



Année Universitaire : 2013-2014

**Master Sciences et Techniques
Génie des Matériaux et des Procédés**

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
Pour l'Obtention du Diplôme de Master Sciences et Techniques

**Etude critique et amélioration des performances de l'unité de séchage
des phosphates**

Présenté par:

Mr. Aimad MAZKOUR

Encadré par:

- Pr. Nouredine IDRISSE KANDRI (FST Fès)
- Mr. Adil ESSOUIDI (OCP Khouribga)

Soutenu Le 21 Juin 2014 devant le jury composé de:

- Pr. Nouredine IDRISSE KANDRI (FST Fès)
- Pr. Abdeslam MELIANI (FST Fès)
- Pr. Abdellatif BOUKIR (FST Fès)

Stage effectué à : OCP Khouribga.





Dédicace

A mes très chers parents qui m'ont toujours apporté amour, sacrifices, encouragement et réconfort. Rien au monde ne pourrait compenser tous les sacrifices que vous avez consentis pour mon éducation et ma réussite afin que je puisse terminer et réaliser mes objectifs. Aucune dédicace ne saurait exprimer ma reconnaissance, mon grand attachement et mon profond amour. Que ce travail soit pour vous le fruit de tous vos efforts et vos nobles sacrifices.

A mes très chères sœurs et mes très chers frères pour leurs soutiens et encouragements. Votre affection et vos encouragements ont toujours été pour moi des plus précieux. Que ce travail soit pour vous le gage de mon profond amour. Je prie dieu de vous procurer santé, bonheur et longue vie afin que vous puissiez exhausser tous vos rêves.

A ceux qui se dévouent sans cesse pour m'éclaircir la voie et les immenses horizons du savoir et dont la vocation mérite largement mon respect.

A tous mes amis de la FST, en souvenir des moments agréables que nous avons passés ensemble.

A tous ceux et celles qui m'aiment et ceux et celles que j'aime.

A tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce stage, je tiens à leur dédier ce travail. Qu'ils trouvent tous ici ma sincère gratitude et reconnaissance.

A toute ma famille.

A tous mes amis.

A tous ceux et celles que j'aime.

Aimad MAZKOUR



Remerciements

Ce rapport est le fruit d'un stage de titularisation qui s'est déroulé dans de bonnes conditions grâce à tout le personnel du Complexe de séchage de Oued Zem qui n'ont épargné ni temps ni effort pour m'aider à atteindre mes objectifs du stage.

Jetiens à profiter de ce rapport, pour exprimer mes plus vifs remerciements, envers tous ceux qui ont contribué, de près ou de loin, à rendre ce stage si intéressant et si enrichissant.

Je remercie vivement mon encadrant de la FST Pr. Nouredine IDRISSI KANDRI, pour son encadrement et ses conseils pour la réussite de ce travail.

Je remercie vivement mon encadrant interne Monsieur Adil ESSOUIDI, chef du service de séchage, pour avoir dirigé ce travail, pour ses conseils et ses encouragements qui m'ont énormément aidé à mener ce travail.

Mes vifs remerciements vont également aux membres du jury : Pr. Abdeslam MELIANI et Pr. Abdellatif BOUKIR qui ont bien accepté d'évaluer ce projet de fin d'études.

Je tiens à exprimer mes respectueuses gratitude à Monsieur AIT HSSAINE, Ingénieur d'exploitation, et je n'oublie pas bien sur Mademoiselle Bouchra, pour leurs précieux conseils.

Enfin, si j'ai pu mener à bien ce stage, c'est grâce à l'encouragement et au soutien sans relâche de mes parents, de ceux et celles qui ont une énorme place dans mon cœur.



Avant-propos

Dans le but de réaliser un épanouissement de stagiaires sur le monde de travail, les Ecoles, les instituts de formation ainsi que les facultés, et parmi eux **la Faculté des Sciences et Techniques de Fès** ont accordé une importance aux stages qui permettent aux étudiants d'affronter le seuil de certaines entreprises afin qu'ils puissent mettre en pratique leurs connaissances théoriques acquises.

La dernière année de la formation est marquée par un projet effectué dans le domaine industriel, la vocation de ce dernier est de clore la formation des lauréats par une confrontation avec le monde du travail où l'étudiant est amené à appliquer toutes ses connaissances théoriques sur le terrain, à combler toutes les lacunes de sa formation et à relever tous les défis concernant sa vie professionnelle.

Le stage de fin d'études demeure donc une expérience primordiale dans la vie de tout lauréat, en fait, c'est une porte qui sépare d'un pas, une vie estudiantine prochainement quittée et une vie professionnelle qui réalisera les rêves et assurera l'avenir.

Liste des figures

Figure 1 : Schéma du tambour rotatif et trajectoire du produit et de gaz.....	3
Figure 2 :Les différentes sortes d'eaux dans un matériau humide.....	5
Figure 3 : Schéma de la chambre à combustion en régime permanent en circuit ouvert....	6
Figure 4 : Injecteur pillard type ZV2.....	10
Figure 5 : Suivi de la pression de pulvérisation en fonction de l'hygrométrie de l'air.....	14
Figure 6 :Etude graphique des effets donné par le logiciel NEMRODW.....	14
Figure 7 : Dimensionnement d'un cyclone.....	18
Figure8 : Schéma de principe d'un cyclone.....	18
Figure9 :Détermination de l'efficacité de collecte d'un cyclone.....	21
Figure 10 : Schématisation des entrées et sorties du four.....	25
Figure 11 :Diagramme Ishikawa pour le système de dépoussiérage.....	33
Figure 12 :Diagramme Pareto pour les arrêts de l'unité.....	34
Figure 13 :Evolution de la consommation en fonction de l'humidité d'entrée.....	39
Figure 14 :Variation de l'humidité de sortie en fonction de la dépression.....	40
Figure 15 :Bilan des échanges à l'intérieur de la virole.....	43
Figure 16 :Evolution de la température de produit le long de la virole.....	50
Figure 17 : Evolution de l'humidité le long de la virole.....	51

Liste des tableaux

Tableau 1 : Les caractéristiques du combustible utilisé (fuel lourd n°2).....	6
Tableau 2 :Les pouvoirs comburivore et fumigène de la combustion de fuel lourd n°2...	9
Tableau 3 : Résultats des essais sur le bruleur ZV2.....	12
Tableau 4 :Plan d'expérimentation (NEMRODW).....	15
Tableau 5 :Economie de dépense en combustible par la variation des paramètres.....	16
Tableau 6 :Influence de λ (excès d'air théorique) sur la combustion	18
Tableau 7 :Bilan matière de dépoussiérage.....	23
Tableau 8 :Flux de matière et d'énergie entrant dans le système.....	26
Tableau 9 :Flux de matière et d'énergie sortant du système.....	26
Tableau 10 :Bilan sur les chaleurs fournies au système.....	30
Tableau 11 :Bilan sur les chaleurs consommées.....	30
Tableau 12 :Extrait de calcul des pertes journalier en fuel.....	32

Abréviations utilisées

Abréviation	signification	Abréviation	Signification
OCP	Office Chérifien des Phosphates	W	L'humidité absolue
COZ	Complexe de séchage	C_{pa}	Chaleur spécifique de l'air
Y	Humidité absolue de l'air	C_s	Consommation spécifique
ε	Humidité relative	\bar{t}	Temps de séjour
PCI	Pouvoir calorifique <i>inférieur</i>	U_v	Taux de transfert thermique
PCS	Pouvoir calorifique <i>supérieur</i>	m_F	Débit de fuel
L_v	Chaleur latente de vaporisation de l'eau	dc	Diamètre de coupure
α_o	Pouvoir comburivore	η	Rendement
δ	Pouvoir fumigène massique	MTBF	Temps moyen de bon fonctionnement
λ	Coefficient d'air théorique	BTLSC	Bas teneur lavée sidi chennane
E	Coefficient d'excès d'air	BTLTS	Bas teneur lavée trémie sud
Φ	Quantité de chaleur	H	Humidité d'entrée four
H	Humidité de sortie four	Θ	Température
A_i	Débit d'air du composant i	T_f	Température de fuel
C_{pf}	Chaleur spécifique de fuel	T_g	Température de gaz
C_{pe}	Chaleur spécifique de l'eau	T_p	Température de phosphate à l'entrée du four
C_{pv}	Chaleur spécifique de l'eau vapeur	T_{ps}	Température de phosphate à la sortie du four
C_{pp}	Chaleur spécifique de phosphate	D	Diamètre de tube sécheur
ρ_{app}	Masse volumique apparente de phosphate	L	Langueur de tube sécheur
X	Teneur sèche en humidité	P ou P_{sat}	Pression de saturation
T_a	Température ambiante	S	Taux de stérile
m_b	Débit de phosphate brut	M_i	Débit massique de l'élément i
m_s	Débit de phosphate sec	Nu	Nombre de nusselt
E_r	Eau résiduelle	Re	Nombre de reynolds
E_e	Eau évaporée	Pr	Nombre de prandalt

Table de matière

Introduction	1
Présentation de l'OCP	2
Chapitre 1 : Procédé de traitement des phosphates par séchage	3
1. Description de procédé de séchage.....	3
2. Terminologie de la technique de séchage.....	4
3. Différentes formes d'eau au sein d'un matériau humide.....	5
Chapitre 2 : Etude critique de l'unité de séchage de phosphate	6
I. Etude de la chambre à combustion.....	6
1. Le pouvoir calorifique	7
2. Le pouvoir comburivore.....	8
3. Le pouvoir fumigène massique	8
II. Etude des conditions de combustion de fuel.....	9
1. L'influence du mode de pulvérisation sur la combustion	10
2. L'influence de la qualité et les conditions de conditionnement du fuel	13
a. Température et pression d'injection de fuel	13
b. Influence de d'air comprimé de pulvérisation	13
c. Optimisation des conditions de combustions de fuel	15
3. L'influence d'excès d'air sur la combustion.....	17
III. Etude de l'efficacité du système de dépoussiérage	19
1. Etude de système de dépoussiérage au complexe (Les tubix).....	19
a. Principe de fonctionnement	19
b. Efficacité.....	20
2. Etude sur le rendement du système de dépoussiérage	22
3. Interprétations et recommandations	23
Chapitre 3 : Bilan matière et énergétique et l'évaluation des pertes	25
I. Bilan matière et thermique d'un four sécheur	25
1. But et principe.....	25
2. Elaboration des bilans.....	26
II. Evaluation des pertes au niveau d'un four sécheur	28



1. Pertes dues à l'introduction de l'air parasite	28
2. Pertes dues aux arrêts non planifiés	32
Chapitre 4 : Etude paramétrique et modélisation des échanges à l'intérieur de tube sécheur	35
I. Introduction.....	35
II. Paramètres concernant la marche du tube sécheur et la chambre à poussière.....	35
1. Débit d'alimentation en produit humide et en fuel.....	36
2. Consommation spécifique (Cs)	36
3. Etude de l'influence de la dépression sur le séchage	40
III. Expression des équations du modèle mathématique.....	41
1. Etude théorique des phénomènes physiques	41
a. Modèle du temps de résidence.....	41
b. Modèle pour le coefficient de transfert thermique.....	42
2. Formulation des équations du modèle	43
IV. Détermination expérimentale des profils d'humidité et de température du produit le long de la virole	49
1. Méthodologie et instrumentation	49
2. Résultats et discussion	50
Conclusion générale	52
Bibliographie	53
Annexe	



Introduction

Le phosphate marocain constitue une richesse à cause de ces diverses utilisations (Fabrication des engrais, production d'acide phosphorique...). Après son extraction, ce minerai subit plusieurs traitements afin d'améliorer sa qualité et répondre aux exigences des clients. Parmi ces traitements il y a le traitement thermique.

Le complexe de séchage d'Oued-Zem (COZ) est l'un des sites du groupe OCP, destiné au séchage de 7,5 millions de tonnes/an du phosphate, est doté de 4 fours sécheurs identiques utilisant comme combustible le fuel lourd n°2. Le coût de séchage par le fuel est très élevé et constitue une charge importante sur le prix de revient, soit 60 % environ.

En effet, le séchage de phosphate est basé sur un processus thermodynamique qui consiste à évaporer la quasi-totalité de l'eau contenue dans le phosphate par un apport énergétique, cette énergie est obtenue à l'intérieur du four par la combustion du fuel-oil n°2. Les fours sécheurs utilisés sont de type à tambour rotatif, et l'amélioration de ses performances fait l'objet de recherches continues.

Tenant compte des contraintes précitées, ce travail a été mené en vue de réduire la consommation énergétique ainsi que l'amélioration des performances des fours sécheurs.

Le premier chapitre est consacré à la présentation du procédé de traitement de phosphate par séchage.

Pour le deuxième chapitre, nous allons entamer l'étude critique de l'unité de séchage.

Le troisième chapitre va représenter le bilan matière et énergétique du four sécheur, ainsi que l'évaluation des principales causes des pertes au niveau de l'installation.

Le dernier chapitre concerne l'étude des paramètres de marche du four, et l'élaboration des équations qui ont régi l'échange de la matière et de l'énergie thermique au niveau de la virole.



Présentation de l'OCP :

L'Office Chérifien des Phosphates est une firme Étatique créée depuis août 1920, dans le cadre de l'exploitation de la richesse nationale en phosphates, il est transformé à un groupe nommé le groupe OCP à partir de 1975. Le développement des activités assurées par le groupe OCP s'est propagé dans le temps et l'espace, car en commençant par la seule activité initiale qui était l'extraction des phosphates en 1921, le groupe est passé à une autre fonction telle que la commercialisation des produits dérivés du phosphate au niveau international, ainsi qu'il a entamé la fabrication et l'exportation de l'acide phosphorique en 1998. De même il est dénommé groupe, voire l'élargissement continu de son réseau sur le territoire national.

Le Groupe Office Chérifien des Phosphates (OCP) est spécialisé dans l'extraction, la valorisation et la commercialisation de phosphate et de produits dérivés. Le sous-sol marocain recèle les trois-quarts des réserves mondiales.

Les ressources phosphatées marocaines se répartissent en 4 principaux bassins sédimentaires. (Voir annexe 1) Du Nord au Sud il s'agit des bassins de :

- ✓ Ouled Abdoun (région de Khouribga).
- ✓ Gantour (régions de Youssoufia et Benguérir).
- ✓ Meskala (régions d'Essaouira, Chichawa et Imin Tanout).
- ✓ Oued Eddahab (régions de Laâyoune et Boucraâ).

L'Office chérifien des phosphates (OCP) a été certifié "ISO 14001" pour les efforts déployés par sa direction chargée du traitement des phosphates des mines de Khouribga, en matière de lutte contre la pollution et le respect des réglementations environnementales.

Cette certification, qui a été remise, dernièrement, à la direction du Groupe OCP par le ministère de l'Industrie, du Commerce et des Nouvelles technologies, vient confirmer ainsi la certification "ISO 9001" obtenue par l'Office en 2003 pour ses activités de lavage des phosphates avant la phase de livraison aux clients. Et ISO 17025 pour les laboratoires du groupe.

