal à 66% [3] du débit spécifique de soufflage d'air de refroidissement de 3,59 Nm³/kg clinker, le débit d'air faux infiltré dans le concasseur du refroidisseur est de :

$$\text{Air faux concasseur} = 3587,72 - 841,86 - 3587,72 \times 0,66 = \mathbf{393,86 \text{ Nm}^3/\text{tcl}}$$

- **Gaz exhaure de préchauffeur et composition**

Le tableau suivant donne le débit volumique des fumées humides à la sortie du préchauffeur ainsi que leur composition. Le calcul tient compte de la perte au feu de la farine dans le préchauffeur égale à 35,3 – 14 = 21,3 %, correspondante au CO₂ de décarbonatation et à H₂O de déshydratation et de séchage de la farine crue d'une part, de l'air de transport de la farine et l'air parasite infiltré dans le système, et de la combustion du gaz naturel dans le brûleur aval d'autre part.

Tableau 4. 3: Composition des gaz de combustion à la sortie du préchauffeur

Calcul gaz combustion	Combustible (gaz naturel)	Air de combustion			Volume des gaz			
		O ₂	N ₂	H ₂ O	CO ₂	N ₂	H ₂ O	SO ₂
Composition air 20,69% O ₂ ; 77,82 % N ₂ et 1,5% H ₂ O	Débit (Nm ³ /t clinker)							
	21,47	45,2	170,05	3,28	23,47	171,3	46,87	0
Calcul Fumées Totales	Séchage de la farine : 11,78 kg/t clinker Taux d'humidité : 0,75% Déshydratation : 11,7 kg/tcl Taux d'eau : 3,5%				-	-	14,66	-
	Décarbonatation matière : 322,64 kg/tcl CO ₂ : 96,48% PAF% 21,3				164,25	-	-	-
	Total Gaz humides : 435,11 Nm ³ /t clinker Total Gaz séchés : 359,02 Nm ³ /t clinker				187,72	171,3	76,09	0
Calcul Fumées Réelles Humides	Analyse gaz secs: O ₂ = 6,2%; V _{O₂} = 83,96 Nm ³ /t clinker Air total d'excès : 405,81 Nm ³ /t clinker Total gaz humides réels : 840,92 Nm ³ /tcl				187,72	487,11	82,18	83,96
	Composition gaz réel % humide				22,32	57,93	9,77	9,98

- **Bilan massique global de la ligne de cuisson**

Le bilan massique global de la ligne de cuisson avec co-incinération est donné ci-après (figure 4.2)

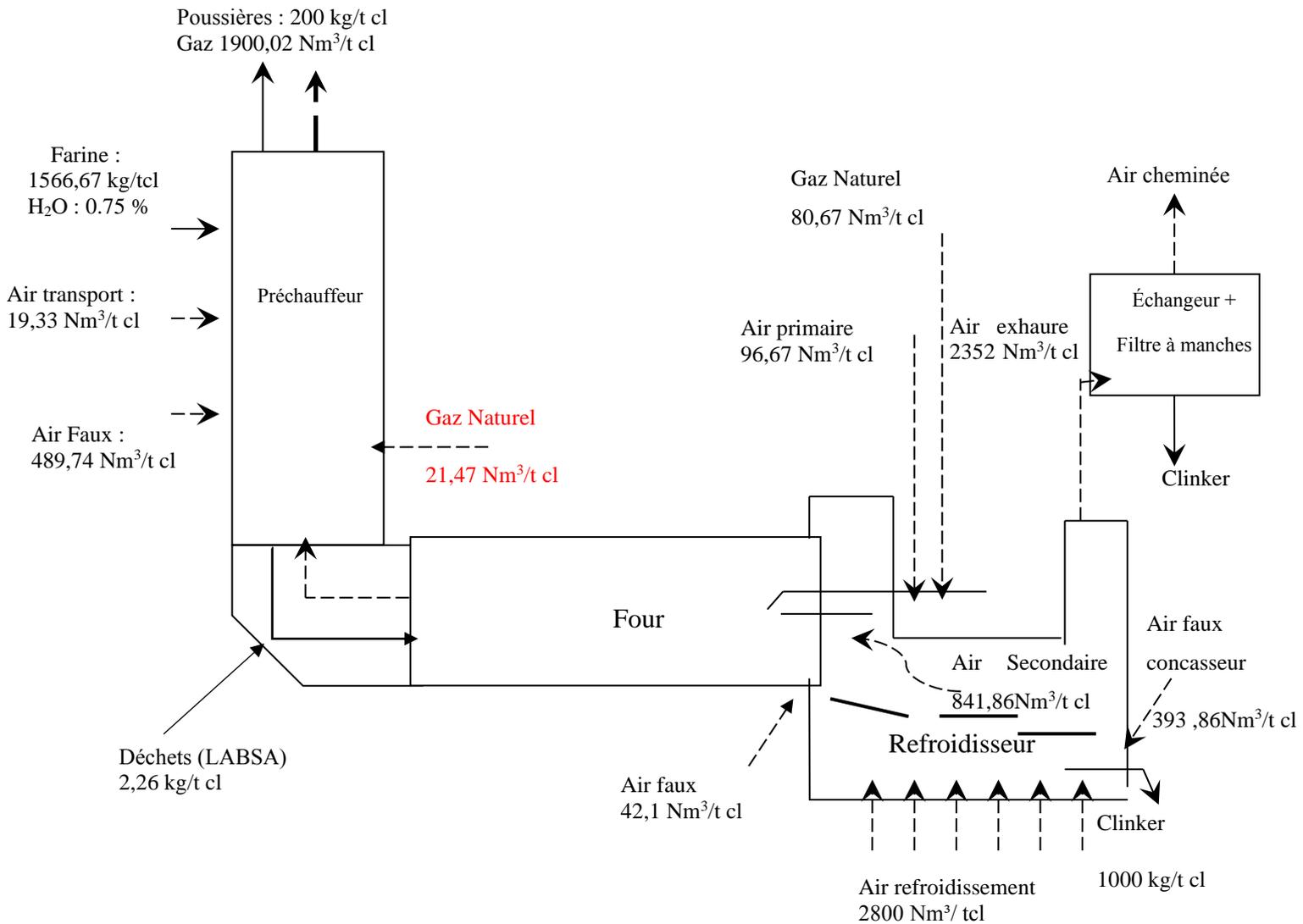


Figure 4. 2: Bilan massique global de la ligne de cuisson du clinker avec Co incinération

IV.1.2 Cuisson du clinker sans Co-incinération

- **Bilan massique global de la ligne de cuisson**

Par voie de calcul similaire au précédent, le bilan massique global de la ligne de cuisson sans co-incinération est représenté en (figure 4.3) suivante :