Chapitre 1

Procédé de traitement de phosphate par séchage

Selon les cas, le phosphate provenant des sites de Khouribga, Benguéir, Youssoufia et Boucraâ, subit une ou plusieurs opérations de traitement (criblage, lavage, séchage, calcination, flottation...). Une fois traité, il est exporté tel quel ou bien livré aux industries chimiques du Groupe, à JorfLasfar ou à Safi, pour être transformé en produits dérivés commercialisables (acide phosphorique, engrais...)

Parmi les traitements que peut subir un minerai de phosphate, il y a le traitement thermique. A cet effet est installé le complexe d'OUED-ZEM, qui a démarré en 1982 avec 4 fours sécheurs et avec une capacité de production de 7 millions de tonne par an (Annexe 2).

1. Description de procédé de séchage :

Toutes les lignes de séchage du phosphate sont équipées chacune d'une chambre à combustion, d'un tube sécheur, et une chambre de détente (Voir schéma annexe 3).

Dans le tube sécheur, les solides sont soulevés, tombent en cascade à travers un flux co-courant d'air chaud provenant de la chambre à combustion.

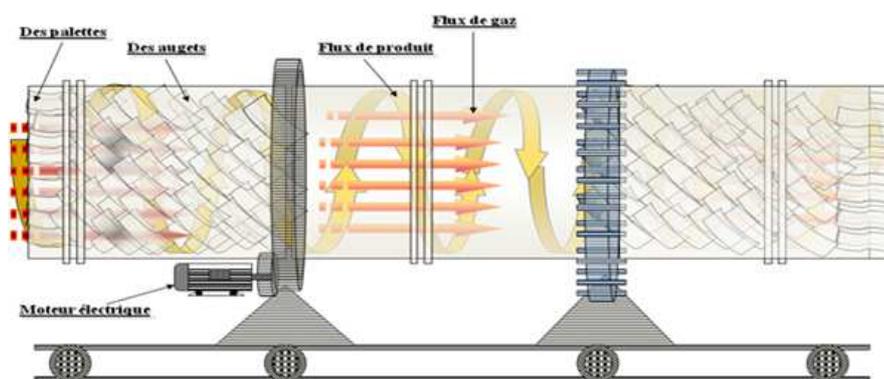


Figure 1 : Trajectoire du produit et du gaz à l'intérieur de la virole.

La chambre à combustion est équipée d'un brûleur alimenté en fuel. L'air de combustion est approvisionné par le ventilateur d'air primaire. Les carnaux d'air de dilution sont utilisés pour réduire la température des gaz de combustion jusqu'au niveau requis. Les températures excessives doivent

être évitées pour empêcher la détérioration des briques réfractaires constituant le foyer (voir annexe 3).

Dans cette section de séchage du phosphate, on peut distinguer trois parties :

- Préparation du combustible : Le fuel arrivant des réservoirs de stockage est préchauffé à une température de l'ordre de 60°C, la température du fuel à la sortie des réchauffeurs est de l'ordre de 110°C.
- Génération des gaz chauds : Le fuel est admis dans le brûleur à une température de l'ordre de 110°C et une pression de l'ordre de 20 bars. Il se mélange par la suite avec de l'air de combustion en fournissant ainsi la quantité de chaleur nécessaire pour le séchage de produit dans le tube sécheur.
- Utilisation des gaz chauds : Les gaz chauds rentrent dans le tube sécheur à une température de l'ordre de 900°C et ils en sortent à une température de l'ordre de 70°C. En fonction du taux d'humidité du produit fini, et des températures du produit à l'entrée et à la sortie du sécheur, on agit sur le débit de fuel, l'air de combustion et l'air de dilution pour avoir un produit marchand à un taux d'humidité conforme. En aval, un système de dépoussiérage est installé (chambre des tubix) afin de récupérer les fins de phosphate engendré par les gaz.

2. Terminologie de la technique de séchage :

C'est l'élimination partielle ou totale de l'humidité non combinée imprégnant les corps humides par évaporation d'un liquide dans un mélange solide - liquide, ou dans une solution cristalloïde, sans changer ou modifier la structure moléculaire primitive du corps traité. Cette élimination peut être réalisée soit:

- par évaporation à l'ébullition, favorisée en travaillant sous vide.
- par évaporation et entraînement à l'aide d'un gaz, généralement de l'air.

Il est largement utilisé dans l'industrie chimique où il vient souvent en complément d'opérations comme la sédimentation, la filtration ou l'essorage. Il se pratique dans plusieurs cas:

- le liquide résiduel est incompatible avec la suite du procédé.
- le coût du transport est plus élevé en présence de liquide.

L'air est le gaz souvent utilisé dans le séchage, ses caractéristiques principales sont :

- **Humidité absolue, notée Y** = (masse d'eau vapeur / masse d'air sec)

- **Humidité relative ou degré hygrométrique, noté ϵ** c'est le rapport entre la pression partielle de vapeur d'eau P_{H_2O} et la pression de vapeur saturante de l'eau pour l'air considéré à la température T $P_{H_2O}^o$, soit $\epsilon = P_{H_2O} / P_{H_2O}^o$

3. Différentes formes d'eau au sein d'un matériau humide :

L'eau contenue dans un matériau humide se trouve sous plusieurs formes. On distingue l'eau liée et l'eau libre. D'un point de vue thermodynamique, l'eau libre se comporte comme de l'eau pure : sa tension de vapeur correspond à la saturation à la température considérée. Par contre, l'eau liée va développer une tension de vapeur inférieure à la valeur de saturation. L'activité de l'eau vaut 1 dans le cas de l'eau libre et inférieure à 1 dans le cas de l'eau liée. L'expression de l'activité de l'eau est obtenue à partir de l'écriture de l'égalité des fugacités des phases liquides et gazeuses.

$$a_e = \frac{P_{\acute{e}q}(T)}{P_e^{sat}(T)} = \frac{\epsilon}{100}$$

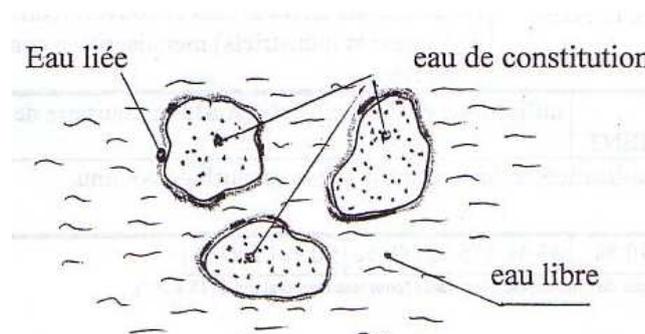


Figure 2 : les différentes sortes d'eaux dans un matériau humide.

L'eau de constitution est l'eau combinée chimiquement sous forme d'ions hydroxyles.

L'eau libre est celle qui remplit la majeure partie des vides de la structure. Elle est piégée sous forme liquide par des forces d'origine capillaire. L'eau liée fait référence à l'eau fixée par adsorption sur les parois des structures selon une importance qui peut être déterminée par les isothermes de sorption à l'eau. L'utilité des isothermes est double : d'une part, elles permettent de connaître la teneur en eau finale d'un produit exposé à des conditions de séchage définies (température et humidité), appelée teneur en eau d'équilibre, d'autre part, elles fournissent des informations quant aux conditions limites lors de la modélisation, particulièrement lorsque les matériaux sont fortement hygroscopiques.

Chapitre 2

Etude critique de l'unité de séchage des phosphates

I. Etude de la chambre à combustion :

Notre étude porte sur une chambre à combustion fonctionnant en régime permanent en circuit ouvert. On l'a schématisé sur la figure 3 :

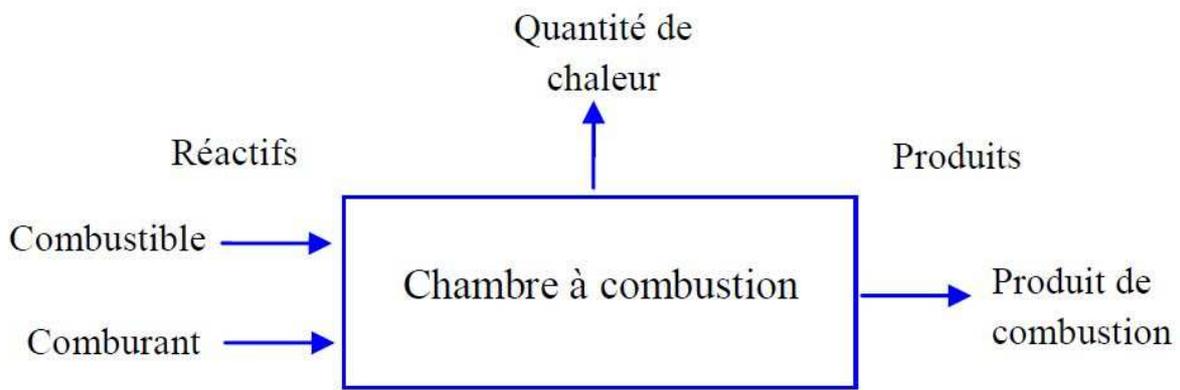


Figure 3 : schéma de la chambre à combustion en régime permanent en circuit ouvert.

Jusqu'à une date récente le combustible le plus généralement utilisé était le fuel-oil domestique, et les séchoirs ont souvent été conçus pour ce produit. Aujourd'hui d'autres hydrocarbures sont également utilisés comme le fuel lourd n°2.

Dans le complexe COZ le combustible utilisé est le fuel lourd n°2 à haute teneur en soufre, dont les caractéristiques sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau 1: les caractéristiques du combustible utilisé (fuel lourd n°2)

Eléments majeur	Teneur en carbone (%)	83 à 85
	Teneur en hydrogène (%)	11.5 à 12
	Teneur en soufre (%)	3.5 à 4
Eléments en trace	Teneur en vanadium (ppm)	45 à 250
	Teneur en nickel (ppm)	20 à 70
	Teneur en sodium (ppm)	20 à 50
	Teneur en fer (ppm)	10 à 20

En général, on considère que le fuel oil n°2 se compose de 84% de carbone, 12% d'hydrogène et 4% de soufre. (Pourcentage massique)

Les réactions de combustion d'un kilogramme de fuel lourd sont comme suit :



1 kg de fuel contient **0.84 kg** de carbone, sa combustion nécessite **2.24 kg** d'O₂, et dégage **3.08 kg** de CO₂.



1 kg de fuel contient **0.12 kg** d'hydrogène, sa combustion nécessite **0.96 kg** d'O₂, et dégage **1.08 kg** de H₂O.



1 kg de fuel contient **0.04 kg** de soufre, sa combustion nécessite **0.04 kg** d'O₂, et dégage **0.08 kg** de SO₂.

1. Le pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète, sous la pression atmosphérique normale, de l'unité de combustible, celui-ci ainsi que les produits de combustion étant à 0 °C.

- Le pouvoir calorifique est dit *inférieur (PCI)* quand l'eau résultant de la combustion de l'hydrogène et des hydrocarbures est supposée à l'état de vapeur dans les produits de combustion (soit PCI = 9600 Kcal/kg pour le fuel).

- Le pouvoir calorifique est *supérieur (PCS)* quand cette eau de combustion est ramenée à l'état liquide dans les fumées.

$$PCS - PCI = m_{H_2O} \times L_v$$

L_v la chaleur latente de vaporisation de l'eau (soit L_v = 2494 kJ/kg)

Pour le fuel lourd :

$$PCS = (n_c \times \Delta H_1) + (n_H \times \Delta H_2) + (n_S \times \Delta H_3)$$

n_C, n_H et n_S sont respectivement le nombre de mole de carbone, de l'hydrogène et de soufre.

$$\text{AN: } PCS = 12293 \text{ Kj/Kg}$$

$$PCS = PCI - m_{H_2O} \times L_V = 9600 \text{ Kj/Kg}$$

2. Le pouvoir comburivore :

Il désigne la quantité d'air strictement nécessaire et suffisante qu'il faut fournir pour assurer la combustion neutre de l'unité de combustible.

Le pouvoir comburivore théorique est noté α_0 et exprimé en kg d'air par kg de combustible.

En écrivant les réactions de combustion et en remarquant que l'azote N_2 ne s'oxyde pas aux températures où a lieu la combustion (se comporte comme un corps neutre), on détermine le pouvoir comburivore α_0 :

$$\alpha_0 = \frac{1}{23} \left[\frac{8}{3} C + 8H + S - O \right]$$

C, H, S et O représentent les teneurs en % du combustible en carbone, en hydrogène, en soufre et en oxygène.

Pour le fuel contenant 84% de carbone, 12% d'hydrogène et 4% de soufre, on trouve :

$$\alpha_0 = \frac{1}{23} \left[\frac{8}{3} \times 84 + 8 \times 12 + 4 \right] = 14.087 \text{ Kg d'air/Kg de fuel}$$

3. Le pouvoir fumigène massique :

C'est la masse des gaz produits par la combustion complète d'un Kg de fuel, noté ϕ et s'exprime en kg de combustible.

Si x est la teneur en cendre du combustible, en écrivant la conservation de la masse, on a :

$$\delta = \alpha + 1 - \frac{x}{100}$$

Dans le cas de fuel lourd n°2 et en l'absence d'imbrûlés ($x = 0$) et ($\alpha = \alpha_0$), le pouvoir fumigène ϕ vaut :

$$\delta = \alpha + 1 - \frac{0}{100} = 15.087 \text{ Kg de gaz/Kg de fuel}$$

Tableau 2: Les pouvoirs comburivore et fumigène de la combustion de fuel lourd n°2

	Pouvoir comburivore			Pouvoir fumigène				
	O ₂	N ₂	Air	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	N ₂	Gaz
Carbone	2.24	7.5	9.74	3.08	-	-	7.5	10.58
Hydrogène	0.96	3.21	4.17	-	1.08	-	3.21	4.29
Soufre	0.04	0.13	0.17	-	-	0.08	0.13	0.21
Total	3.24	10.84	14.08	3.08	1.08	0.08	10.84	15.08

Pour éviter que la proportion d'imbrûlés ne soit pas trop grande, on introduit une quantité d'air α supérieure à la valeur théorique α_0 .

Cette quantité α représente le **pouvoir comburivore réel**.

Pour réaliser la combustion complète avec l'air théorique, il faudrait un mélange parfait. En pratique, pour assurer la combustion complète, il faut un certain excès d'air. Celui-ci est caractérisé par le coefficient d'air théorique.

$$\lambda = \frac{\text{air utilisé}}{\text{air théorique}} = \frac{\alpha}{\alpha_0}$$

Ou encore par le coefficient d'excès d'air :

$$E = \lambda - 1$$

II. Etude des conditions de combustion de fuel:

Le foyer est l'enceinte dans laquelle est produite la masse gazeuse chaude, source de séchage, revêtue intérieurement de briques réfractaires isolantes afin de limiter les déperditions de chaleur

Le fonctionnement optimal d'un foyer correspond pour une production de gaz chauds donnée :

- A la consommation énergétique minimale pour un meilleur rendement.
- A la meilleure tenue des briques réfractaires.

La consommation énergétique est liée à la combustion tandis que la tenue des briques réfractaires dépend essentiellement de la géométrie de la flamme et de sa température.

Dans le but de rechercher les conditions de fonctionnement optimal du foyer, ces deux critères seront appréciés, suite à une étude critique des paramètres de la combustion.

1. L'influence du mode de pulvérisation sur la combustion :

Dans le cas des combustibles liquides à savoir le fuel lourd n° 2, la combustion se déroule essentiellement en phase gazeuse, c'est-à-dire après évaporation.

Afin de favoriser cette évaporation, le fuel est pulvérisé en fines gouttelettes dont les tailles vont de quelque 10 à 150 μm . Cette pulvérisation a aussi pour rôle de distribuer judicieusement le combustible dans le comburant, ceci afin de réaliser un mélange intime entre les deux réactifs.

En pratique, pour pulvériser le combustible, il faut vaincre les forces d'attraction et de tension superficielle qui maintiennent la cohésion entre les molécules. Pour y parvenir, le moyen utilisé consiste à faire appel à l'énergie cinétique d'un fluide auxiliaire (pulvérisation bi-phasique avec l'air comprimé).

La pulvérisation est préparée par l'énergie de pression du fuel oil n°2, puis achevée par l'air comprimé : c'est l'objet de la pulvérisation mécanique assisté dont la figure 4 donne la réalisation industrielle.

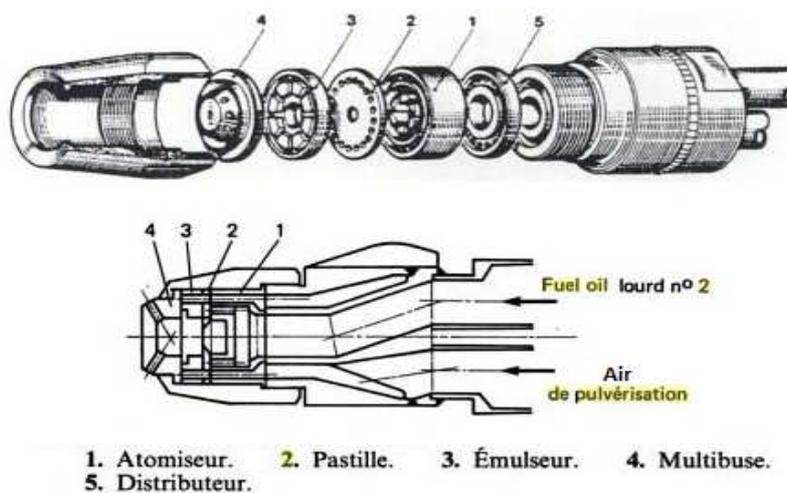


Figure 4 :injecteur pillard type ZV2.

L'atomisation du fuel se fait de façon étagée :

- L'atomiseur et la pastille réalisent une pulvérisation mécanique ;
- L'air comprimé, injecté par les canaux de l'émulseur, « reprend » presque perpendiculairement le cône de fuel déjà formé.

L'émulsion ainsi réalisée est injectée par les buses divergentes de la « multibuse ».

Depuis la mise en service des fours, l'encrassement aléatoire des brûleurs a toujours été constaté sans cause apparente.

A cet effet, des études conjointe maintenance exploitation ont été menées pour améliorer le fonctionnement des brûleurs.

L'expérience permet aux opérateurs d'identifier les pièces potentielles conduisant à une atomisation insuffisante au brûleur générant des imbrulés liquides.

Afin de déterminer les combinaisons des composants de brûleur, qui permettent d'obtenir une bonne combustion, on fait la combinaison entre les différentes multibuses et émulseurs, sachant que l'atomiseur et la pastille n'ont aucun influence sur la flamme, et on maintenant l'ouverture du ventilateur de l'air primaire à 100%.

Nous avons rassemblé et comparé les différents changements au niveau de la flamme dans le tableau 3 de la page suivante.

Interprétation et conclusion :

D'après les résultats des essais on constate que les quatre premiers essais nous donnent une bonne flamme de point de vue aspect, géométrie et réglage de la flamme.

Pour les 3 premiers essais on a utilisé l'émulseur 900 qui est muni de 12 rainures ayant une forme de trapèze, cet émulseur utilisé avec les trois types de multibuses donne des résultats satisfaisants. Ceci est dû au nombre augmenté des rainures qui permet de favoriser le contact entre l'air de pulvérisation et les gouttelettes du fuel ainsi sa géométrie de laquelle découle une injection de l'air comprimé d'une manière radiale sur le fuel ce qui permet d'avoir une meilleure pulvérisation quelque soit le type de multibuse utilisé.

Pour le 4^{ème} essai l'émulseur utilisé est de type 8.384 qui est muni de 8 rainures ayant également une forme de trapèze donne une bonne flamme juste avec la multibuse de type 32.50. L'émulseur type 8.384 (8 rainures) ayant une géométrie permettant une injection radiale du fuel. Mais vue le nombre réduit des rainures le contact air- fuel reste faible par rapport à l'émulseur type 900. C'est pourquoi on obtient une bonne flamme juste avec la multibuse type 32.50 qui a des orifices de faible diamètre permettant d'augmenter le temps de contact entre l'air et le fuel avant de quitter le brûleur chose qui ne le permet la combinaison de cet émulseur avec les multibuses type : 32.60 et 32.72.



Tableau 3: Résultats des essais sur le bruleur ZV2

<i>Essai</i>	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>7</i>	<i>8</i>	<i>9</i>	<i>10</i>	<i>11</i>	<i>12</i>
<i>Multibuse</i>	<i>32.50</i>	<i>36.72</i>	<i>32.60</i>	<i>32.50</i>	<i>32.60</i>	<i>36.72</i>	<i>32.50</i>	<i>32.60</i>	<i>36.72</i>	<i>32.50</i>	<i>32.60</i>	<i>36.72</i>
<i>Emulseur</i>	<i>900</i>	<i>900</i>	<i>900</i>	<i>8.384</i>	<i>3.384</i>	<i>3.384</i>	<i>21.171</i>	<i>21.171</i>	<i>21.171</i>	<i>31.242</i>	<i>31.242</i>	<i>31.242</i>
<i>Q.Fuel (l/h)</i>	<i>2935</i>	<i>3015</i>	<i>3240</i>	<i>3036</i>	<i>2976</i>	<i>3088</i>	<i>2554</i>	<i>2600</i>	<i>3240</i>	<i>3129</i>	<i>2788</i>	<i>2800</i>
<i>P.Pulvérisation (bar)</i>	<i>3.5</i>	<i>3.8</i>	<i>4.8</i>	<i>4.5</i>	<i>5.8</i>	<i>4.5</i>	<i>3.2</i>	<i>3.5</i>	<i>4</i>	<i>3.9</i>	<i>3.5</i>	<i>4</i>
<i>Aspect et géométrie de la flamme</i>	<i>Couleur : Jaune brillante Longueur : < 2/3 du foyer Centrage : la flamme est bien centrée, ne touche pas les briques et regroupée. Paillettes: pas d'existence</i>				<i>Flamme n'est pas bien centrée et contient beaucoup de paillettes</i>	<i>Flamme difficile à régler</i>	<i>Couleur : Orange non brillante Longueur : Très courte Centrage : la flamme n'est pas bien centrée, large et touche les briques. Les paillettes : présence beaucoup de paillettes</i>					
<i>Commentaires</i>	<i>Le nombre augmenté des rainures permet de favoriser le contact entre l'air de pulvérisation et les gouttelettes du fuel. la géométrie des rainures permet l'injection de l'air comprimé d'une manière radiale sur le fuel ce qui permet d'avoir une meilleure pulvérisation quelque soit le type de multibuse utilisée</i>			<i>le nombre réduit des rainures le contact air- fuel reste faible par rapport à l'émulseur type 900 c'est pourquoi on obtient une bonne flamme avec la multibuse type 32.50 qui a des orifices de faible diamètre permettant d'augmenter le temps de contact entre l'air et le fuel avant de quitter le brûleur chose qui ne permet la combinaison de cet émulseur avec les multibuses type :32.60 et 32.72</i>			<i>La forme giratoire des rainures permet l'injection de l'air de pulvérisation d'une manière tangentielle, ce mode d'action n'a pas d'effet remarquable sur la pulvérisation de gouttelettes du fuel comme dans le cas de l'injection radiale.</i>					

2. *l'influence de la qualité et les conditions de conditionnement du fuel sur la combustion :*

a. Température et pression d'injection de fuel :

L'expérience montre que le facteur prépondérant agissant sur la finesse de la pulvérisation est **la viscosité du fuel**. En pulvérisation mécanique assistée, il est recommandé de ne pas dépasser 20 cSt (mm^2/s) au droit de bruleur. Ceci ne pose pas de problème avec le FOD, dont la viscosité est très largement inférieure à cette valeur à la température ambiante (6 cSt à 20 °C). Par contre, avec les fuels lourds de type FO n°2, un vigoureux réchauffage est nécessaire.

En se basant sur la droite supérieure du diagramme de viscosité très caractéristique des FO n°2 actuellement délivrés dans l'industrie (voir annexe 4), on constate qu'il faut préchauffer le combustible au droit du bruleur aux environs de 130°C, au lieu de 110°C pour l'amener à 20 cSt.

Chaque fuel possède son propre rapport température/viscosité. Les fournisseurs de pétrole publient des nomogrammes du rapport température/viscosité, mais il faut toutefois noter que ces derniers s'appuient sur des données moyennes établies sur un grand nombre de fiouls représentatifs. Etant donné que ce rapport est fonction de la provenance du pétrole brut et des procédés de raffinage employés, il est impossible de se baser sur les estimations de ces monogrammes, forcément imprécis. En général, la différence est faible pour les fiouls peu visqueux, mais elle s'accroît au fur et à mesure que la viscosité du fioul augmente.

b. Influence de l'air comprimé de pulvérisation :

Une bonne combustion résulte d'une meilleure pulvérisation du fuel par l'air comprimé, et pour atteindre cet objectif il faut que cet air soit exempt d'eau si non on assiste à une diminution de la pression de pulvérisation qui se traduit par la présence des paillettes dans la flamme (imbrûlés visibles).

La présence de l'eau dans l'air comprimé est liée à la périodicité et la durée de la purge de ce dernier, ces deux paramètres sont temporisés d'une manière aléatoire sans tenir compte de l'hygrométrie de l'air qui change tout le temps.

Pour mettre en évidence l'influence de l'hygrométrie de l'air ambiant sur les conditions de pulvérisation, notamment la pression de la pulvérisation, on va faire le suivi de cette dernière en fonction de l'hygrométrie de l'air ambiant. La figure 6 représente les résultats obtenus :

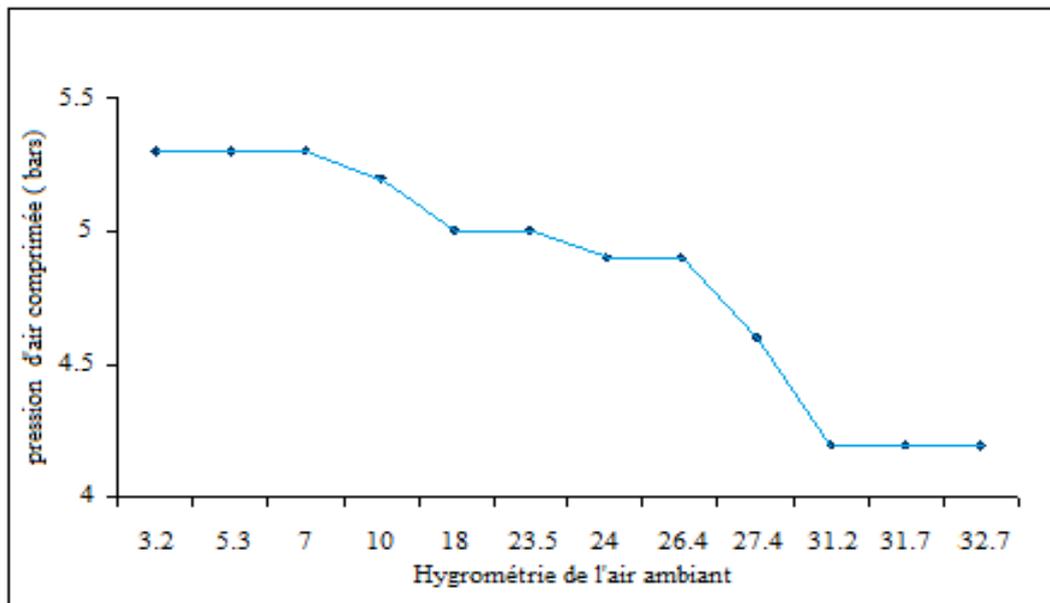


Figure 5 : Suivi de la pression de pulvérisation en fonction de l'hygrométrie de l'air

Interprétation et conclusion :

D'après la courbe représentative de l'évolution de la pression de pulvérisation en fonction de l'hygrométrie de l'air, on constate que pour des faibles hygrométries la pression de pulvérisation atteint sa valeur maximale et reste constante mais à partir d'une hygrométrie égale à 18 %, la pression diminue avec l'augmentation de l'hygrométrie de l'air jusqu'à une valeur où elle n'est plus influencée et reste constante à une valeur faible de la pression pour des hygrométries élevées.

Pour des faibles hygrométries, l'air comprimé est exempt d'eau, c'est pour cette raison que la pression de pulvérisation reste constante à une valeur maximale.

La diminution de la pression avec l'augmentation de l'humidité de l'air est due à la présence de l'eau dans l'air comprimé qui provoque des pertes de charges.

Suite à cette étude on relève l'influence de l'humidité de l'air ambiant sur la pression de la pulvérisation.

c. Optimisation des conditions de combustions de fuel :

L'atomisation du fuel-oil à la sortie des brûleurs se faisait à l'aide de l'air comprimée à pression moyenne de 5.5 bars faiblement variable en fonction de l'hygrométrie de l'air, fixée quelque soit le débit fuel-oil à travers le brûleur (consigne de constructeur).

Le fonctionnement des brûleurs à cette pression air a montré au cours de l'exploitation une insuffisance d'atomisation à des charges supérieures à 2400 l de fuel/h, se traduisant par l'augmentation de l'opacité et de la teneur en CO dans les fumées.

Pour pallier cette anomalie, plusieurs essais ont été effectués afin d'étudier l'influence de la variation de certains paramètres sur le réglage de la flamme, et on a aboutir à des résultats satisfaisants.

Les paramètres concernés par l'étude sont :

- changement de la température fuel-oil entre 110 (valeur actuelle) et 130°C.
- variation de la pression de l'air comprimé d'atomisation entre 5.5 (valeur actuelle) et 8 bars.
- variation de la pression de fuel entre 20 et 24 bars.

A l'aide de logiciel Nemrodw, nous avons pu étudier l'influence de ces paramètres, sur la combustion. Le logiciel Nemrodw permet la construction des plans d'expériences et l'analyse des résultats des expériences.