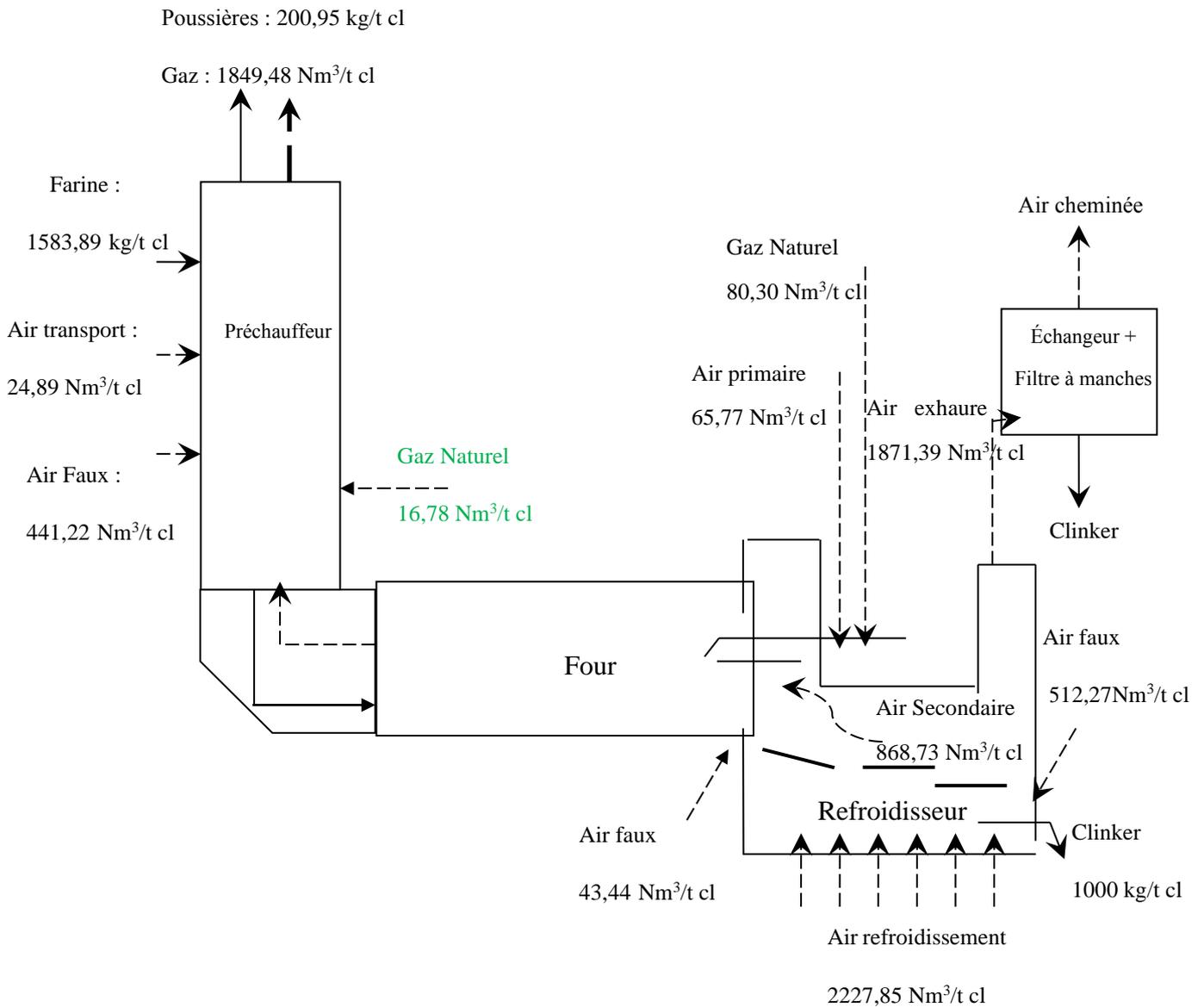


Figure 4. 3: Bilan massique global de la ligne de cuisson du clinker sans Co incinération

IV.2 Bilan thermique

IV.2.1 Ligne de cuisson avec co-incinération

- **Combustion de gaz naturel aux brûleurs principal et amont :**

Pour les combustibles caractérisés par leur PCI on utilise l'équation suivante :

$$\dot{Q} = \dot{M} \cdot PCI$$

- PCI : pouvoir calorifique inférieur en Kcal/kg
- \dot{Q} : quantité de chaleur spécifique en Kcal/kg cl
- \dot{M} : débit massique spécifique en kg/kg cl

- **Combustion de l'huile LABSA**

Le Pouvoir calorifique inférieur PCI est déduit de l'équation suivante

$$PCS = PCI + \text{la chaleur latente d'évaporation d'eau}$$

Soit $PCI = 1924 - 407,18 = 1516,82 \text{ kcal/kg}$

Pour les autres flux de matière solide et gaz, leur chaleur sensible est calculée par l'équation

$$d\dot{Q} = \dot{M} \cdot Cp \cdot dT$$

$$\dot{Q} = \dot{M} \int_{T_0}^T Cp dT = \dot{M} \cdot Cp \cdot (T - T_0)$$

- \dot{Q} : quantité de chaleur spécifique en Kcal/kg cl
- \dot{M} : débit massique spécifique en kg/kg cl
- Cp : capacité calorifique en kcal/°C. kg
- T₀ : Température de référence du milieu ambiant en °C

- **Chaleur de cuisson du clinker**

Dans ce calcul, la chaleur totale de cuisson ou de clinkérisation de la farine crue est prise égale à **423,02 kcal/kg clinker**. [3]

- **Bilan thermique global**

Le calcul des différents flux de chaleur à l'entrée et à la sortie donne le bilan thermique global du système (tableau 4.4). La figure 4.4 donne la répartition et la part des différents flux de chaleur.

Tableau 4. 4: Bilan thermique global de la ligne de cuisson

	Désignation des flux de chaleur	Entrées (kcal/kg clinker)	Sorties (kcal/kg clinker)
Entrees	Combustion gaz naturel (brûleur principal)	676,4	-
	Combustion gaz naturel (brûleur amont)	169,1	-
	Combustion déchet alternatif (LABSA)	3,43	-
	Chaleur sensible farine	20,24	-
	Chaleur sensible humidité farine	0,75	-
	Chaleur sensible air de transport	0,4	-
Sorties	Chaleur de cuisson	-	423,02
	Chaleur sensible clinker sortie refroidisseur	-	18,48
	Chaleur sensible gaz exhaure préchauffeur	-	217,7
	Chaleur latente humidité farine	-	6,48
	Chaleur poussières sortie préchauffeur	-	13,68
	Chaleur air exhaure cheminée	-	45,75
	Pertes thermiques	-	145,21
	Total	870,32	870,32

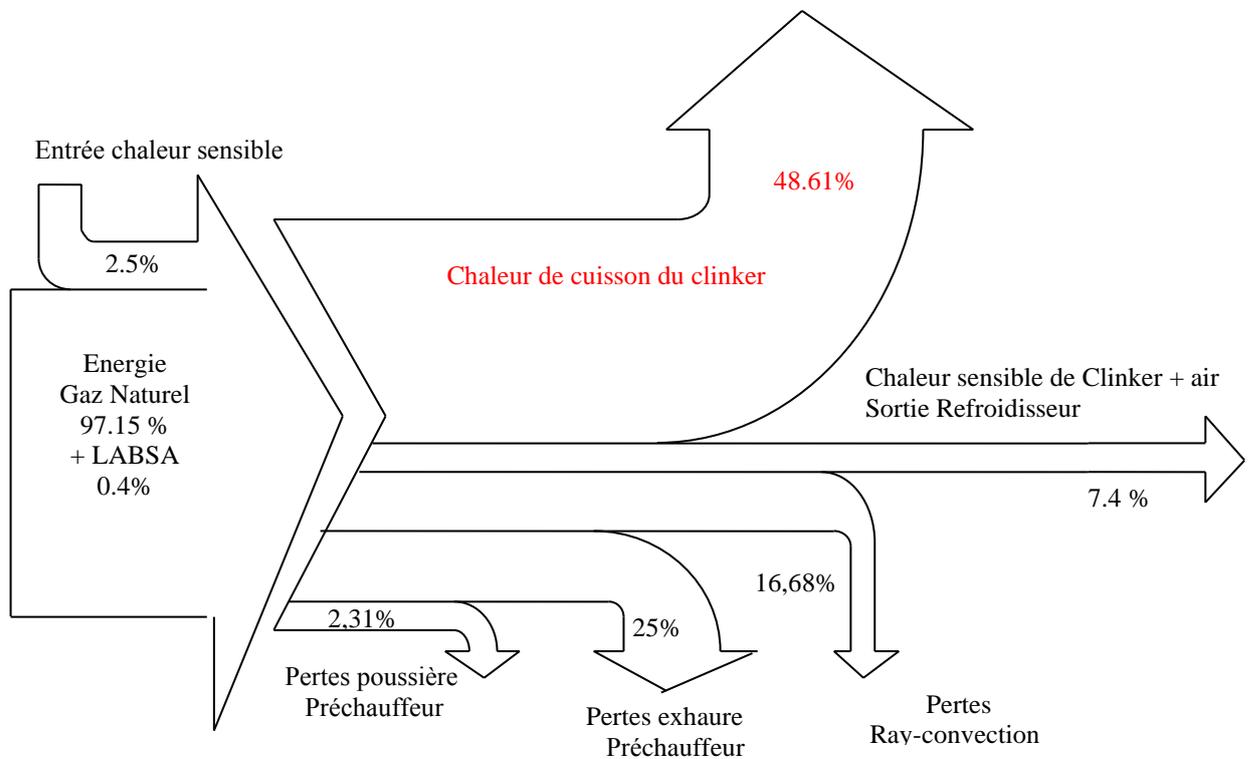


Figure 4. 4: Bilan thermique global de la ligne de cuisson du clinker avec co-incinération

IV.2.2 Ligne de cuisson sans co-incinération

En suivant la même méthode de calcul ci-dessus, le bilan thermique de la ligne de cuisson sans co-incinération est donné par le tableau 4.5 et la figure 4.5 suivante