Les données d'entrée, ainsi que les résultats sont présentées ci-dessous :

Tableau 4 : Plan d'expérimentation (NEMRODW)

N° d'expérience	T° de Fuel	Pression d'atomisation	Pression Fuel	Rendement (fumée)
1	110 (-)	5.5 (-)	20 (-)	83.24
2	130 (+)	5.5 (-)	20 (-)	84.36
3	110 (-)	8 (+)	20 (-)	85.02
4	130 (+)	8 (+)	20 (-)	86.12
5	110 (-)	5.5 (-)	24 (+)	83.26
6	130 (+)	5.5 (-)	24 (+)	84.34
7	110 (-)	8 (+)	24 (+)	85.06
8	130 (+)	8 (+)	24 (+)	86.19

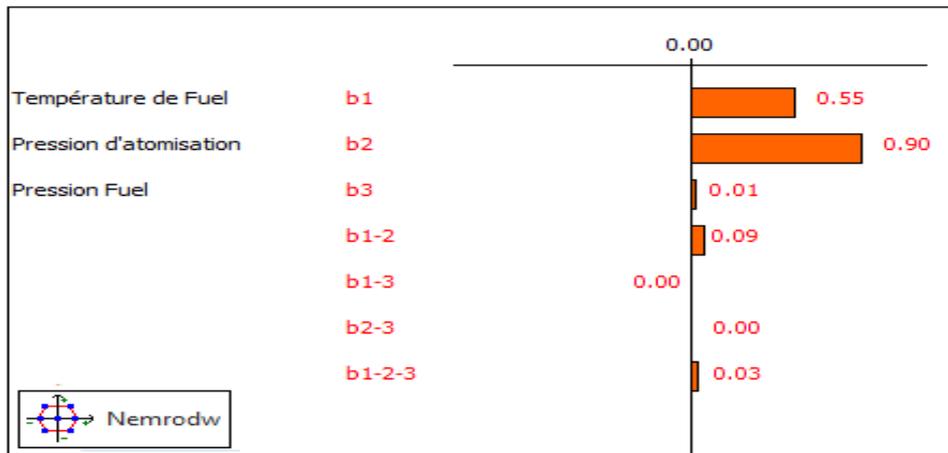


Figure 6 : L'effet des changements précités sur le rendement

On voit bien l'influence de la pression d'atomisation, qui a un poids positif sur le rendement, ainsi que la température de fuel. L'effet de la pression de fuel et les effets d'interaction entre les différents paramètres sont négligeables.

Donc la variation de la pression d'atomisation et la température de fuel de ces valeurs actuelles de constructeur aux nouvelles valeurs font augmenter le rendement de la combustion par minimisation du taux d'imbrulés, ce qui implique un gain notable en quantité de combustible.

Tableau 5 : Economie de dépense en combustible par la variation des paramètres concernés

Température gaz	965	964	964	964
% CO₂	6.48	6.59	6.59	6.61
Pression d'atomisation	5.5	8	8	8
Température Fuel	110	110	110	130
Débit moyen fuel (l/h)	2971	2956	2956	2950
Variation de débit		-15 l		-6 l

Si on considère que les paramètres pouvant influencer sur le rendement de la combustion sont constants comme c'est le cas dans cet essai, on peut dire que la variation du débit moyen fuel-oil n°2 reflète la stabilisation du rendement et par conséquent, la différence entre le débit fuel-oil n°2 final et le débit initial est un gain. Donc 21 litres de fuel-oil à 130°C avec une densité à 45°C de 0,945 représente 19.8 kg/h.

Pour une marche moyenne à 2500 l/h, et sachant que les heures de marche des fours de COZ en moyen sont de 18500 heures, et un prix moyen de fuel-oil de 5500 DH/tonne, le gain à réaliser est d'environ : **$0.0198 \times 18500 \times 5500 = 2 \text{ MDH/an}$** .

3. Influence d'excès d'air sur la combustion :

Pour réaliser la combustion complète avec l'air (absence d'imbrûlés), il faudrait un mélange parfait. En pratique, pour assurer la combustion complète, il faut un certain excès d'air.

Un excès d'air diminue la teneur en imbrûlés et augmente les pertes de chaleur véhiculée par la masse gazeuse, cette perte d'énergie est particulièrement utile pour l'opération de séchage.

D'autre part, l'air en excès peut entraîner la présence d'éléments tels que :

- ✓ **Les NOx** : sont à l'origine des pluies acides par formation d'acide nitrique.

On distingue trois mécanismes de formation de NO :

- le NO *primaire* formé par réaction de l'oxygène libre présent dans l'excès d'air.
- le NO *combustible* dû à la présence d'azote organique dans le combustible (fuels) et à l'oxygène puisque la température de combustion dépasse 1000°C.
- le NO *thermique* est prédominant dans ces fours, sa formation est liée à la concentration d'oxygène et à la durée de passage de l'air comburant dans la zone de flamme où la température dépasse 1200°C (600 ppm à 1600°C).

- ✓ **Formation des points de rosée** dans les chambres ce qui provoque le colmatage des tubix d'une part, d'autre part la dégradation des chambres par formation d'acide sulfurique, qui attaque les métaux, suivant les réactions suivantes :



D'où la nécessité d'obtenir un rapport optimal de coefficient d'air théorique (λ) qui vise le meilleur compromis possible entre un maximum de rendement en terme de l'opération de séchage, performance continue de l'installation et sécurité de l'environnement.

Dans le but de déterminer l'influence du coefficient d'air théorique sur la qualité de la combustion et l'aspect de la flamme, nous avons fait varier ce rapport entre 1,1 et 1,4 (valeurs couramment utilisées dans les fours à fuel). Les résultats sont regroupés dans le tableau 6 :

Tableau 6 :Influence de λ (coefficient d'air théorique) sur la combustion

Λ	Aspect de la flamme	Fumée
1,1	-Couleur : Orange non brillante -Longueur : Très courte -Flamme n'est pas bien centrée, très dispersée, large et touche les briques. - présence d'imbrulés	-Couleur : grise -Pas de présence de gouttelettes d'eau ($T_{\text{fumée}} > T_{\text{rosée}}$) -présence de monoxyde de carbone ($>52\text{mg/m}^3$) -faible quantité de SO_2 (11ppm) -faible quantité de NO_x (102ppm)
1,2	-Couleur : Jaune -Longueur : $< 2/3$ du foyer -Flamme n'est pas bien centrée, dispersée et large -Présence d'imbrulés	-Couleur : blanche -Pas de présence de gouttelettes d'eau ($T_{\text{fumée}} > T_{\text{rosée}}$) -absence de monoxyde de carbone. -faible quantité de SO_2 (13ppm) -faible quantité de NO_x (114ppm)
1,3	-Couleur : Jaune brillante -Longueur : $< 2/3$ du foyer -Flamme est bien centrée, ne touche pas les briques et regroupée. -Pas d'existence d'imbrulés	-Couleur : blanche -Pas de présence de gouttelettes d'eau ($T_{\text{fumée}} > T_{\text{rosée}}$) -absence de monoxyde de carbone. -faible quantité de SO_2 (13ppm) -faible quantité de NO_x (119ppm)
1,4	-Couleur : Jaune brillante -Longueur : $> 2/3$ du foyer Flamme est centrée, ne touche pas les briques et regroupée. Pas d'existence d'imbrulés.	-Couleur : blanche -Présence de gouttelettes d'eau au niveau de la chambre et de la cheminée. ($T_{\text{fumée}} < T_{\text{rosée}}$) -absence de monoxyde de carbone. -faible quantité de SO_2 (12ppm) -faible quantité de NO_x (121ppm)

Interprétation et conclusion :

Pour un rapport qui est inférieur à 1.3, la flamme reste toujours instable avec la présence d'imbrulés liquides dans le foyer. (Combustion incomplète, ce qui provoque la formation de monoxyde de carbone).

Pour un rapport qui est strictement supérieur à 1.3, la flamme est bien stable, les imbrulés sont disparus (combustion complète et absence de monoxyde de carbone), mais il y a formation de gouttelettes d'eau au niveau de la chambre des tubix et de la cheminée ($T_{\text{fumée}} < T_{\text{rosée}}$).

Il y a aussi diminution des quantités de SO_2 et NO_x , qui sont réagis avec l'eau formé pour donner naissance à l'acide sulfurique et nitrique.

Un rapport de 1.3 s'avère le plus pertinent, d'une part pour piloter d'avantage l'allure de la flamme ce qui donne une flamme regroupée et bien centrée (combustion complète), d'autre part pour garder une température de fumée suffisamment supérieur est éviter la formation de point de rosée.

III. Etude de l'efficacité du système de dépeussierage :

1. Etude de système de dépeussierage au complexe : (Les tubix)

L'usine de séchage COZ utilise les cyclones comme système de dépeussierage, chaque four sécheur dispose de 384 cyclones répartis sur 8 batteries légèrement inclinés dans la chambre de dépeussierage dimensionnés pour supporter un débit de 270t/h de phosphate (Note de constructeur). Avec les normes environnementales qui deviennent de plus en plus sévères en ce qui concerne le contrôle de la pollution, il faut savoir capter un maximum de polluants. Le cyclone est le système requérant le moins d'entretiens comparativement à tout ce qui se fait dans le domaine du dépeussierage.

Problématique :

Cependant, ils sont insuffisants face aux règlements environnementaux toujours plus stricts. Son efficacité de séparation décroît rapidement avec la réduction du diamètre de particules, car ils sont inopérants sur la tranche la plus fine des poussières.

Le rendement du système de dépeussierage laisse à désirer et peut atteindre jusqu'à 9g/m^3 d'air de poussières éjectées dans l'atmosphère. La solution d'utilisation des filtres à manches semble très coûteuse et n'est pas rentable, car ils sont très sensibles au point de rosée, ce qui nécessite de garder une température de chambre élevée, ceci implique une augmentation de la consommation spécifique en fuel (sur la base des changements similaires qu'a subit l'usine de séchage Beni-idir).

Donc, pour minimiser le maximum possible le taux de poussière, il est nécessaire de redimensionner les cyclones pour s'adapter avec le procédé.

a. Principe de fonctionnement d'un cyclone :

La définition propre du travail d'un cyclone est définie par le produit des forces centrifuges agissant sur les particules en suspension dans un courant d'air. Comme les particules ont une densité supérieure au gaz, elles sont forcées à s'approcher de la paroi du cyclone où, une fois déposées, sont transportées vers le bas du cône, jusqu'à la sortie où elles sont récupérées. Le gaz propre, maintenant libéré d'une partie de sa charge de poussière, s'échappe en remontant par le centre du cyclone, s'échappant par le tube de sortie, qui passe à travers le toit. Il faut imaginer que le gaz entre par l'entrée en haut du cyclone (tangentiuellement), puis descend en décrivant des spirales jusqu'à ce qu'il atteigne l'endroit où le diamètre du cône est égal au diamètre de la sortie dans le toit.

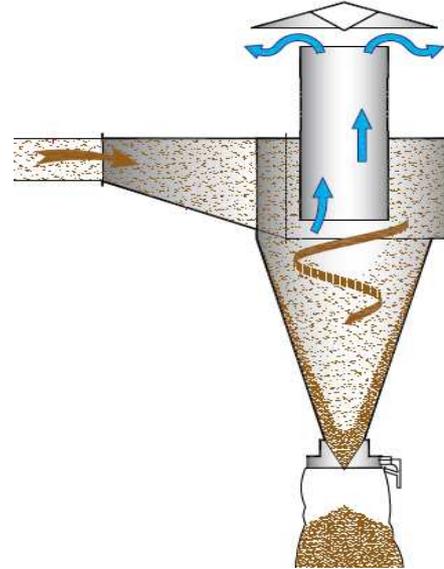
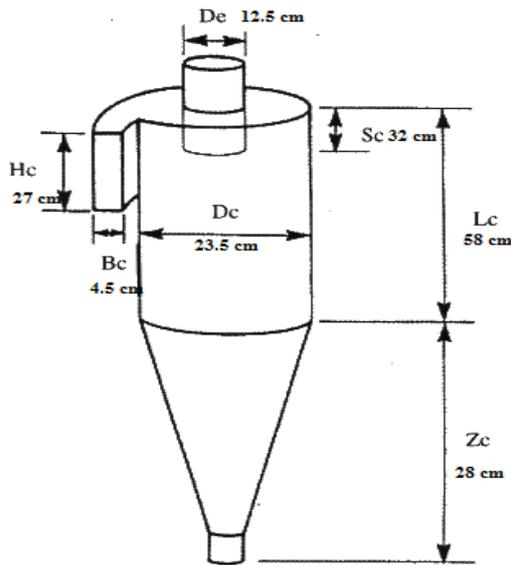


Figure 7 : Dimensionnement d'un cyclone **Figure 8 :** Schéma de principe d'un cyclone.

b. L'efficacité :

Pour caractériser l'efficacité d'un cyclone, il suffit de calculer ce que l'on appelle le diamètre de coupure en micron (μm). Cela correspond au diamètre de la plus petite particule pouvant être filtrée avec une efficacité de 50 %. Cette valeur est directement liée à la vitesse de l'air à l'entrée, à son débit et aux dimensions du cyclone. Plus le diamètre de coupure est petit, plus le cyclone pourra capter de petites particules. Dans le même ordre d'idée, un petit diamètre de coupure correspond à un cyclone dit de haute efficacité et dans l'autre sens, un gros diamètre de coupure est garant d'un système à plus faible efficacité.

Calcul du rendement d'un cyclone :

On apprécie généralement la qualité d'un cyclone par la taille des particules qu'il est capable d'éliminer avec une efficacité de 50 %. Soit d_c le diamètre de ces particules appelé diamètre de coupure : **(Rammler, Rosin et Intelmann)**

$$d_c = \sqrt{\frac{9 \times \mu \times B_c}{2\pi \times N_v \times V_i \times (\rho_p - \rho_g)}}$$

Avec:

d : diamètre de coupure pour lequel l'efficacité de collecte est 100% (m)

μ : viscosité du gaz (Pa.s)

B_c : largeur de l'entrée (m)

N_v : nombre de tours effectifs du gaz (en général de 5 à 10)

$$N_v = \frac{\pi(2L_c + Z_c)}{(L_c + Z_c + H_c)} = 0,92 \sqrt{V}$$

H_c : hauteur de l'entrée

L_c : hauteur du cylindre

Z_c : hauteur du cône

v_i : vitesse d'entrée des gaz (m/s)

ρ_p : masse volumique des particules (kg/m³)

ρ_g : masse volumique du gaz (kg/m³)

L'efficacité de collecte est ensuite déterminée graphiquement à l'aide de la figure suivante (d représente le diamètre moyen des particules).

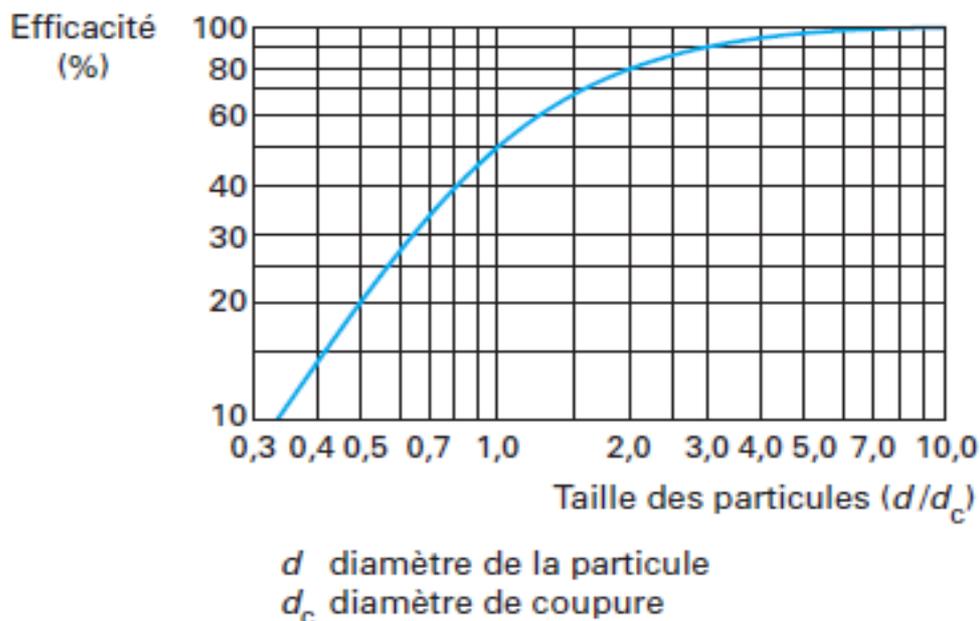


Figure 9 : Détermination de l'efficacité de collecte d'un cyclone.