Tableau 4. 5: Bilan thermique global de la ligne de cuisson

	Désignation des flux de chaleur	Entrées (kcal/kg clinker)	Sorties (kcal/kg clinker)
Entrees	Combustion gaz naturel (brûleur principal)	676,4	-
	Combustion gaz naturel (brûleur amont)	135,28	-
	Chaleur sensible farine	13,06	-
	Chaleur sensible humidité farine	0,45	-
	Chaleur sensible air de transport	0,34	-
Sorties	Chaleur de cuisson	-	423,02
	Chaleur sensible clinker sortie refroidisseur	-	20,02
	Chaleur sensible gaz exhaure préchauffeur	-	210,72
	Chaleur latente humidité farine	-	6,09
	Chaleur poussières sortie préchauffeur	-	13,6
	Chaleur air exhaure cheminée	-	93,18
	Pertes thermiques	-	58,9
	Total	825,53	825,53

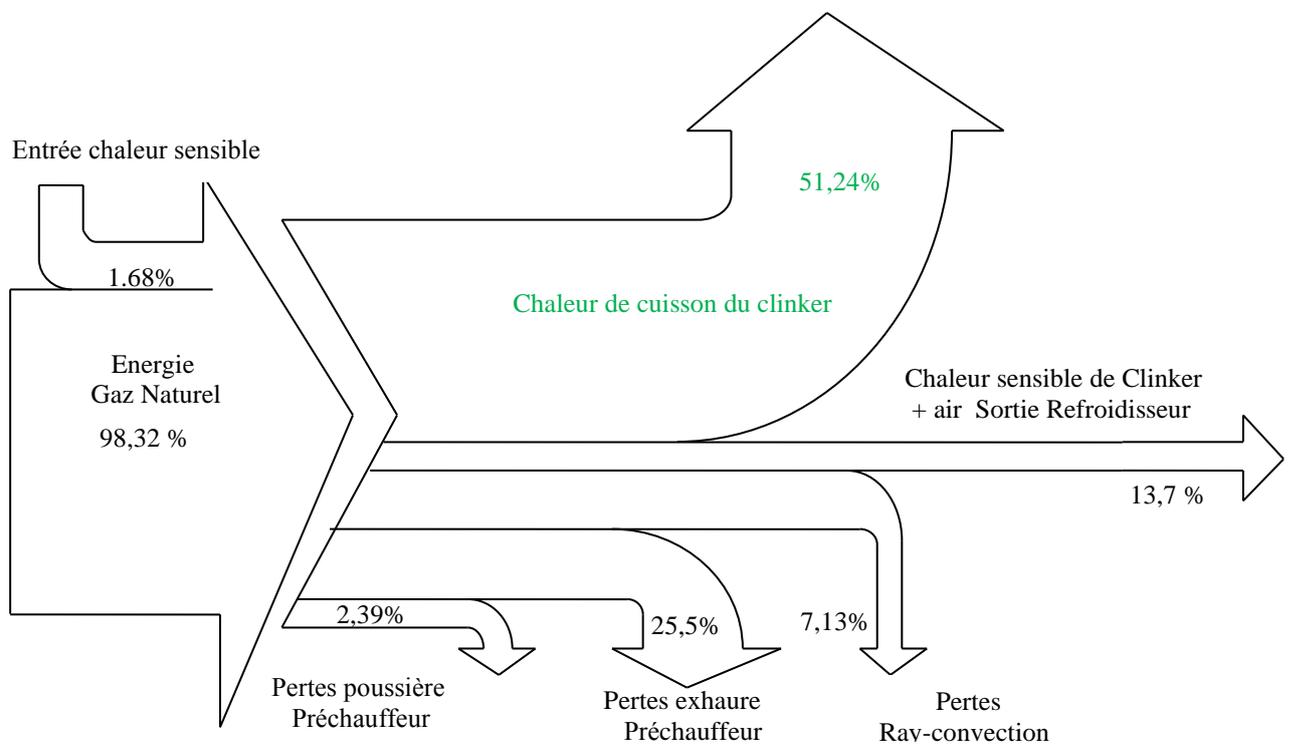


Figure 4. 5: Bilan thermique global de la ligne de cuisson du clinker sans co-incinération

IV.3 Rendement énergétique η

Le rendement énergétique du processus de cuisson du clinker est défini par le rapport :

$$\eta = \dot{Q}_{\text{utile}} / \dot{Q}_{\text{fourni}}$$

\dot{Q}_{utile} : chaleur de cuisson en kcal/kg clinker

\dot{Q}_{fourni} : l'ensemble des flux de chaleur à l'entrée du système (chaleur combustion gaz naturel brûleur principal + brûleur amont) + Combustion déchet alternatif (LABSA) + Chaleur sensible farine + Chaleur sensible humidité farine + Chaleur sensible air de transport).

Selon les bilans thermiques, les rendements énergétiques sont respectivement de **48,61 %** et **52,24 %** pour les lignes de cuisson avec co-incinération et sans co-incinération.

IV.4 Interprétation des résultats

À partir des résultats obtenus lors d'élaboration des bilans massique et thermique de la ligne de cuisson, on a remarqué le désavantage énergétique de la co-incinération sur le système de cuisson. Les rendements énergétiques sans et avec co-incinération sont respectivement de 52,24 % et 48,61 %. Ceci peut être expliqué, au cours du procédé de la co-incinération, le combustible alternatif LABSA, et par sa nature, consomme 18,77 Nm³ d'air/tcl, pour s'oxyder entièrement, ce qui exige un approvisionnement additionnel d'air pour assurer la combustion.

L'air ambiant additionnel utilisé pour l'huile LABSA a besoin davantage de l'énergie pour s'échauffer, afin d'atteindre l'équilibre thermique avec l'air présent déjà dans le système. Ceci conduira à une surconsommation calorifique du gaz naturel au niveau du brûleur amont, durant la co-incinération de 33,82 Kcal/tcl pour maintenir sa flamme à la température désirée pour le processus.

CONCLUSION GÉNÉRALE

Ce travail a été réalisé au niveau de la cimenterie SCMI de Meftah, situé dans la Wilaya de Blida. Durant notre stage pratique d'une durée de deux mois dans ce site industriel, nous avons pu comprendre et acquérir des compétences dans le processus industriel de cuisson du clinker à ciment.

L'objectif de ce travail étant d'analyser la consommation énergétique de la ligne de cuisson de clinker, avec et sans co-incinération de déchet combustible, la comparaison des résultats obtenus pour les deux bilans thermiques sert à vérifier le rendement énergétique de la co-incinération de l'huile usagée LABSA.

À travers les résultats dégagés, nous avons pu constater que cette technique de diagnostic énergétique industriel est très importante, en tant qu'outil de prise de décision concernant les avantages et les inconvénients des différentes techniques de co-incinération proposées pour une ligne de cuisson de clinker. Elle permet de donner une image claire sur la consommation énergétique spécifique pour la production de clinker.

L'analyse énergétique a dénoté une surconsommation énergétique du gaz naturel au niveau de brûleur amont, due à l'air additionnel nécessaire pour la combustion de LABSA, ce qui a influencé négativement sur le rendement énergétique η de la ligne de cuisson de clinker.

L'étude présentée dans ce mémoire se situe dans un domaine d'actualité, de nouvelles idées peuvent être proposées et suggérées pour la continuation de l'avancement de ce travail, telles que :

- La proposition d'un mix énergétique des combustibles alternatifs plus performants en matière de PCI pour donner plus d'énergie, ce qui va couvrir le problème d'air introduit (LABSA + huiles usagées ou la boue de papier par exemple).
- Étude d'impact environnemental de la co-incinération des déchets, pour donner une force à la proposition de l'incorporation de cette démarche dans notre industrie.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

1. Athali, A. L'Algérie génère plus de 12 millions de tonnes/an de déchets ménagers. Février 2, 2017; <https://www.algerie1.com/societe/l-algerie-genere-plus-de-12-millions-de-tonnes-an-de-dechets-menagers>.
2. planetoscope. La production mondiale de ciment., 2019; <https://www.planetoscope.com/matieres-premieres/1708-production-mondiale-de-ciment.html>.
3. Djamel, T., Modélisation des dégradations d'énergie dans l'industrie du ciment Approches industrielle et de laboratoire, in FACULTE DE GENIE MECANIQUE ET GENIE DES PROCEDES 2006, USTHB: ALGER.
4. Mohr, M. Energy efficiency in cement manufacture. 2014; https://www.vdz-online.de/en/cement-industry/energy-consumption/energy-efficiency/?fbclid=IwAR24o09uZNAncVi2jBenwh0suzeQk3Bepv9PwYEjtbK8_t1mWZYfMbfkTt0.
5. Red web 2. seminaire international sur la co incineration des dechets dans les fours de cimenterie. juin 27, 2018; <http://www.umc.edu.dz/index.php/fr/component/k2/item/1692-seminaire-international-sur-la-co-incineration-des-dechets-dans-les-fours-de-cimenterie>.
6. patriotique, a. gica nouveau procede de traitement dechets de cimenterie juillet 3, 2018; <https://www.algeriepatriotique.com/2018/07/03/gica-nouveau-procede-de-traitement-dechets-de-cimenterie/>
7. Mansour, T. BLIDA - Cimenterie de Meftah : une production record. 2015; https://www.djazairess.com/fr/lqo/5219962?fbclid=IwAR33_UrW5WXOj4Fbebj3E_3G00larwtvSN4Vz_qhvA8ZmLXXolqCU9nWZcE.
8. CEMENT, L., CEMENT PROCESS ENGINEERING VADE-MECUM. Vol. CHAPITRE 2-2, alternative fuel. version 2010.
9. Franke, M., Thermal Waste Treatment and Utilization June, 2018: Fraunhofer Institute for Environmental Safety and Energy Technology. p. Lecture-part 1/5, slide 5.
10. BISULANDU, B.-J.R.M., Modélisation de l'apport d'énergie par combustibles alternatifs dans les fours tournants de production de ciment, 2018, École doctorale sciences exactes et leurs applications (Pau, Pyrénées Atlantiques) . p. page 08-10-12-14.
11. Wallonie, F.I.-E., La Co-incinération des déchets en cimenteries Analyse critique d'Inter Environnement Wallonie. 2007.
12. ADEME. Combustibles solides de récupération. Décembre 01, 2018; <https://www.ademe.fr/expertises/dechets/passer-a-laction/valorisation-energetique/dossier/combustibles-solides-recuperation/preparation-combustibles-solides-recuperation>.

13. Les CSR permettent de valoriser une fraction importante des déchets ménagers ou industriels banals. 01/12/2018; <https://www.veolia.com/fr/solution/combustibles-solides-recuperation>
14. Solid recovered fuels – Specifications and classes 2018.
15. Production, S.R.L.K.E., Quality and Quality Assurance of Refuse Derived Fuel (RDF). Waste Management, 2013(33 (9)): p. 1825 – 1834.
16. Hansan M.H, H.Q.A., Development of the refuse-derived fuel (RDF) production methodology & analysis of different characteristics, (2016), Bangladesh University of Engineering and Technology.
17. Gallardo, A., Carlos, M., Bovea, M. D., Colomer, F. J., Albarrán, F, Analysis of refuse - derived fuel from t he municipal solid waste reject fraction and its compliance with quality standards. Journal of Cleaner Production, (83 (2014)): p. 118 – 125.
18. Punin W, M.S., Punlek C.J, The feasib ility of converting solid waste into refuse-derived fuel 5 via mechanical biological treatment process. Journal of Material Cycles and Waste Management, (2014)(16 (4)): p. 753 - 762.
19. Combustibles Solides de Récupération, état des lieux et perspectives Etude RECORD 2008
20. Verein Deutscher Zementwerke e.V. ou VDZ, basée à Düsseldorf. 2018.
21. F.Ladjel , S., bouchefer, « Exploitation d'une station d'épuration à boue activées », 2004, Centre de Formation au Métier d'Assainissement (CFMA boumerdes). p. niveau 1 et 2.
22. AMIR, S., contribution à la valorisation de boues de stations d'épuration sur compostage : devenir des micropolluants métalliques et organiques et bilan humique du compost, INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE TOULOUSE.
23. J.P.Canler-J.M.Perret, La réduction de boues par voie biologique par le procédé MycET, in Département Ecotechnologie2013: Lyon.
24. Agency, U.S.E.P. Fevrier 21,2016;
<https://archive.epa.gov/wastes/conservation/materials/usedoil/web/html/index.html>.
25. Bourque, C. Les huiles usagées Fiches informatives janvier 2010.
26. Linear Alkyl Benzene Sulfonic Acid Properties. 2019 05/09;
<https://www.worldofchemicals.com/chemicals/chemical-properties/linear-alkyl-benzene-sulfonic-acid.html?fbclid=IwAR0Dm3K1YsTf3Lx6IKZmXSWyfft1y0whMEqNctoCTo6SDZ4yGw6YQd9VYhg>.

Annexe A

DIRECTIVE 2000/76/CE DU PARLEMENT EUROPÉEN ET DU CONSEIL

2000L0076 — FR — 11.12.2008 — 001.001 —

▼B

DIRECTIVE 2000/76/CE DU PARLEMENT EUROPÉEN ET DU CONSEIL

du 4 décembre 2000

sur l'incinération des déchets

LE PARLEMENT EUROPÉEN ET LE CONSEIL DE L'UNION EURO-
PÉENNE,

vu le traité instituant la Communauté européenne, et notamment son
article 175, paragraphe 1,

vu la proposition de la Commission ⁽¹⁾,

vu l'avis du Comité économique et social ⁽²⁾,

vu l'avis du Comité des régions ⁽³⁾,

statuant conformément à la procédure visée à l'article 251 du traité ⁽⁴⁾,
au vu du projet commun approuvé le 11 octobre 2000 par le comité de
conciliation,

considérant ce qui suit:

- (1) L'un des objectifs du cinquième programme communautaire de politique et d'action en matière d'environnement et de développement durable «vers un développement soutenable», complété par la décision n^o 2179/98/CE concernant son réexamen ⁽⁵⁾, consiste à ne pas dépasser les charges et les seuils critiques de certaines substances polluantes, telles que les oxydes d'azote (NO_x), le dioxyde de soufre (SO₂), les métaux lourds et les dioxines, tandis qu'en termes de qualité de l'air, l'objectif est d'assurer la protection effective de toute personne contre les risques sanitaires identifiés et liés à la pollution atmosphérique. Le même programme vise par ailleurs à réduire de 90 % les émissions de dioxines provenant des sources identifiées d'ici l'an 2005 (niveau 1985) et à réduire de 70 % au moins les émissions de cadmium (Cd), de mercure (Hg) et de plomb (Pb), en provenance de toutes les sources en 1995.
- (2) Le protocole sur les substances polluantes organiques persistantes signé par la Communauté dans le cadre de la convention relative à la pollution atmosphérique transfrontière à longue distance, élaborée par la Commission économique pour l'Europe des Nations unies, fixe la valeur limite juridiquement obligatoire pour les émissions de dioxines et de furannes à 0,1 ng/m³ TE (Toxicity Equivalents) pour les installations où l'on incinère plus de trois tonnes de déchets municipaux solides par heure, à 0,5 ng/m³ TE pour les installations où l'on incinère plus d'une tonne de déchets d'origine médicale par heure, et à 0,2 ng/m³ TE pour celles où l'on incinère plus d'une tonne de déchets dangereux par heure.

⁽¹⁾ JO C 13 du 17.1.1998, p. 6 et

JO C 372 du 2.12.1998, p. 11.

⁽²⁾ JO C 116 du 28.4.1999, p. 40.

⁽³⁾ JO C 198 du 14.7.1999, p. 37.

⁽⁴⁾ Avis du Parlement européen du 14 avril 1999 (JO C 219 du 30.7.1999, p. 249), position commune du Conseil du 25 novembre 1999 (JO C 25 du 28.1.2000, p. 17) et décision du Parlement européen du 15 mars 2000 (non encore parue au Journal officiel). Décision du Parlement européen du 16 novembre 2000 et décision du Conseil du 20 novembre 2000.

⁽⁵⁾ JO C 138 du 17.5.1993, p. 1 et

JO L 275 du 10.10.1998, p. 1.