2. Etude sur le rendement du système de dépoussiérage :

Cette étude a été faite sur le four sécheur numéro 3.

Calcul théorique de la charge :

- En fonction du débit de fuel, on peut calculer le débit de gaz issu de la combustion : 1kg de fuel nécessite 10.12 m^3 d'air et dégage 10.8 m^3 de gaz (coefficient d'excès d'air 0.3)
 $V_1 = 2960 \times (10.12 + 10.8 \times 0.3) = 39545 \text{ m}^3/\text{h}$
- Débit d'air secondaire : $V_2 = 37840 \text{ m}^3/\text{h}$
- Débit d'air parasite (dépression = -3.5 mbar) : $V_3 = 46547 \text{ m}^3/\text{h}$
- Débit d'eau évaporé, pour une humidité d'entrée de 13.8%, et humidité de sortie 3.10% avec un débit de 350t/h.

$$V_4 = \dot{m}_b(H-h)/(100 - h) = 38618 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donc, le débit total des gaz : $V_{\text{total}} = 39545 + 37840 + 46547 + 38618 = 162550 \text{ m}^3/\text{h}$

Par un bilan matière du phosphate à la sortie de la virole, on détermine le débit de phosphate qui passe par le système de dépoussiérage qui est de 85,5t/h.

On obtient une charge de poussière à l'entrée de 85,5t par $162550 \text{ m}^3/\text{h}$ d'air, la charge sera donc : **526g/m³**.

Calcul théorique de la vitesse à l'entrée des cyclones :

Chaque chambre des tubix contient 384 cyclones, on admet que le débit de gaz entrant se répartit uniformément sur les cyclones.

Donc chaque cyclone reçoit un débit de : $162550/384 = 423.3 \text{ m}^3$

La surface de l'entrée de cyclone est : $S = 0.27 \times 0.045 = 0.01215 \text{ m}^2$

Et puisque : $Q = V \times S$ donc $V = Q/S = 423.3/0.01215 = 34839.5 \text{ m}^3/\text{h} = 9.68 \text{ m/s}$

Caractéristiques de gaz :

Viscosité dynamique (à 70°C): $8.65 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$

Masse volumique du gaz (à 70°C) : 0.998 kg/m^3

Masse volumique des particules : 1300 kg/m^3

Tableau 7 :Bilan matière de dépeussierage

Bilan	
Four	3
Qualité de phosphate	BTLSC
Débit d'entrée du produit	350 t/h
Humidité d'entrée	13 ,8%
Humidité de sortie (produit)	3,1%
Débit de phosphate sortie virole	311 t/h
Phosphate retenue à la chambre de détente	225,5 t/h
Débit de phosphate à l'entrée des tubix	85,5 t/h
Débit des gaz à l'entrée des tubix	162550 m ³ /h
Charge de poussière a l'entré destubix	526 g/m ³
Charge à la sortie (Rendement du système)	9g /m ³
Diamètre de coupure observé	193 micron

3. Interprétations et recommandations :

Le grand diamètre de coupure est dû à la surcharge de débit du produit, le dimensionnement des cyclones étant inadapté avec les débits actuels de produit, ne supporte pas les nouvelles grandes charges du produit, lié au changement que l'usine a subi au fil des années pour traiter différents débits de phosphates. Le système du dépeussierage est toujours incapable de s'adapter à ce changement.

Le point de rosée est souvent existant et cause des changements de phase gaz-liquide qui donne une augmentation du diamètre de coupure en colmatant les sorties des cyclones, cela est causé par la présence de l'air parasite qui produit des échanges de convection avec l'air du séchage entraînant une chute de température dans le cyclone.

De manière générale, pour obtenir une séparation efficace des particules très fines, un cyclone de petites dimensions, à grand débit et longue trajectoire du produit, est préférable (en faisant attention toutefois aux pertes de charge). Cependant le petit dimensionnement des cyclones ne peut plus supporter les surcharges de poussière.

Pour augmenter le rendement du dépoussiérage, on propose de redimensionner les cyclones pour les adapter à la grande charge de poussière.

- Le redimensionnement doit prendre en compte l'augmentation de la charge de poussière qui a grandi de 20%.
- Le redimensionnement recouvrira la surface d'entrée d'air, une augmentation de cette surface diminuera la vitesse tangentielle à l'entrée et permettra une meilleure efficacité.
- Élargir le rayon intérieur du cyclone augmentera le volume cela engendrera une capacité supérieure diminuant les pertes d'énergie en contact avec l'air parasite et empêchera le point de rosée.
- En prenant compte du point de rosée il faut utiliser des cyclones avec une faible diffusivité thermique pour empêcher les chutes de la température.
- Utiliser l'acier hardox 400 ou 500 au lieu d'un acier noir ordinaire comme élément composant des cyclones, grâce à sa faible diffusivité thermique et sa résistance aux particules abrasives du phosphate, il sera utile pour empêcher les pertes d'énergie et le point rosée.

Les dimensionnements proposés selon le logiciel « cyclone » étant un standard connu pour tous les types de cyclones existants. En entrant les paramètres de l'air et du produit et en visant la meilleure efficacité possible. (Annexe 5)

On obtient les changements suivants :

Agrandir la hauteur de l'entrée d'air de 9 cm « HC devient donc 36cm »

Agrandir le diamètre du corps du cyclone de 7 cm « DC devient 30,5cm »

Agrandir la longueur du corps de cyclone de 20 cm « LC devient 78cm »

Le reste des dimensions semble rester in affecté par l'influence de la surcharge du produit.

Chapitre 3

Bilan matière et énergétique et l'évaluation des pertes :

I. Bilan matière et thermique d'un four sécheur :

1. But et principe :

Le bilan thermique est l'un des caractéristiques fondamentales qui permet d'évaluer l'efficacité et l'économie d'une installation thermique.

Il apparaît donc nécessaire de connaître les différentes quantités de chaleur entrant dans l'installation en question et celles qui sortent ; afin de déterminer le rendement thermique de la chaîne de traitement et d'agir en conséquence.

Le bilan thermique consiste à établir l'égalité entre la quantité de chaleur fournie et la somme des quantités de chaleur utilisée et perdue. C'est l'application du premier principe de la thermodynamique qui traduit « la conservation de l'énergie ».

Dans le cas d'un four sécheur, on doit prendre, donc, en considération les différentes quantités de chaleur nécessaires à l'évaporation de l'eau contenue dans le minerai de phosphate et celles apportées par les fumées et le produit séché.

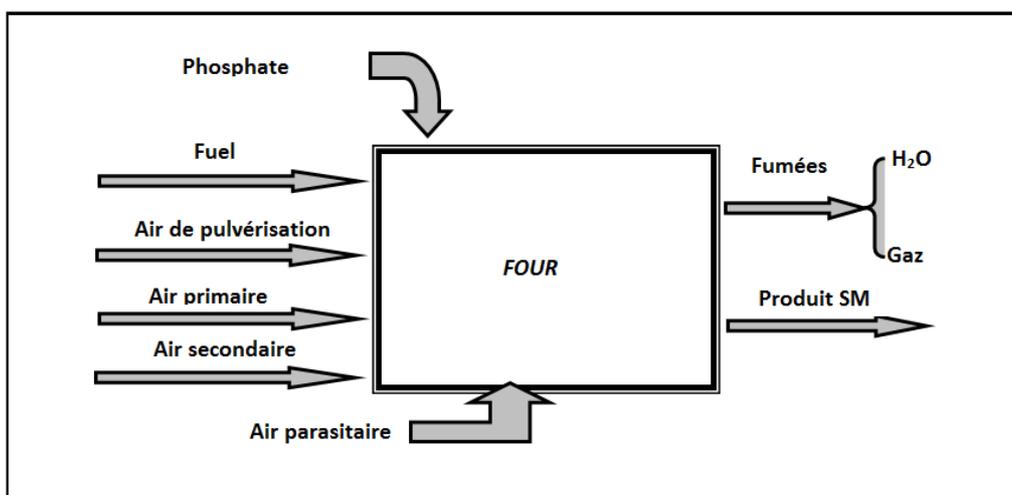


Figure 10 : Schématisation des éléments à l'entrée et sortie du four.

2. Elaboration des bilans :

- Les entrées

Tableau 8 : Flux de matière et d'énergie entrant dans le système

Désignation	Débit massique (Kg/h)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
Chaleur sensible du fuel	\dot{m}_F	$\Phi_{sf} = \dot{m}_F \times C_{pf} \times \theta_f$
Chaleur latente fuel	\dot{m}_F	$\Phi_{lf} = \dot{m}_F \times PCI$
Phosphate sec	$\dot{m}_s = \dot{m}_b - E_p$	$\Phi_p = \dot{m}_s \times C_{pp} \times \theta_p$
Eau dans le phosphate	$E_p = (\dot{m}_b \times H)/100$	$\Phi_e = E_p \times C_{pe} \times \theta_p$
Air sec	$A = (A_p + A_s + A_{pu} + A_{pa})/(1+w)$	$\Phi_a = A \times C_{pa} \times \theta_a$
H ₂ O de l'air	$E_a = (A_p + A_s + A_{pu} + A_{pa}) \times w$	$\Phi_{ea} = E_a \times C_{pv} \times \theta_a$

Notation

\dot{m}_F : Débit de fuel	M_{SO_2} : Débit massique de SO ₂
\dot{m}_b : Débit de phosphate brut	M_{H_2O} : Débit massique de H ₂ O
\dot{m}_s : Débit de phosphate sec	M_{CO_2} : Débit massique de CO ₂
E_p : Débit d'eau dans le phosphate	H : L'humidité du produit à l'entrée.
A : Air total entrant dans le four	H : Humidité du produit sec et marchand
A_p : Débit d'air primaire.	W : Humidité absolue de l'air.
A_s : Débit d'air secondaire	C_{pp} : Chaleur spécifique du phosphate.
A_{pu} : Débit d'air de pulvérisation	C_{pe} : Chaleur spécifique de l'eau
A_{pa} : Débit d'air parasite	C_{pa} : Chaleur spécifique de l'air
E_a : Débit d'eau contenu dans l'air	C_{pv} : Chaleur spécifique de la vapeur
\dot{m}_{sm} : Débit de phosphate sec et marchand	C_{pf} : Chaleur spécifique de fuel
E_r : Eau résiduelle	θ_{ps} : Température du phosphate à la sortie
E_e : Eau évaporée	θ_a : Température ambiante
M_{O_2} : Débit massique d'O ₂	θ_f : Température de fuel
M_{N_2} : Débit massique de N ₂	θ_p : Température du phosphate à l'entrée
θ_s : Température des gaz à la sortie	Φ_{sf} : Chaleur sensible de fuel
Φ_{lf} : Chaleur latente de fuel	Φ_p : Chaleur apportée par le phosphate sec
Φ_{ea} : Chaleur de l'eau de l'air	Φ_e : Chaleur de l'eau dans le phosphate
Φ_a : Chaleur apportée par l'air sec	Φ_{ev} : Chaleur nécessaire à l'évaporation de l'eau
Φ_r : Chaleur entraînée par l'eau résiduelle	

- Les sorties

Tableau 9 : Flux de matière et d'énergie sortant du système

Désignation	Débit massique (Kg/h)	Quantité de chaleur (Kcal/h)
Phosphate sec	$\dot{m}_s = \dot{m}_b - E_p$	$\Phi_p = \dot{m}_s \times C_{pp} \times \theta_{ps}$
Humidité résiduelle	$E_r = (\dot{m}_{sm} \times h) / 100$	$\Phi_r = E_r \times C_{pe} \times \theta_{ps}$
H ₂ O évaporée	$E_e = \dot{m}_b(H-h)/(100 - h)$	$\Phi_{ev} = E_e (L_v + C_{pv} \times \theta_s)$
CO ₂	$M_{CO_2} = 3.08 \times \dot{m}_F$	$\Phi_{CO_2} = M_{CO_2} \times C_{pCO_2} \times \theta_s$
H ₂ O de combustion	$M_{H_2O} = 1.08 \times \dot{m}_F$	$\Phi_{H_2O} = M_{H_2O} \times C_{pv} \times \theta_s$
SO ₂	$M_{SO_2} = 0.08 \times \dot{m}_F$	$\Phi_{SO_2} = M_{SO_2} \times C_{pSO_2} \times \theta_s$
N ₂	$M_{N_2} = 0.77(A_p + A_s + A_{pu} + A_{pa}) / (1+w)$	$\Phi_{N_2} = M_{N_2} \times C_{pN_2} \times \theta_s$
O ₂	$M_{O_2} = 0.23[(A_p + A_s + A_{pu} + A_{pa}) / (1+w) - 14.08 \dot{m}_F]$	$\Phi_{O_2} = M_{O_2} \times C_{pO_2} \times \theta_s$
H ₂ O de l'air	$(A_p + A_s + A_{pu} + A_{pa}) \times w$	$\Phi_{ea} = E_a \times C_{pv} \times \theta_s$

- ✓ Le rendement du four :

$$\eta = \frac{\text{Chaleur fournie pour l'évaporation de l'eau}}{\text{chaleur fournie totale}} = \frac{\Phi_e}{\Phi_E}$$

- ✓ Quantité d'eau évaporée par Kg de fuel : QE

Théoriquement :

$$QE_{théorique} = \frac{PCI(fuel)}{L_v(eau)} = \frac{9600}{597} = 16.08 \text{ kg d'eau / kg de fuel}$$

En pratique :

$$QE_{pratique} = \frac{\dot{m}_b(H - h)}{\dot{m}_F(100 - h)}$$

II. Evaluation des pertes au niveau d'un four sécheur :

1. Pertes dûes à l'introduction de l'air parasite :

Dans cette étude, nous présentons les résultats de l'étude effectuée avec les bilans matière et énergétique établis du four rotatif de séchage du phosphate (Four n°3), dans le but de mesurer le rendement thermique du four et évaluer l'influence de l'air parasite.

a) Donnés et résultats :

▪ Qualité traitée	BTLSC
▪ Débit d'alimentation (brut).....	349.73 t/h
▪ Humidité du produit d'alimentation	13,8 %
▪ Débit de fuel	2960 Kg/h
▪ Air primaire.....	72236 Kg/h
▪ Air secondaire.....	32041 Kg/h
▪ Air de pulvérisation.....	175 Kg/h
▪ Température du produit d'alimentation	17 °C
▪ Température ambiante	24 °C
▪ Humidité relative de l'air	54%
▪ Température au niveau de la buse	960 °C
▪ Température du produit SM	59°C
▪ Température à la cheminée	80°C
▪ Température du fuel	120 °C
▪ Humidité du produit SM	3,10 %