▼B

- (3) Le protocole sur les métaux lourds signé par la Communauté dans le cadre de la convention relative à la pollution atmosphérique transfrontière à longue distance, élaborée par la Commission économique pour l'Europe des Nations unies, fixe la valeur limite juridiquement obligatoire à 10 mg/m³ pour les émissions de particules résultant de l'incinération de déchets d'origine médicale et de déchets dangereux, à 0,05 mg/m³ pour les émissions de mercure résultant de l'incinération de déchets dangereux et à 0,08 mg/m³ pour les émissions de mercure résultant de l'incinération des déchets municipaux.
- (4) Le Centre international de recherche sur le cancer et l'Organisation mondiale de la santé indiquent que certains hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) sont cancérigènes. Par conséquent, les États membres peuvent fixer des limites aux émissions de HAP, parmi d'autres polluants.
- (5) Conformément aux principes de subsidiarité et de proportionnalité visés à l'article 5 du traité, il est nécessaire d'entreprendre des actions au niveau de la Communauté. Le principe de précaution fournit la base permettant de prendre des mesures ultérieures. La présente directive se limite à fixer les exigences minimales auxquelles doivent satisfaire les installations d'incinération et de coïncinération.
- (6) En outre, l'article 174 prévoit que la politique de la Communauté dans le domaine de l'environnement contribue à la protection de la santé des personnes.
- (7) Dès lors, un haut niveau de protection de l'environnement et de la santé humaine nécessite la fixation et le maintien de conditions d'exploitation, d'exigences techniques et de valeurs limites d'émission strictes dans les installations d'incinération ou de coïncinération de déchets au sein de la Communauté. Ces valeurs limites devraient prévenir ou limiter dans toute la mesure du possible l'impact négatif sur l'environnement et les risques qui en résultent pour la santé humaine.
- (8) La communication de la Commission concernant le réexamen de la stratégie communautaire en matière de gestion des déchets place la prévention en tête de ses priorités, suivie par la réutilisation et la valorisation, et en dernier lieu par l'élimination sans danger des déchets. Dans sa résolution du 24 février 1997 sur une stratégie communautaire pour la gestion des déchets⁽¹⁾, le Conseil a réaffirmé sa conviction que la prévention visant à réduire la production de déchets et les propriétés dangereuses de ceux-ci devrait être la première priorité de toute politique rationnelle en matière de déchets.
- (9) Dans sa résolution du 24 février 1997, le Conseil insiste également sur le fait qu'il importe de pouvoir disposer de critères communautaires concernant l'utilisation des déchets, qu'il est nécessaire de pouvoir appliquer des normes d'émission appropriées aux installations d'incinération, qu'il faut prévoir des mesures de surveillance pour les installations d'incinération existantes, et que la Commission doit entreprendre des travaux en vue de modifier la législation communautaire relative à l'incinération de déchets avec valorisation énergétique pour prévenir les transports à grande échelle de déchets destinés à l'incinération ou à la coïncinération dans la Communauté.
- (10) Il est nécessaire que toutes les installations d'incinération ou de coïncinération de déchets soient soumises à des règles strictes pour éviter les mouvements transfrontaliers de déchets vers des installations qui peuvent fonctionner à moindre coût parce qu'elles ne doivent pas respecter des normes environnementales aussi strictes.

(1) JO C 76 du 11.3.1997, p. 1.

Annexe B

Journal officiel de la république algérienne n° 81

7 Dhou El Kaada 1425
19 décembre 2004

JOURNAL OFFICIEL DE LA REPUBLIQUE ALGERIENNE N° 81

5

CHAPITRE IV

DES DISPOSITIONS FINALES

Art. 22. — Les modalités de transports maritimes et ferroviaires nationaux des déchets spéciaux dangereux sont fixées par arrêté conjoint des ministres chargés de la défense nationale, de l'intérieur, de l'environnement et des transports.

Art. 23. — Le présent décret sera publié au *Journal officiel* de la République algérienne démocratique et populaire.

Fait à Alger, le 2 Dhou El Kaada 1425 correspondant au 14 décembre 2004.

Ahmed OUYAHIA.



Décret exécutif n° 04-410 du 2 Dhou El Kaada 1425 correspondant au 14 décembre 2004 fixant les règles générales d'aménagement et d'exploitation des installations de traitement des déchets et les conditions d'admission de ces déchets au niveau de ces installations.

Le Chef du Gouvernement,

Sur le rapport du ministre de l'aménagement du territoire et de l'environnement,

Vu la Constitution, notamment ses articles 85-4° et 125 (alinéa 2) ;

Vu la loi n° 01-19 du 27 Ramadhan 1422 correspondant au 12 décembre 2001 relative à la gestion, au contrôle et à l'élimination des déchets ;

Vu la loi n° 03-10 du 19 Joumada El Oula 1424 correspondant au 19 juillet 2003 relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable ;

Vu le décret n° 85-231 du 25 août 1985 fixant les conditions et modalités d'organisation et de mise en œuvre des interventions et secours en cas de catastrophes ;

Vu le décret n° 85-232 du 25 août 1985 relatif à la prévention des risques de catastrophes ;

Vu le décret présidentiel n° 04-136 du 29 Safar 1425 correspondant au 19 avril 2004 portant nomination du Chef du Gouvernement ;

Vu le décret présidentiel n° 04-138 du 6 Rabie El Aouel 1425 correspondant au 26 avril 2004 portant nomination des membres du Gouvernement ;

Vu le décret exécutif n° 90-78 du 27 février 1990 relatif aux études d'impact sur l'environnement ;

Vu le décret exécutif n° 93-160 du 10 juillet 1993 réglementant les rejets d'effluents liquides industriels ;

Vu le décret exécutif n° 93-165 du 10 juillet 1993, complété, réglementant les émissions atmosphériques de fumées, gaz, poussières, odeurs et particules solides des installations fixes ;

Vu le décret exécutif n° 98-339 du 13 Rajab 1419 correspondant au 3 novembre 1998 définissant la réglementation applicable aux installations classées et fixant leur nomenclature ;

Vu le décret exécutif n° 03-477 du 15 Chaoual 1424 correspondant au 9 décembre 2003 fixant les modalités et les procédures d'élaboration, de publication et de révision du plan national de gestion des déchets spéciaux ;

Vu le décret exécutif n° 04-409 du 2 Dhou El Kaada 1425 correspondant au 14 décembre 2004 fixant les modalités de transport des déchets spéciaux dangereux ;

Décète :

CHAPITRE I

DES DISPOSITIONS PRELIMINAIRES

Article 1er. — En application des dispositions de l'article 44 de la loi n° 01-19 du 27 Ramadhan 1422 correspondant au 12 décembre 2001, susvisée, le présent décret a pour objet de fixer les règles générales d'aménagement et d'exploitation des installations de traitement des déchets et les conditions d'admission de ces déchets au niveau de ces installations.

Art. 2. — Au sens du présent décret, est qualifiée d'exploitant d'une installation de traitement des déchets toute personne physique ou morale, publique ou privée, chargée de l'exploitation de l'installation de traitement des déchets.

Art. 3. — Sont qualifiées d'installations de traitement des déchets toutes installations destinées à la valorisation, au stockage et à l'élimination des déchets, notamment :

- les centres d'enfouissement techniques de déchets spéciaux ;
- les centres d'enfouissement techniques des déchets ménagers et assimilés ;
- les centres de décharge des déchets inertes ;
- les installations d'incinération des déchets ménagers et assimilés ;
- les installations d'incinération des déchets spéciaux ;
- les installations de co-incinération ;
- les installations de traitement physico-chimique des déchets ;
- les installations de valorisation des déchets.

Art. 4. — Les conditions de création d'une installation de traitement des déchets sont celles fixées par les dispositions de la loi n° 01-19 du 27 Ramadhan 1422 correspondant au 12 décembre 2001, susvisée.

CHAPITRE II

DES REGLES D'AMENAGEMENT DES INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES DECHETS

Art. 5. — L'exploitant de l'installation de traitement des déchets est tenu de placer, à proximité de l'entrée principale, un panneau de signalisation, sur lequel sont inscrites les informations suivantes :

Annexe C

Journal officiel de la république algérienne n° 24

17 Rabie El Aouel 1427 16 avril 2006	JOURNAL OFFICIEL DE LA REPUBLIQUE ALGERIENNE N° 24	13		
ANNEXE I				
VALEURS LIMITES DES PARAMETRES DE REJETS ATMOSPHERIQUES				
N°	PARAMETRES	UNITE	VALEURS LIMITES	TOLERANCE DES VALEURS LIMITES DES INDUSTRIES ANCIENNES
1	Poussières totales	mg/Nm3	50	100
2	Oxydes de soufre (exprimés en dioxyde de soufre)	"	300	500
3	Oxydes d'azote (exprimés en dioxyde d'azote)	"	300	500
4	Protoxyde d'azote	"	300	500
5	Chlorure d'hydrogène et autres composés inorganiques gazeux du chlore (exprimé en HCL).	"	50	100
6	Fluor et composés inorganiques du fluor (gaz, vésicule et particules), (exprimés en HF)	"	10	20
7	Composés organiques volatils (Rejet total de composés organiques volatils à l'exclusion du méthane)	"	150	200
8	Métaux et composés de métaux (gazeux et particulaires)	"	5	10
9	Rejets de cadmium, mercure et thallium, et de leurs composés	"	0,25	0,5
10	Rejets d'arsenic, sélénium et tellure et de leurs composés autres que ceux visés parmi les rejets de substances cancérigènes	"	1	2
11	Rejets d'antimoine, chrome, cobalt, cuivre, étain, manganèse, nickel, vanadium et zinc, et de leurs composés autres que ceux visés parmi les rejets de substances cancérigènes	"	5	10
12	Phosphine, phosgène	"	1	2
13	Acide cyanhydrique exprimé en HCN, brome et composés inorganiques gazeux du chrome exprimés en HBr, chlore exprimé en HCl, Hydrogène sulfuré	"	5	10
14	Ammoniac	"	50	100
15	Amiante	"	0,1	0,5
16	Autres fibres que l'amiante	"	1	50

Annexe D

Fiche technique de LABSA

	FICHE TECHNIQUE ESP (08/01/2017)	DOCUMENT N°	HMS 07.003
		PAGE N°	1/1
		DATE DE REVISION	
		REVISION N°	0.0
NOM CHIMIQUE : LINIERE ALKYLE BENZENE SULFONATE			
METHODE D'ANALYSE	PROPRIETES PHYSIQUES ET CHIMIQUES	UNITE	SPECIFICATION LIMITE
TL 08.001	FORM		LIQUIDE VISQUEUX
	COULEUR		NOIR
TL.08.026	MATIERE ACTIF ANIONIQUE	%	16.94
TI .08.028	INDICE D'ACIDE	mgKOH/g	45
TL 08.027	H ₂ SO ₄	%	
TI..08.030	H ₂ O	%	
TL.08.031	COULEUR		340 - 470

S. Samah

[Signature]

Résultats : (associés - pour information- aux Critères d'admission appliqués en France):

PCS : 1924 kcal/ kg (= 8040 j/g)

Point éclair : > 70°C (critère d'admission : > 55°C)

H₂O : 74%

CHIMIE : (analyse complète en fichier joint) :

Elements chimiques

Hg : < 1 ppm (critère d'admission : < 10 ppm)

Cd + TI + Hg : 48 ppm (critère d'admission : < 100ppm)

As+ Co + Ni +Se + Te + Cr + Pb + Sb + Sn + V : 344 ppm (crière d'admission : < 2500 ppm)

Br + F + I : 0,0081 % (critère d'admission : < 1%)

Cl : < 0,00020 % (<2%)

S : 3,8 % (critère d'admission < 2%)

SPECTRO X-LabPro			Job Number: G2000		
Sample Name	toupin alger		toupin alger	21/02/2017 13:09:03	
Description	toupin alg	Method	LIQ-LamalleI		
Z	Symbol	Element	Norm. Int.	Concentration	Abs. Error
16	S	Sulfur	37984,5103	3,841%	0,003%
17	Cl	Chlorine	293,7022	< 0,00020%	(0,0)%
14	Si	Silicon	98,8394	0,04770%	0,00040%
13	Al	Aluminum	66,5847	0,1160%	0,0016%
26	Fe	Iron	184,2918	0,00782%	0,00010%
20	Ca	Calcium	61,8824	0,04446%	0,00045%
11	Na	Sodium	6,1765	< 0,10%	(0,072)%
19	K	Potassium	7,5373	0,00269%	0,00008%
12	Mg	Magnesium	2,3247	0,00414%	0,00059%
15	P	Phosphorus	52,6441	0,01192%	0,00014%
48	Cd	Cadmium	53,6915	46,1ppm	0,7ppm
81	Tl	Thallium	0,0000	< 1,0ppm	(0,0)ppm
80	Hg	Mercury	0,0000	< 1,0ppm	(0,0)ppm
33	As	Arsenic	0,0000	< 0,5ppm	(0,0)ppm
27	Co	Cobalt	0,0000	< 3,0ppm	(0,0)ppm
28	Ni	Nickel	80,0004	35,4ppm	0,8ppm
34	Se	Selenium	0,0000	< 0,5ppm	(0,0)ppm
52	Te	Tellurium	62,7578	66,6ppm	0,9ppm
24	Cr	Chromium	13,9492	25,1ppm	2,6ppm
29	Cu	Copper	20,7489	52,0ppm	4,8ppm
51	Sb	Antimony	48,7105	42,1ppm	0,8ppm
25	Mn	Manganese	10,5931	10,0ppm	1,4ppm

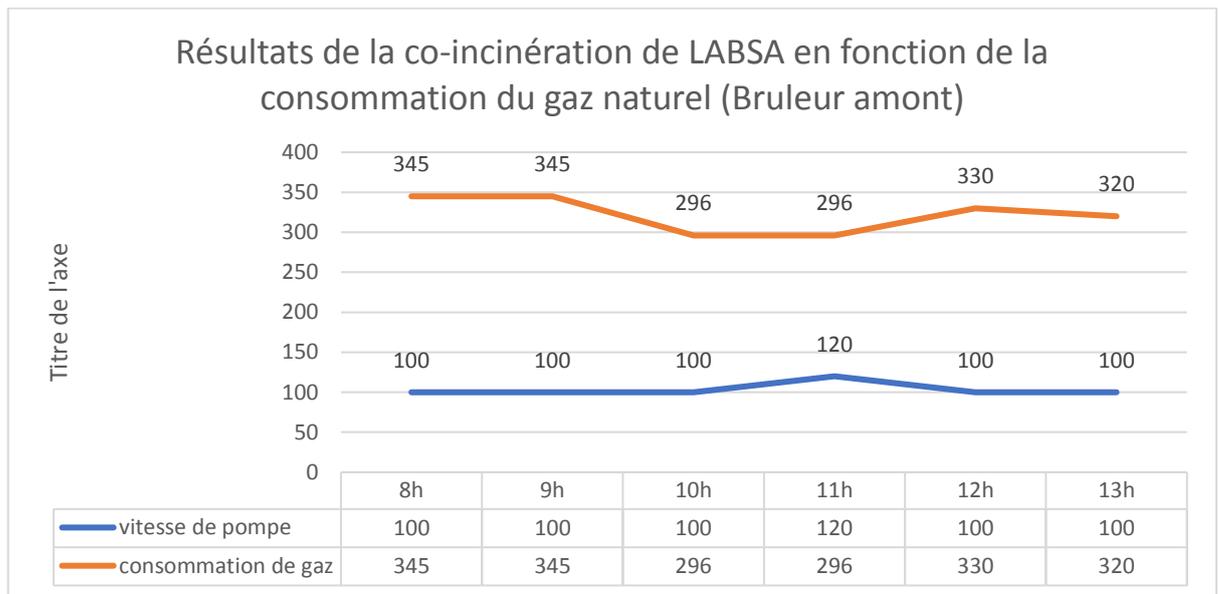
<u>Z</u>	<u>Symbol</u>	<u>Element</u>	<u>Norm. Int.</u>	<u>Concentration</u>	<u>Abs. Error</u>
82	Pb	Lead	0,0000	22ppm	22ppm
23	V	Vanadium	0,0000	97ppm	97ppm
30	Zn	Zinc	18,4095	13,0ppm	1,2ppm
35	Br	Bromine	14,2444	0,8ppm	0,1ppm
53	I	Iodine	46,9141	80,4ppm	2,4ppm
42	Mo	Molybdenum	14,0971	8,0ppm	0,2ppm
22	Ti	Titanium	0,0000	< 2,0ppm	(0,0)ppm
50	Sn	Tin	49,9495	52,0ppm	0,9ppm
47	Ag	Silver	66,5197	0,00507%	0,00006%
		Sum		4,21%	

Annexe E

Méthode de calculs des flux de matière et de chaleur entrants et sortants de la ligne de cuisson (de la journée de la co-incinération et c'est la même pour l'autre journée)