➤ Détermination de l'air parasite au niveau de l'installation :

Débit des gaz sec en sortie buse en fonction des analyses d'après l'analyseur des gaz :

% vol O₂ = 12,45 % % vol CO₂ = 6,46 %

$$\begin{array}{l}
 \text{O}_2 : E\% = \frac{10.12}{10.8} \times \frac{12.45}{21-12.45} = 136 \\
 \text{CO}_2 : E\% = \frac{10.12}{10.8} \times \frac{(15.7-6.46)}{6.46} = 134
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} \text{O}_2 \\ \text{CO}_2 \end{array}} \right\} \begin{array}{l} \text{moyenne:} \\ E\% = 135 \end{array}$$

(Voir démonstration annexe 7)

Alors le volume des gaz sec à la buse est :

$$(10.12 + 10.8 \times 1.35) \times 3341 = 82523 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

*L'air nécessaire à la combustion :

$$3341 \times 10.8 = 36083 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

*L'excès de l'air au niveau de la buse est :

$$31968 \times 1.35 = 48712 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Débit des gaz sec au niveau de la cheminée en fonction des analyses :

$$\% \text{ vol O}_2 = 15,5 \%$$

$$\% \text{ vol CO}_2 = 4,1 \%$$

$$\text{O}_2 : E\% = \frac{10.12}{10.8} \times \frac{15.5}{21-15.5} = 263$$

$$\text{CO}_2 : E\% = \frac{10.12}{10.8} \times \frac{(15.7-4.1)}{4.1} = 265$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{moyenne :} \\ E\% = 264 \end{array} \right\}$$

Alors le volume des gaz sec au niveau de la cheminée est :

$$(10.12 + 10.8 \times 2.64) \times 3341 = 129069 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\text{D'où l'air parasite est : } A_{pa} = 36083 \times (2.64 - 1.35) = \mathbf{46547 \text{ m}^3/\text{h}}$$

La masse volumique de l'air à une température de 24°C et avec une humidité relative de 54% est 1.181 kg/m³.

$$A_{pa} = 46547 \times 1.181 = \mathbf{54972 \text{ kg/h}}$$

A 24 °C sèche :

- La pression partielle de vapeur P^{°e} = 0.030420 bar
- L'humidité relative de l'air ε = 0.54
- L'humidité absolue $W = 0.622 \times (\varepsilon.P_s) / (P_{atm} - \varepsilon.P_s)$

$$W = (0.62 \times 0.54 \times 0.030420) / (1 - 0.030420)$$

$$W = 0.01050 \text{ Kg d'eau/Kg d'air sec}$$

- Température de référence : 0°C (273 K).

On peut utiliser aussi le diagramme de l'air humide (diagramme de MOLLIER) pour trouver l'humidité absolue. (Annexe 10)

➤ Quantités de chaleur fournies :

Tableau 10 : Bilan sur les quantités de chaleurs fournies

	Débit (kg/h)	T (°C)	PCI (kcal/kg)	Cp(kcal/kg°C)	Chaleur (Mcal)
Chaleur sensible	2960	120		0.48	170,5
Chaleur latente	2960		9600		28416
Phosphate sec	301467	17		0.24	1230
Eau du produit	48263	17		1	820,5
Air sec	156053	24		0.24	899
Vapeur de l'air	1639	24		0.44	17,3
Total					31553,3

Mcal = Mégacalorie

➤ Quantités de chaleur consommées :

Tableau 11 : Bilan sur les chaleurs consommées

	Débit (kg/h)	Lv (kcal/kg)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	Chaleur (Mcal)
Phosphate sec	301467		59	0.24	4269
Humidité résiduelle	9644		59	1	569
H ₂ O évaporée	38618	545	80	0.44	22406
CO ₂	9117		80	0.2	146
SO ₂	237		80	0.14	2,7
H ₂ O de combustion	3197		80	0.44	365
H ₂ O de l'air	1656		80	0.44	58,3
O ₂	26307		80	0.219	461
N ₂	120161		80	0.25	2403,2
Total					30680,2

Mcal = Mégacalorie

➤ Les pertes en quantité de chaleur : $\Delta\Phi$

$$\Delta\Phi = \Phi E - \Phi S$$

$$\Phi P = 31553,3 - 30680,2$$

$$\Phi P = 873,1 \text{Mcal/h soit } 2.77\%$$

➤ Le rendement du four : η

$$\eta = \frac{\Phi e}{\Phi E} = \frac{22406}{31553.3} = 71\%$$

➤ Quantité d'eau évaporée par Kg de fuel : QE

$$QE = (\dot{m}_b(H-h))/((100 - h)\times\dot{m}_F) = 38618/2960 = \mathbf{13.04 \text{ Kg d'eau / Kg de fuel}}$$

b) Interprétation et conclusion :

Le rendement du Kg de fuel est $13,04/16,08 = 0,81$ ce qui est inférieur à la quantité d'eau évaporée par Kg de fuel normal, et ceci est dû principalement au débit d'air parasite important introduit dans l'installation, à la température ambiante relativement basse (24°C) et au degré hygrométrique élevé.

La quantité d'air parasite introduite dans le four par des endroits autre que la façade telle que les jonctions, les goulottes, les fentes des tôles des chambres et les fixations des portes de visite, absorbe une quantité de chaleur importante égale :

$$\Phi = A_{pa} \times \Delta\theta [C_{pa}/(1+w) + wC_{pv}]$$

$$\Phi = 745369 \text{ Kcal/h}$$

Soit $\Phi/\Phi_E = 2,36\%$ de la quantité de chaleur totale fournie.

Quantité de fuel consommée = Φ/PCI de fuel

$$= 77,6 \text{ Kg de Fuel/h}$$

Sachant que les heures de marche des fours de COZ pour l'exercice 2013 sont de 18536 heures, les pertes annuelles dues à l'introduction de l'air parasite sont de 1438,393 tonnes.

Cet air a des conséquences néfastes sur le bon fonctionnement des fours, à savoir :

- Une consommation supplémentaire en fuel.
- Une diminution de la dépression.
- Une réduction de la cadence du four.
- Formation des points de rosée dans les chambres ce qui provoque le colmatage des tubix et la dégradation des chambres.

Pour faire face à ce problème, on ne peut pas agir sur la valeur de la dépression car ce paramètre varie en fonction de plusieurs facteurs. En plus l'introduction de l'air parasite n'est possible que si l'étanchéité est mauvaise.

Donc ce problème ne peut être remédié que par l'amélioration de l'étanchéité aux points suivants :

- ✓ Au niveau de la jonction foyer-virole,
- ✓ Au niveau de la jonction virole-chambre,
- ✓ Au niveau du crible l'air parasite s'introduit par le capotage et les rives ce qui donne naissance au point de rosée par conséquent le colmatage du crible, le bouchage du reniflard.
- ✓ Au niveau des portes de visite des chambres, les prises d'air sur les joints sont dues uniquement au vieillissement des joints et le montage incomplet des boulons de fixation des trappes.

2. Pertes dûesaux arrêts non planifiés :

Le complexe COZ utilise le fuel oil n°2 comme combustible pour le séchage du phosphate, avec une consommation spécifique en moyenne de 9Kg de fuel par tonne de phosphate séché. Le coût de séchage par le fuel est très élevé et constitue une charge importante sur le prix de revient, soit 60 % environ. D'où la nécessité d'éviter ou minimiser toute sorte de consommation supplémentaire en fuel, et en parle par la suite de l'impact des arrêts de séchage sur la consommation spécifique.

Pour notre étude nous nous sommes basées sur une base de données donnant les différentes informations relatives aux arrêts de séchage pendant les 6 premiers mois de 2014.

Tableau 12: Extrait de calcul des pertes journalier en fuel

Jour	19/03/2014			20/03/2014			21/03/2014			24/03/2014		
Intervalle	09h-10h	10h-11h	11h-12h									
perte en fioul			313,2			317,5	360,7	309,9	436,6	432,9	423	
Moyenne fioul	370,52											

Le cout d'arrêt d'un four sécheur pour une durée moyenne de 12 minutes provoque une perte de 370.52 kg de fuel.

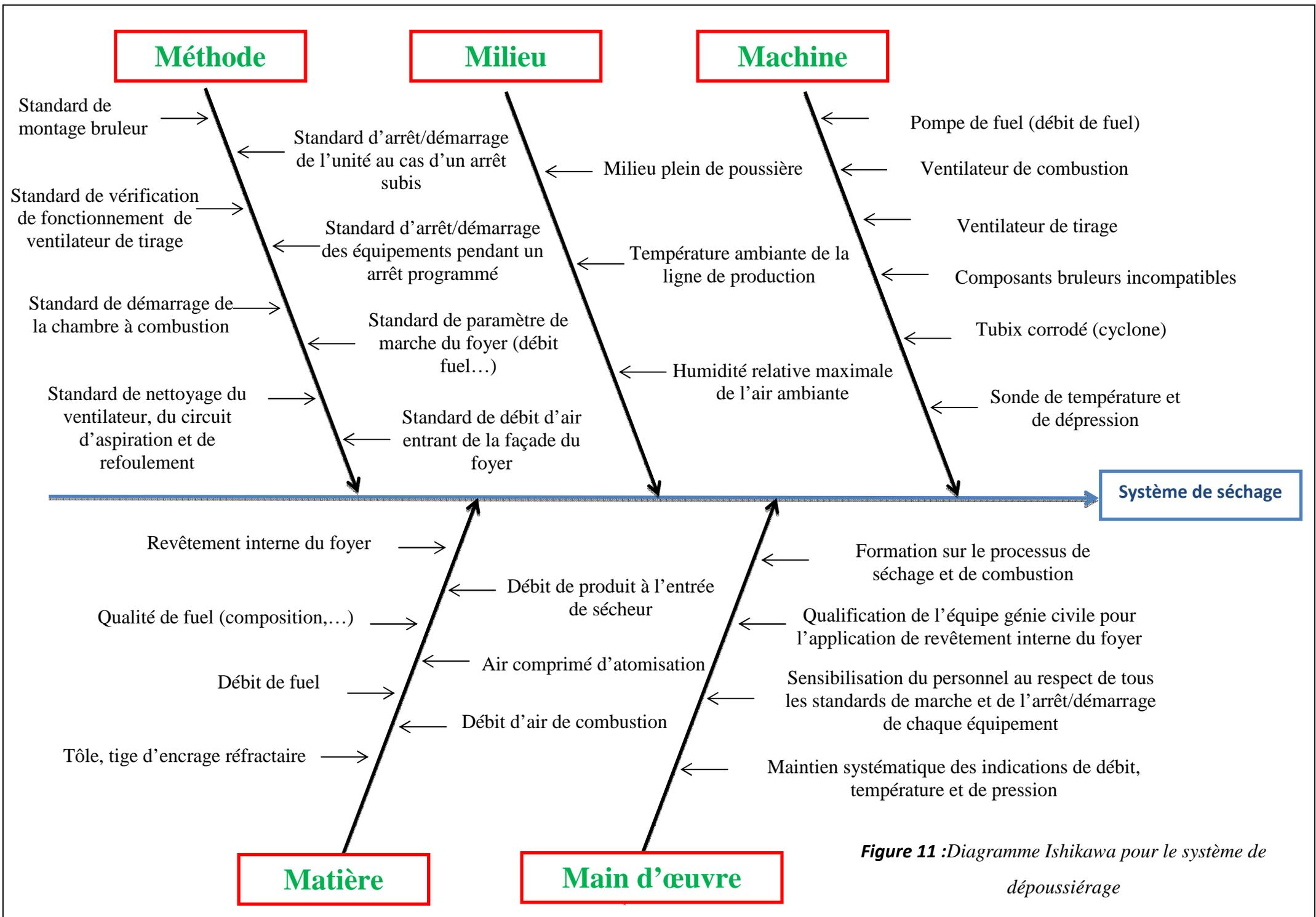
Pour la période de 6 mois la fréquence totale des arrêts est de 2925 arrêts ; correspondant à une perte en fuel de : $2925 \times 370,52 = 1083771 \text{ kg de fuel}$.

Or le prix d'un Kg de fuel est 5,5 DH ce qui donne $1083771 \times 5,5 = 5,9 \text{ MDH}$.

Il s'agit donc d'un chiffre très important d'où la nécessité de minimiser la fréquence de ces arrêts. Pour ce faire on commencera par la détermination de ces causes probables.

a) Développement de la méthode Ishikawa pour le système de séchage :

Le diagramme suivant représente de façon graphique les causes aboutissant à des arrêts de l'unité.



b) Résultats et discussions :

En répartissant la durée des arrêts décrits dans la base de données en fonction de leur nature, les résultats ainsi obtenus peuvent être représentés dans un diagramme de PARETO, comme le montre le graphe suivant :

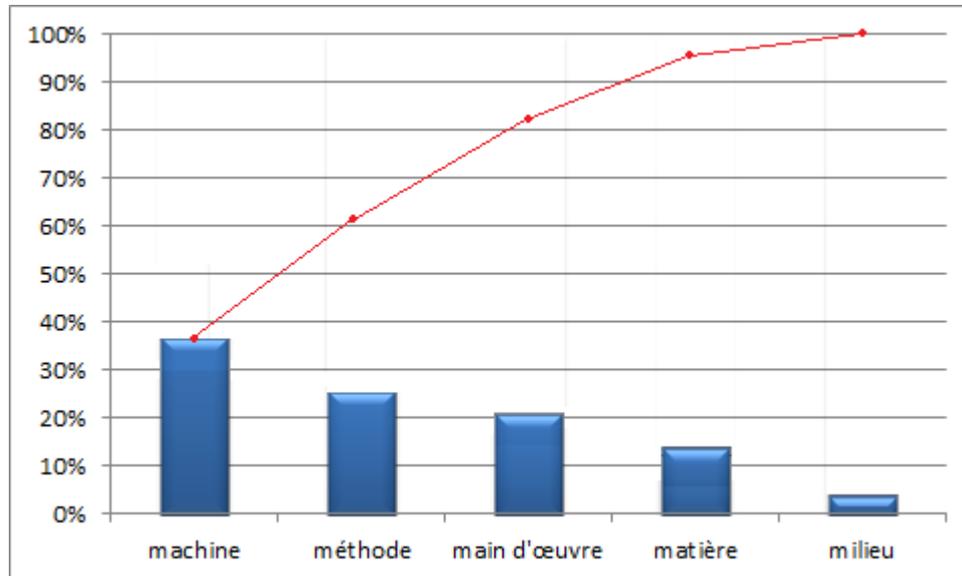


Figure12 :Diagramme Pareto pour les arrêts de l'unité.

D'après les résultats obtenus dans le graphe on note que 80% de la durée des arrêts est dûe aux machines, méthodes et main d'œuvre.

En élaborant, 37% de la durée totale est liée seulement aux arrêts attribués aux machines, du fait que l'installation date depuis 1982, son usure excessive et les défauts répétitifs du réglage et étalonnage des machines sont les principales causes.