1. Flux de matière :

LABSA :



Données : 200 tr/h = 0,7 m³/h de LABSA => 100 tr/h = 0,35 m³/h

Densité de LABSA : 1,13 t/m³

Production de clinker : 150 tonnes/h

L'injection a été faite pendant 6 heures

Tableau 1. Tableau d'injection de LABSA en fonction du temps

Horaire	Quantités (m ³ /h)
08 :00	0,35
09 :00	0,35
10 :00	0,35
11 :00	0,42
12 :00	0,35
13 :00	0,35
Moyenne	0,362

⇒ Quantité injectée par rapport le clinker produit : $\frac{0,362}{150} = 0,002 \text{ m}^3/\text{t cl}$

⇒ $\dot{M} = 0,002 \times 1,13 = 2,26 \text{ Kg de } \frac{\text{LABSA}}{\text{t cl}}$

➤ **Air de refroidissement :**

Données : Débit spécifique de soufflage ⇒ 2,8 Nm³/Kg clinker

Pour avoir le débit spécifique par rapport une tonne de clinker, on utilise l'équation suivante :

$$2,8 \text{ Nm}^3/\text{kg clinker} \times 1000 \text{ kg} = \mathbf{2800 \text{ Nm}^3/\text{t clinker}}$$

➤ **Air exhaure :**

Air exhaure représente 84% de l'air de refroidissement [3]

$$\text{Air exhaure} = 2800 \times 0,84 = \mathbf{2352 \text{ Nm}^3/\text{tcl}}$$

➤ **Air faux concasseur :**

Données : Air secondaire : $\mathbf{841,86 \frac{\text{Nm}^3}{\text{t cl}}}$

Bilan d'air au niveau de refroidisseur :

$$\text{Air refroidissement} + \text{Air faux concasseur} = \text{Air secondaire} + \text{Air exhaure}$$

⇒ $\text{Air faux concasseur} = \text{Air secondaire} + \text{air exhaure} - \text{Air refroidissement}$

$$\text{Air faux concasseur} = 841,86 + 2352 - 2800 = \mathbf{393,86 \text{ Nm}^3/\text{t cl}}$$

b. Four :

Composition de l'air ambiant selon la date de 20/12/2018 est comme suit :

L'air ambiant possède une humidité relative de 84% soit : $\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2O}^\circ} = 0,84$

Pression de vapeur saturante de l'eau à 16 °C : $P_{H_2O}^\circ = 13,5 \text{ mm Hg}$

ainsi :

$$P = 0,84 \times 13,5 \text{ mm Hg} = 11,34 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Taux de vapeur d'eau dans l'air} = 11,34/760 = 1,5 \%$$

L'air a donc pour composition centésimale : 1,5 % H₂O ; 20,69% O₂ et 77,82 % N₂

Calcule de volume d'air stœchiométrique pour la combustion d'un Nm³ de gaz naturel :

D'après les réactions => 1 Nm³ de gaz consomme 2,1054 Nm³ d'O₂

Dans notre cas : 1 Nm³ d'air → 0,2069 Nm³ d'O₂

Donc pour la combustion de gaz : 2,1054 Nm³ d'O₂ → 0,2069 Nm³ d'air

Volume d'air de combustion d'un Nm³ de gaz naturel :

$$\Rightarrow \frac{2,1054}{0,2069} = \mathbf{10,18 Nm^3 d'air / Nm^3 de gaz}$$

Le débit d'air spécifique pour la combustion de gaz naturel (Brûleur principal) est :

$$10,18 Nm^3 d'air / Nm^3 de gaz \times 80,67 Nm^3 de gaz / tcl = \mathbf{821,22 Nm^3 d' \frac{air}{t cl}}$$

➤ Volume des gaz de combustion (les fumées) :

Les gazes de fumées = vapeur d'H₂O (de l'air et de réaction) + CO₂ + N₂ (de l'air et de réaction)

D'après les réactions chimiques :

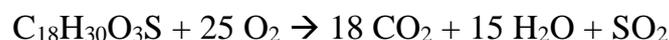
Pour 1 Nm³ de gaz naturel → 11,25 Nm³ de fumées humides

Et pour 80,67 Nm³/tcl => **907,93 Nm³ de fumées humides/tcl**

➤ **Air de combustion de LABSA :** comme l'injection de LABSA est au niveau de la boîte à fumée, elle consomme alors l'excès de l'air provenant de four.

Données : 1. Débit spécifique de LABSA : 2,26 kg /tcl, Masse molaire : 0.32649 kg/mole

2. Dans les CNTP, 1 mole de gaz → 22,4 L



Quantité spécifique de LABSA : 2,26 kg /tcl ÷ 0.32649 kg/mole

$$\Rightarrow 6,92 \text{ moles de LABSA/tcl}$$

1 mole de LABSA → 25 moles d'O₂

$$6,92 \text{ moles de LABSA} \times 25 \text{ mole d'O}_2 = 173 \text{ mole d'O}_2$$

$$\Rightarrow 173 \text{ mole d'O}_2 \times 22,4 = \mathbf{3,88 Nm^3 d'O}_2 / tcl$$

Volume d'air stœchiométrique pour la combustion de LABSA :

$$\Rightarrow 3,88/0.2069 = \mathbf{18,75 Nm^3 d'air/tcl}$$

➤ **Volume des gaz de combustion de LABSA (les fumées humides) :**

D'après la réaction chimique :

⇒ Fumées humides de LABSA : CO₂ + vapeur d'H₂O de l'air et de réaction + SO₂ + N₂ de l'air

⇒ Fumées humides de LABSA : 2,79 + 2,63 + 0,155 + 14,59

⇒ **20,17 Nm³ de fumées humide/tcl**

➤ **Volume de gaz CO₂ de décarbonatation :**

Données : PAF au niveau de four = 14%, Débit spécifique de la farine : 1,57 t de farine/tcl

Masse molaire de CO₂ : 0,044 kg/mole, dans les CNTP 1 mole de gaz = 22,4 L

$$\Rightarrow 1,57 \times 0,14 = 219,33 \text{ kg CO}_2/\text{tcl}$$

$$\Rightarrow (219,33/0.044) * 22,4 = \mathbf{111,66 Nm^3 CO}_2/\text{tcl}$$

➤ **Volume d'excès d'air dans le four :**

Données : Excès d'O₂ à la sortie de four est de : 2,8%

$$02\% = \frac{V_{O2}}{V_{\text{excès d'air sec}} + CO_2 \text{ de décarbonatation} + \text{Fumées de combustion sèches}}$$

$$(V_{\text{excès d'air}} = X)$$

$$2,8\% = 0,2069 X/0,985X + 111,66 + 749,355$$

$$X = 134,6 \text{ Nm}^3/\text{t cl}$$

Excès d'air : 134,6 Nm³/t cl

➤ **Volume d'air faux de capot de chauffe et d'air secondaire :**

Données : Débit spécifique d'air primaire : 96,67 Nm³/t cl

Débit spécifique d'air secondaire : X

Air faux de capot de chauffe : 5% d'air secondaire [3]

$\text{Gaz total de combustion + excé d'air} = \text{Air primaire} + X + 5\%X + \text{Gaz naturel (four)} + \text{Combustible alternatif (LABSA)} \dots\dots(1)$
--

Le volume de LABSA participant dans (1) se caractérise par l'équation suivante :

Volume de gaz de combustion de LABSA = Air de combustion + Combustible

Combustible = Volume de gaz de combustion de LABSA - Air de combustion

$$\Rightarrow \text{Combustible} = 20,17 - 18,75 = 1,42 \text{ Nm}^3/\text{t cl}$$

$$\Rightarrow A.N = 1062,71 = 96,67 + 80,67 + 1,05X + 1,42 \Rightarrow X = 841,86 \text{ Nm}^3/\text{t cl}$$

$$\Rightarrow \text{Air secondaire} : 841,86 \text{ Nm}^3/\text{tcl}, \text{ Air faux capot de chauffe} : 42,1 \text{ Nm}^3/\text{t cl}$$

. La tour de préchauffage :

Données : Débit brûleur amont : 21,47 Nm³/t cl

➤ Gaz sortie de la tour :

Calcule de volume de gaz sortie de préchauffeur :

Gaz sortie de préchauffeur

= Total gaz humide de four

+ Total gaz humide de préchauffeur + excès d'air

+ air de transport de la farine

(A)

➤ Total gaz humide de la tour de préchauffage :

Total gaz humide de préchauffeur = Gaz de combustion (brûleur amont) + volume H₂O de déshydratation de farine + Volume H₂O de séchage + CO₂ de décarbonatation (1)

Selon la réaction de combustion de gaz naturel :

Volume d'air stœchiométrique pour la combustion de gaz (brûleur amont) = **218,53 Nm³/tcl**

1. Supposons qu'on n'a pas de l'air faux de préchauffeur :

Air de combustion (brûleur amont) = Excès d'air de four

218,53 Nm³/t cl > 134,6 Nm³/t cl => il y a un manque de 218,53 - 134,6 = **83,93 Nm³/t cl**

2. Présence de l'air faux préchauffeur :

Le volume d'air manquant est couvert par l'air faux de préchauffeur.

$$\Rightarrow \text{Excès d'air de préchauffeur} = \text{Air faux de préchauffeur} - \frac{83,93 \text{ Nm}^3}{\text{t cl}} \dots (2)$$

a. Volume de gaz de combustion (brûleur amont) :

Selon la réaction de combustion de gaz naturel :

Gaz de combustion (brûleur amont) = **241,64 Nm³ de gaz /t cl**

b. Volume H₂O de déshydratation :

Données : PAF% = 35,3 avec 14% dans le four, débit de farine 1,57 t/t cl

Masse molaire de H₂O : 0,018 kg/mole

Volume molaire pour le gaz dans les CNTP : 22,4 L/mole

⇒ 35,3 – 14 = 21,3% dans la tour de préchauffage.

Le volume H₂O de déshydratation de la farine dans le préchauffeur représente 3,5% de la PAF% de la tour [31].

Débit de H₂O = 1,57 * 0,213 * 0,035 = **11,7 kg H₂O /t cl**

⇒ (11,7 / 0,018) * 22,4 = **14,56 Nm³ d'H₂O/t cl**

c. Volume de CO₂ de décarbonatation :

Données : Masse molaire de CO₂ : 0,044 kg/mole

Le volume CO₂ de décarbonatation de la farine dans le préchauffeur représente 96,48% de la PAF% de la tour [31].

Débit de CO₂ = 1,57 * 0,213 * 0,9648 = **322,64 kg CO₂ /t cl**

⇒ (322,64 / 0,044) * 22,4 = **164,253 Nm³ de CO₂/t cl**

d. Volume H₂O de séchage :

Données : taux d'humidité % = 0,75

⇒ Volume d'H₂O : 1,57 * 0,0075 = **11,78 kg H₂O /t cl**

⇒ (11,78 / 0,018) * 22,4 = **14,66 Nm³ d'H₂O**

De (1) :

Total gaz humide de préchauffeur = 241,64 + 14,56 + 164,253 + 14,66 = **435,11 Nm³ de gaz/t cl**

➤ **Excès de l'air à la sortie de préchauffeur :**

Données : Analyse de gaz sec : O₂ = 6,2%

Composition d'air ambiant : 77,82 % N₂ , 20,69% O₂ , 1,5% H₂O

De (2) :

Excès d'air de préchauffeur = Air faux de préchauffeur – 83,93 Nm³/tcl

$O\% =$

$$\frac{\text{Volume d'O}_2 \text{ dans l'excès d'air}}{\text{total gaz sec de préchauffeur} + \text{total gaz sec de four} + \text{air de transport de la farine sec} + \text{l'excès d'air sec}} \dots (3)$$

Total gazes humides sortantes de préchauffeur: Total gazes humides sortie de four + Gaz de combustion de brûleur amont + (air faux de préchauffeur -83,93) + air de transport de farine + CO₂ de décarbonatation + H₂O de séchage + H₂O de déshydratation.

○ Air faux de préchauffeur: X

$$\text{A.N} \Rightarrow \text{Total gazes humides sortantes de préchauffeur: } 1039,77 + 241,64 + X - 83,93 + 19,33 + 164,25 + 14,66 + 14,56 = \mathbf{1410,28 + X \text{ Nm}^3 \text{ de gaz/t cl}}$$

Total gazes séchés sortant de préchauffeur : (total des gazes humide de système – le volume total d'H₂O) + 0,985X

$$\text{A.N} \Rightarrow (1410,28 - 0,29 - 178,75 - 76,09) + 0,985X = 1154,86 + 0,985X \dots (4)$$

(0,29 est la proportion d'eau dans l'air de transport de farine (19,33*0,985 = 19,04)

(4) dans (3) :

$$6,2\% = 0,2069X / 1154,86 + 0,985X$$

$$X = 489,74 \text{ Nm}^3/\text{t cl} \Rightarrow \text{air faux de préchauffeur : } \mathbf{489,74 \text{ Nm}^3/\text{t cl}}$$

$$\Rightarrow \text{Air d'excès} = 489,88 - 83,93 = \mathbf{405,81 \text{ Nm}^3/\text{t cl}}$$

$$\Rightarrow \text{A.N dans (A) : } 1039,77 + 435,11 + 405,81 + 19,33 = \mathbf{1900,02 \text{ Nm}^3/\text{t cl}}$$

Flux de chaleur :

➤ **Combustion gaz naturel (brûleur principal) :**

Pour les combustibles caractérisés par leur PCI on utilise : $Q = \dot{M} \cdot PCI$

PCI : Pouvoir calorifique inférieur en Kcal/kg

\dot{Q} : quantité de chaleur spécifique en Kcal/kg cl

\dot{M} : Débit massique spécifique en kg/kg cl

$$\Rightarrow \text{A.N: } \dot{Q} = 0,08 \cdot 8455 = 676,4 \text{ Kcal/kg cl}$$

➤ **Combustion gaz naturel (brûleur amont) :**

$$\Rightarrow \text{A.N: } \dot{Q} = 169,1 \text{ Kcal/kg cl}$$

➤ **Combustion de déchet alternatif (LABSA) :**

PCS = PCI + la chaleur latente d'évaporation d'eau

$$\Rightarrow 1924 \text{ (kcal/kg)} = [550,24 \text{ (kcal/kg)} * 0,74] + \text{PCI (kcal/kg)}$$

$$\Rightarrow 1924 - 407,18 = \mathbf{1516,82 \text{ kcal/kg}} \Rightarrow \text{PCI} = \mathbf{1516,82 \text{ kcal/kg}}$$

Dans (1) :

$$\dot{Q} = 2,26 \cdot 1516,82 = 3,43 \text{ Kcal/kg}$$

Pour les matériaux caractérisés par leur Cp on utilise l'équation suivante : avec T₀ = 16 °C

$$dQ = \dot{M} \cdot C_p \cdot dt$$

$$Q = \dot{M} \cdot C_p \cdot \int_{T_0}^T dt = Q = \dot{M} \cdot C_p \cdot (T - T_0)$$

\dot{Q} : quantité de chaleur spécifique en Kcal/kg cl

\dot{M} : Débit massique spécifique en kg/kg cl

C_p : capacité calorifique en kcal/C°. kg

T_0 : Température de référence en C° (16 C°)

➤ **Chaleur sensible farine :**

$$\dot{Q} = 1,57 \cdot 0,9925 \cdot 0,203 \cdot (80 - 16)$$

$$= \mathbf{20,24 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur sensible humidité farine :**

$$\dot{Q} = 1,57 \cdot 0,0075 \cdot 1 \cdot (80 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{0,75 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur sensible air de transport**

$$\dot{Q} = 0,01933 \cdot 0,33 \cdot (80 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{0,4 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur sensible clinker sortie refroidisseur**

$$\dot{Q} = 1 \cdot 0,22 \cdot (100 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{18,48 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur sensible gaz exhaure préchauffeur**

$$\dot{Q} = 1,9 \cdot 0,34 \cdot (353 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{217,7 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur latente humidité farine**

$$\dot{Q} = \dot{M} \cdot \Delta H_{ev}$$

$$\dot{Q} = 1,57 \cdot 0,0075 \cdot 550,24$$

$$\dot{Q} = \mathbf{6,48 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur poussières sortie préchauffeur**

$$\dot{Q} = 0,2 \cdot 0,203 \cdot (353 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{13,68 \text{ kcal/kg cl}}$$

➤ **Chaleur air exhaure cheminée**

$$\dot{Q} = 2,35 \cdot 0,33 \cdot (75 - 16)$$

$$\dot{Q} = \mathbf{45,75 \text{ kcal/kg cl}}$$