En seconde place vient les arrêts engendrés par manque d'un standard pour les différentes tâches et réglages qui représentent 25% de la durée totale.

La main d'œuvre est le troisième agent intervenant dans les arrêts de longue durée, la mauvaise manipulation des opérateurs, le manque de formation et la participation de personnel non qualifié en sont souvent à l'origine

Loin de cela s'ajoute des arrêts peu probables et non répétitifs lié à des facteurs inattendus venant de la nature des matières (produit, combustible...), ou du milieu.

La démarche future pour palier à ce problème d'arrêts fréquents est une démarche de « résolution des problèmes par élimination des causes racines » qui est une méthode développée par l'OCP SA en collaboration avec l'école CENTRALE PARIS, elle se pratique dans des sites comme jorflesfar, et a abouti à des résultats satisfaisants.

Etude paramétrique et modélisation des échanges à l'intérieur du tube sécheur

I. Introduction :

Afin d'augmenter la production, l'exploitant procède à différents essais portant sur les conditions de fonctionnement du four rotatif de séchage. Les divers tests permettent de prévoir le comportement du four lors du changement de l'un des paramètres de fonctionnement.

En pratique les paramètres fixes (longueur et diamètre du four...etc) ne peuvent pas être modifiés. Ainsi, leurs effets ne sont pas étudiés.

La consommation en fuel représente 60% du coût du revient du tonne de phosphate séché, d'où la nécessité de rechercher les conditions optimales en vue de minimiser les pertes en fuel.

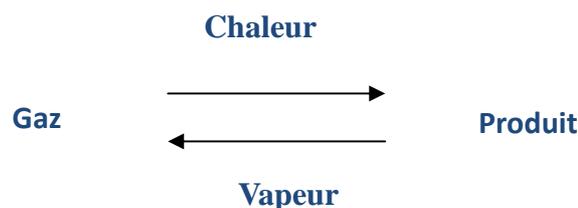
D'autre part, on trouve l'existence des causes intrinsèques qui contribuent également et de façon notable à l'augmentation de ces pertes au niveau des fours sécheurs. On cite principalement :

- Pertes thermiques le long des fours sécheurs.
- Difficulté de maîtrise d'humidité à la sortie de chaque four.

A la base de ces causes, nous serons amenés à faire une modélisation mathématique des paramètres de marche des fours sécheurs et à procéder à l'audit thermique de l'installation de séchage.

II. Paramètres concernant la marche du tube sécheur et la chambre à poussière :

Le tube sécheur est le siège du transfert de chaleur et de matière entre les gaz et le produit :



Les paramètres intervenant dans le fonctionnement du sécheur sont :

- Les gaz chauds : débit, température,

- Le phosphate : humidité, température, débit et granulométrie,
- Température des gaz à la sortie du tube sécheur,
- Humidité du produit marchand.

1. Débit d'alimentation en produit humide et en fuel :

Parmi les paramètres les plus importants dans le fonctionnement d'un four rotatif sont le débit d'alimentation en produit humide et en fuel à l'entrée du four.

Le débit du fuel, représente l'énergie thermique à fournir au système par unité de temps (pouvoir calorifique issu de la combustion de fuel), il est piloté par la température de la buse, ce débit doit être bien ajusté et bien exploité afin d'éviter toute consommation supplémentaire soit par un sur-séchage soit par une mauvaise combustion.

La variation du débit du produit à l'entrée entraîne une évolution du temps de séjour de celui-ci dans le four rotatif et par la suite une variation de l'humidité finale du produit.

En conclusion, on peut dire que ces deux paramètres doivent être ajustés pour éviter toute sorte de surconsommation, ou de séchage incomplet. Ils sont interconnectés dans une autre variable qui a une grande importance, c'est la consommation spécifique.

2. Consommation spécifique (Cs) :

Il s'agit de la consommation en carburant relative au tonnage produit. Elle s'exprime en Kg de Fuel / tonne de phosphate séché, en fait, la consommation spécifique est directement une image du rendement et permet de comparer et d'identifier facilement l'état des fours.

$$C_s = \frac{\dot{m}_F}{1000\dot{m}_{sm}(1 - s)}$$

Où C_s : Consommation spécifique.

\dot{m}_F : débit de fuel en Kg/h.

\dot{m}_{sm} : débit du produit séché.

S : taux de stérile pour les qualités brutes.

Afin de relier la consommation spécifique avec d'autres paramètres mesurables du système et d'en savoir leurs effets sur l'évolution de ce dernier, on procède à un bilan thermique global.

Supposant que le four est un système ouvert, et on néglige les pertes par paroi du four.

Alors, la quantité de chaleur entraînée par le fuel égale à celles qui sont engendrées par les gaz, l'eau évaporé, et le produit à la sortie.



- Quantité de chaleur apportée par le fuel :

$$\Phi_1 = \dot{m}_F (PCI + C_{pf}(T_f - T))$$

- Quantité de chaleur emportée par l'eau évaporée :

$$\Phi_2 = Q_{ev} (L_v + C_{pv}T_g - T_p)$$

Avec :

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_{ev} = \dot{m}_b \frac{H-h}{1-H} \\ \dot{m}_b = \frac{\dot{m}_s}{1-H} \\ \dot{m}_{ps} = \frac{\dot{m}_s}{1-h} \end{array} \right. \Leftrightarrow Q_{ev} = \frac{\dot{m}_{ps}(1-h)}{1-H} \times \frac{H-h}{1-h} = \dot{m}_{ps} \times \frac{H-h}{1-H}$$

Donc : $\Phi_2 = \dot{m}_{ps} \frac{H-h}{1-H} (L_v + C_{pv}T_g - T_p)$

- Quantité de chaleur emportée par les gaz à la cheminée :

$$\Phi_3 = \dot{m}_F C_{pg} (\alpha_0 \lambda + 1) (T_g - T)$$

Avec : λ le coefficient d'excès d'air au niveau de la cheminée.

$$C_{pg} = \frac{m_{CO2} \times C_{pCO2} + m_{H2O} \times C_{pH2O} + m_{SO2} \times C_{pSO2} + m_{O2} \times C_{pO2}}{m_{CO2} + m_{H2O} + m_{SO2} + m_{O2}}$$

- Quantité de chaleur emportée par le phosphate :

$$\Phi_4 = \dot{m}_{sm} (C_{pe}h + C_{pp}(1-h)) (T_{ps} - T_p)$$

$$\Leftrightarrow \Phi_4 = \dot{m}_{sm} (C_{pe}h + C_{pp} - C_{pp}h) (T_{ps} - T_p)$$

$$\Leftrightarrow \Phi_4 = \dot{m}_{sm} (C_{pp} + h(C_{pe} - C_{pp})) (T_{ps} - T_p)$$

On a : $\Phi_1 = \Phi_2 + \Phi_3 + \Phi_4$

$$\dot{m}_F \left(\text{PCI} + C_{pf}(T_f - T) \right) = \dot{m}_{sm} \frac{H-h}{1-H} \left(L_v + C_{pv}T_g - T_p \right) + \dot{m}_F C_{pf}(\alpha_0\lambda + 1)(T_g - T) + \dot{m}_{sm} (C_{pp} + h(C_{pe} - C_{pp}))(T_{ps} - T_p)$$

$$\Leftrightarrow \dot{m}_F \left(\text{PCI} + C_{pf}(T_f - T) - C_{pf}(\alpha_0\lambda + 1)(T_g - T) \right) = \dot{m}_{sm} \left(\frac{H-h}{1-H} (L_v + C_{pv}T_g - T_p) + (C_{pp} + h(C_{pe} - C_{pp}))(T_{ps} - T_p) \right)$$

$$\Leftrightarrow \frac{\dot{m}_F}{\dot{m}_{sm}} = \frac{\frac{H-h}{1-H} (L_v + C_{pv}T_g - T_p) + (C_{pp} + h(C_{pe} - C_{pp}))(T_{ps} - T_p)}{\text{PCI} + C_{pf}(T_f - T) - C_{pf}(\alpha_0\lambda + 1)(T_g - T)}$$

Et puisque :

$$C_S = \frac{\dot{m}_F}{1000\dot{m}_{sm}(1-s)}$$

Donc :

$$C_S = (1-s) \times \frac{\frac{H-h}{1-H} (L_v + C_{pv}T_g - T_p) + (C_{pp} + h(C_{pe} - C_{pp}))(T_{ps} - T_p)}{\text{PCI} + C_{pf}(T_f - T) - C_{pf}(\alpha_0\lambda + 1)(T_g - T)} \times 1000$$

$$C_S = (1-s) \times \frac{\frac{H-h}{1-H} (545 + 0.44T_g - T_p) + (0.24 + 0.76 \times h)(T_{ps} - T_p)}{9600 + 0.48(T_f - T) - 9.26 \times (T_g - T)} \times 1000$$

Cette équation peut être utilisée pour l'évaluation de la consommation spécifique.

Elle donne des résultats très proches des valeurs réelles, mais on a remarqué que pendant les jours chauds ($T > 38^\circ\text{C}$), les valeurs calculées présentent des écarts significatifs par rapport aux valeurs réelles de la consommation spécifique.

Elle montre aussi bien l'évolution de la consommation spécifique avec l'humidité d'entrée, et l'humidité de sortie, et donne les résultats suivants :

- Règle : 1 point d'humidité à la sortie correspond à 0,78 kg de fuel consommé.
- Règle : 1 point d'humidité à l'entrée correspond à 0,93 kg de fuel consommé.

Expérimentalement, nous avons tracé la courbe de variation de la consommation spécifique en fonction de l'humidité d'entrée et pour deux qualités différentes.

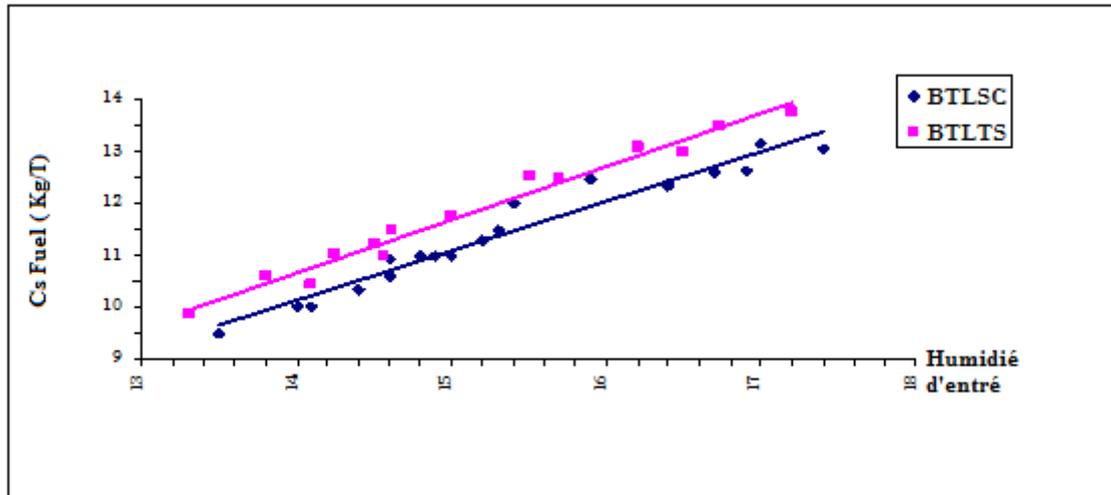


Figure 13 : Evolution de la consommation spécifique en fonction de l'humidité d'entrée.

D'une manière générale, on constate que la variation de la consommation spécifique en fonction de l'humidité d'entrée du produit suit une loi linéaire croissante, chose qu'est normale puisque la quantité de chaleur à fournir est proportionnelle à la quantité d'eau à extraire sous forme de vapeur. Ainsi la consommation fuel pendant la période froide est importante par rapport à celle de la période chaude. (Influence des conditions climatiques)

Les suivis réalisés sur les fours ont permis de tracer des courbes représentant l'allure de la consommation de fuel en fonction de l'humidité à l'entrée, et ont mené à l'équation suivante :

$$Cs = (H - h). K$$

H, h : représentent respectivement humidité à l'entrée et humidité à la sortie.

K : coefficient qui varie suivant la qualité traitée et la température ambiante $0.88 < K < 0.95$

Pour réduire la consommation de fuel liée à l'humidité trop élevée de produit, il faut engager les actions suivantes :

- Accorder le temps de séjour nécessaire au produit lavé sur les aires de drainage au Parc Wafi et parc de COZ.
- Augmenter la capacité des lits drainants de COZ pour aboutir à une bonne gestion des stocks, vaincre les exigences des expéditions et louer le temps nécessaire pour l'égouttage des qualités lavées.
- Ne sécher que le produit le plus égoutté et le plus ancien.

3. Etude de l'influence de la dépression sur le séchage :

La dépression à la buse, qui est étroitement liée à la vitesse des gaz est une grandeur essentielle dans le fonctionnement du four, doit avoir une valeur telle que les gaz cèdent le maximum de chaleur au produit

sur toute la longueur du tube. Cette vitesse est maintenue constante grâce à la dépression créée par deux ventilateurs de tirage situés à la sortie du tube.

Pour déterminer l'influence de la dépression sur la cinétique de séchage, on a suivi l'évolution de l'humidité du produit à la sortie en fonction de la dépression (les autres paramètres sont stabilisés), la

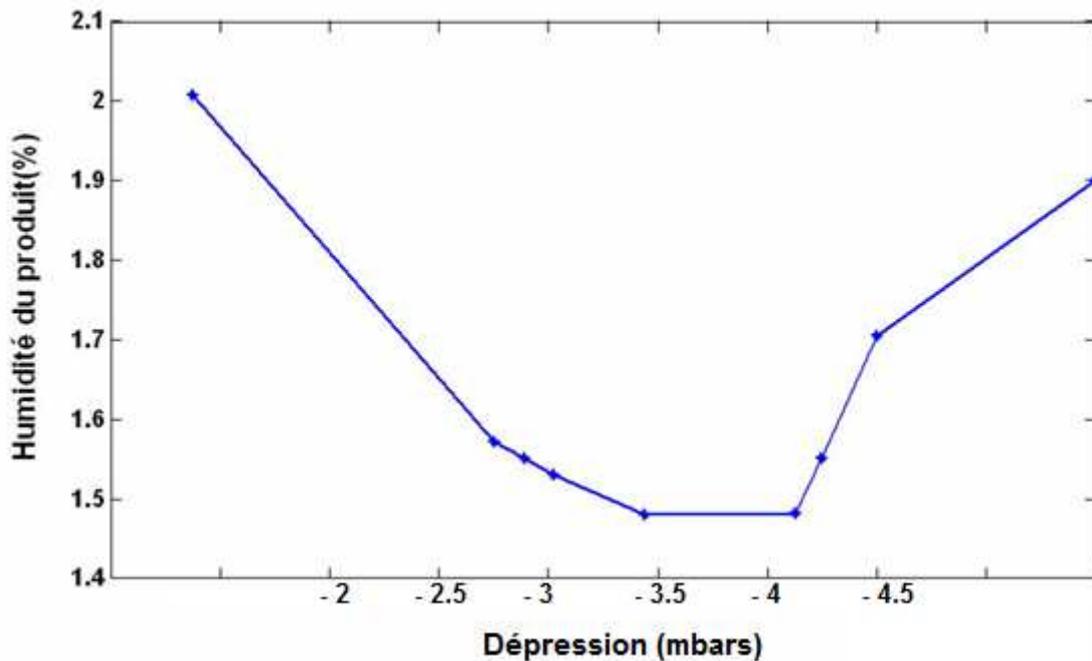


figure 14
montre
les
résultats
obtenus :

Figure14 :Variation de l'humidité de sortie en fonction de la dépression.

La figure 14 montre que le débit des gaz influence la production. Une augmentation du débit des gaz dans le four favorise l'échange thermique et massique entre le produit et les gaz. Ceci s'accompagne d'une diminution du temps nécessaire pour le séchage. Cependant, au-delà d'une certaine limite (3,4 et 4,2) l'augmentation du débit des gaz provoque une augmentation de l'humidité à la sortie. Ceci s'explique par le fait que l'augmentation du débit s'accompagne d'une augmentation de la vitesse des gaz et la diminution du temps de séjour du produit. Ainsi, la durée du contact entre les gaz et le produit diminue.

Cette courbe présente un minimum qui correspond à un intervalle de 3,4 jusqu'à 4,2. Avec ce minimum on peut toujours atteindre l'humidité désirée du produit à la sortie.

Donc la dépression doit être bien ajustée pour la bonne marche de l'installation.

✓ Pas trop forte pour :

- Laisser le temps aux échanges de chaleur et de matière.
- Eviter d'avantage l'échappement des fines particules par la cheminée.

✓ Pas trop faible pour :

- Eviter la condensation de la vapeur d'eau.
- Ne pas réduire la capacité horaire du four.

III. Expression des équations du modèle mathématique :

1. Etude théorique des phénomènes physiques :

Deux catégories de phénomènes physiques eu à l'intérieur de sécheur :

- ✓ Phénomènes mécaniques dus à l'écoulement du solide dans le sécheur (notion du temps de résidence).
- ✓ Phénomènes de transferts de matière et de chaleur.

a. Modèle du temps de résidence:

Les études sur la distribution du temps de séjour des solides dans un sécheur rotatif ont indiqué que le mouvement des solides peut être traité comme un débit de la matière, avec un peu de dispersion axiale. Le sécheur est manipulé en tant que mélangeur idéal avec un degré de mixage.

Par conséquent, il est raisonnable d'employer le temps de résidence comme moyen de mesure de la vitesse du mouvement de particules.

Le temps de résidence moyen des solides est défini comme le rapport entre la quantité de la matière dans le cylindre dans les conditions de fonctionnement et le débit d'entrée de la matière, selon l'équation :

$$\bar{t} = \frac{Vu}{\dot{m}_0} \times \rho_{app} = \frac{D^2 \pi L \varepsilon' \rho_{app}}{4 \dot{m}_0}$$

Avec :

Vu : volume utile de tube sécheur.

\dot{m}_0 : Débit massique de produit à l'entrée de sécheur.

ρ_{app} : Masse volumique apparente du produit.

ε' : Coefficient de remplissage ($\varepsilon' = V_u/V_t$ varie de 0.1 à 0.3).

D et **L** : respectivement, le diamètre et la longueur de tube sécheur.

b. Modèle pour le coefficient de transfert thermique:

Le deuxième paramètre important dans le fonctionnement d'un sécheur rotatif est le coefficient volumétrique global de transfert thermique, $U_v(W/m^3K)$. Celui-ci est défini comme étant le taux avec lequel la chaleur est transférée dans un volume unitaire du tambour sous une unité de température. Le taux de transfert thermique entre l'air et les solides est défini par l'équation :

$$Q = U_v \times V_v \times \Delta T_{ln}$$

Où Q : Quantité de chaleur échangée dans le sécheur.

V_v : Le volume du tambour (m^3).

ΔT_{ln} : La différence moyenne logarithmique de la température entre l'air et les solides à l'admission et la sortie du tambour (K).

Le coefficient volumétrique de transfert thermique contient un coefficient de transfert thermique basé sur la superficie de contact efficace entre le gaz et les solides et le rapport de ce secteur au volume de tambour. Ceci élimine la nécessité d'indiquer où la majeure partie du transfert thermique se produit, par exemple dans la matière, dans l'air, sur les volets, ou dans le lit de roulement.

Beaucoup de recherches expérimentales ont été menées pour définir des équations pour le coefficient volumétrique de transfert thermique.

A titre d'exemple et à la base des données de Friedmann et de Marshall, Perry a proposé l'équation suivante :

$$U_v = \frac{44}{D} \times G^{0.16}$$

Avec D le diamètres du tambour et G la vitesse des gaz à l'intérieur.

2. Formulation des équations du modèle :

Pour assurer une bonne modélisation du processus du séchage de phosphate c'est-à-dire établir un modèle qui décrit au mieux le phénomène de séchage dans le sécheur rotatif, il est préférable de choisir un modèle non linéaire qui tient compte de toutes les caractéristiques du processus.

Ce modèle non linéaire doit être basé sur la méthode d'analyse discutée par KEMP et Papadakis.

Cette méthode repose sur les suppositions suivantes :

- * Toute l'humidité se trouve à la surface des particules de la matière à sécher. On suppose que la résistance interne due au transfert de masse est négligeable en raison du diamètre des petites particules et de la structure relativement imperméable de la matière.
- * Les particules de phosphate sont sphériques.
- * Les valeurs de la capacité thermique, sont prises égales à la moyenne.
- * L'air atmosphérique entrant à une humidité de 50% à 25°C.
- * La matière occupe 20% de la section du sécheur.
- * La perte de chaleur par la coquille du sécheur est constante et uniforme tout au long de la virole.
- * Le sécheur est horizontal et tourne à 10 t/min.

On considère le volume de sécheur représenté par la figure 15 :

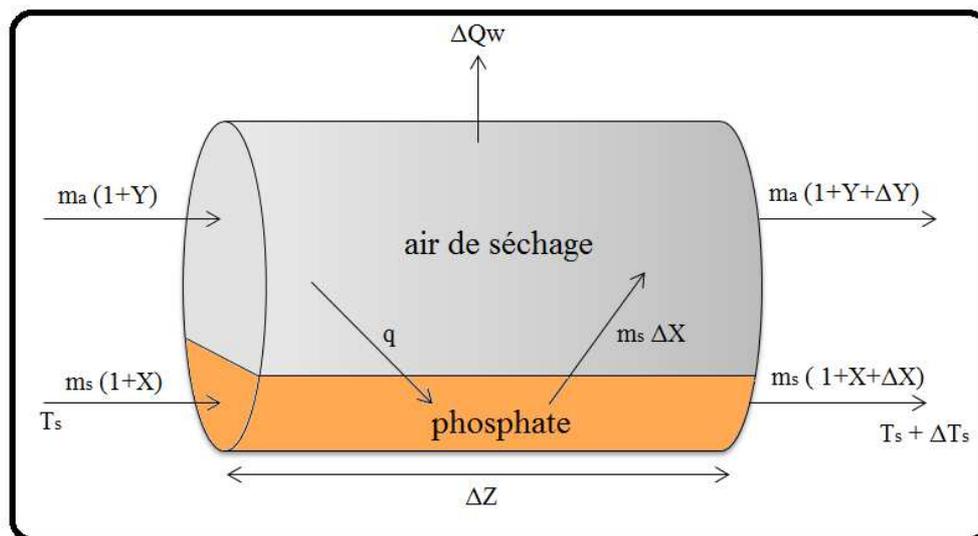


Figure15 :Bilan des échanges à l'intérieur de la virole.

Le phosphate absorbe la chaleur de l'air de séchage chaud. La chaleur absorbée par les particules provoque l'augmentation de sa température et la diminution de son humidité.

La température du solide dans le volume à contrôler, augmente de ΔT_s et son contenu d'humidité diminue de $m_s \Delta X$.

ΔX est une quantité négative puisque, la teneur en humidité des particules diminue. L'équation d'équilibre thermique s'écrit comme suit:

$$q = m_s [C_{ps} + X \times C_{pl}] \times \Delta T_s - m_s \times \Delta X \times L_v \quad (1)$$

Avec:

m_s = Débit de phosphate (Kg/s).

C_{ps} = La chaleur spécifique de phosphate (= 0.24 Kcal/Kg°C).

C_{pl} = La chaleur spécifique de l'eau (= 1 Kcal/Kg°C).

L_v = La chaleur latente de la vaporisation de l'eau (= 545 Kcal/Kg).

q = Transfert thermique entre l'air et le phosphate.

Le débit de la matière est :

$$m_s = \rho \times A \times U_s = \frac{N \times m_p \times A \times U_s}{A \times \Delta z} = \frac{N \times m_p \times U_s}{\Delta z} \quad (2)$$

Où

m_p : La masse des particules.

U_s : Vitesse de la matière dans le sécheur.

La chaleur absorbée par une particule individuelle de phosphate (Q_p) qui tombe par l'air est donnée par :

$$Q_p = h \times A_p \times (T_a - T_s) \quad (3)$$

Avec:

h = Le coefficient de transfert de chaleur.

A_p = Superficie de la particule.

Le coefficient de transfert de chaleur peut être déterminé, en utilisant l'équation suivante : (Ranz et Marshall)

$$Nu = \frac{hd_p}{K_g} = 2 + 0.6Re^{0.5}Pr^{0.33}$$

Nu = Nombre de NUSSELT.

h = Coefficient de transfert de chaleur.

K_g = Coefficient de la conductivité thermique de l'air.

Re = Nombre de Reynolds.

Pr = Nombre de Prandalt.

La chaleur absorbée par l'air est identique que celle absorbée par N particules. Par conséquent:

$$q = N \times Q_p \quad (4)$$

Cela nous donne :

$$N \times Q_p = \frac{N \times m_p \times U_s}{\Delta Z} \times ([C_{ps} + X \times C_{pl}] \times \Delta T_s - \Delta X \times L_v)$$

Où:

$$\Delta T_s = \frac{\frac{Q_p \Delta z}{m_p U_s} + (\Delta X \times L_v)}{C_{ps} + (X \times C_{pl})} \quad (6)$$

L'équation de transfert de masse, du mouvement de l'humidité de la matière humide vers l'air de séchage est :

$$m_s \Delta X = -N K_m A_p \left(\frac{P_{sat}}{R T_s} - \frac{P Y}{(Y + 0,62) R_1 T_a} \right) \quad (7)$$

Avec:

K_m = Coefficient de transfert de masse.

P_{sat} = Pression de saturation (K pascals).

P = Pression atmosphérique.

R = Constante de gaz prise égale à $0.4614 \text{ kPA.m}^3 / \text{Kg} / \text{K}$

R_1 = Constante de gaz prise égale à $0.287 \text{ kPA.m}^3 / \text{Kg} / \text{K}$

Le coefficient de transfert de masse et de transfert de chaleur sont interconnectés dans l'équation suivante :

$$\frac{h}{K_m} = \rho \times C_p \left(\frac{\alpha}{D} \right)^{2/3}$$

Où :

h = Coefficient de transfert de chaleur.

K_m = Coefficient de transfert de masse.

ρ = Densité de l'air.

C_p = Chaleur spécifique de l'air.

α = Coefficient de l'expansion thermique.

D = Coefficient de diffusivité.

$$D = 435.7 \frac{T_a^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} \right)^2} \sqrt{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}$$

Où :

D = Coefficient de diffusivité.

V_A = Volume moléculaire de l'air = 29.9.

V_B = Volume moléculaire de la vapeur d'eau = 18.8.

M_A = Poids moléculaire de l'air = 29.

M_B = Poids moléculaire de la vapeur d'eau = 18.

P = Pression totale du système = 101325 pascals.

Lorsqu'on remplace m_s par son expression, on obtient :

$$\Delta X = -K_m A_p \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0,62)R_1 T_a} \right) \frac{\Delta z}{m_p U_s} \quad (8)$$

Une équation approximative pour le calcul de la pression de saturation de l'eau est la suivante:

$$P_{sat} = \exp \left(16.7609 - \frac{4090}{T_s + 273} \right) \quad (9)$$

T_s = Température de phosphate en degré Celsius.

L'air de séchage donne de la chaleur au phosphate humide et absorbe son humidité. La température de l'air de séchage est réduite par ΔT_a et l'humidité augmente avec $m_a \Delta Y$. L'air de séchage perd également la chaleur à travers les parois sécheur (ΔQ_w).

$$\Delta Q_w = h_c (T(x) - T_a) \Delta S_{lat} \text{ Avec } \Delta S_{lat} = 2\pi R \Delta Z$$

Où :

$T(x)$ = Température de la surface externe de tube sécheur.

T_a = Température ambiante.

h_c = coefficient de transfert de l'air atmosphérique.

Pour traiter les problèmes de l'air atmosphérique au contact de la coquille de tube sécheur, plusieurs formules empiriques sont utilisés. La plus utilisée est :

$$h_c = 5.7 + 3.8 V$$

Avec V en m/s et h_c en $w.m^{-2}k^{-1}$.

Le bilan de masse pour l'air de séchage est donné par :

$$m_s \Delta X = -m_a \Delta Y \quad (10)$$

Le bilan énergétique pour l'air de séchage est donné par :

$$(11)$$

$$* \quad -\Delta Q_w - q = m_a(C_{pa} + XC_{pv})\Delta T_a + m_a\Delta Y \times C_{pv}(T_a - T_s)$$

On remplace q par l'équation (1) on obtient :

$$* \quad -\Delta T_a = \frac{m_s(C_{ps} + XC_{pl})\Delta T_s + m_a\Delta Y(L_v + C_{pv}(T_a - T_s)) + \Delta Q_w}{m_a(C_{pa} + YC_{pv})} \quad (12)$$

Les équations de (6) (8) (10) (12) représentent le bilan de la masse et de l'énergie pour la matière et l'air. La résolution des quatre équations est faite par des incréments en distance le long du sécheur pour X, Y, T_s et T_a à condition que les états initiaux soient connus.

Pour la résolution numérique on utilise la méthode de Crank Nicholson (Annexe 8) :

Sachant que :

$$Q_p = h \times A_p \times (T_a - T_s)$$

On commence par mettre l'équation (6) implicite dans le premier terme :

$$(C_{pa} + XC_{pl})\Delta T_s = \frac{f\Delta z}{m_p U_s} h A_p \left(\frac{T_a - T_s + T_a' - T_s'}{2} \right) + \Delta X L_v \quad (13)$$

On constate que l'équation (12) est sous la forme :

$$(14)$$

$$T_a' = T_a + A_1 + B_1\Delta T_s$$

Où :

$$A_1 = -\frac{m_a\Delta Y(L_v + C_{pv}(T_a - T_s)) + \Delta Q_w}{m_a(C_{pa} + YC_{pv})} \quad B_1 = -\frac{m_s(C_{ps} + XC_{pl})}{m_a(C_{pa} + YC_{pv})}$$

Et :

$$T_s' = T_s + \Delta T_s \quad (15)$$

On soustrait les deux équations précédentes on aura :

$$T_a' - T_s' = (T_a - T_s) + A_1 + (B_1 - 1)\Delta T_s \quad (16)$$

On remplace cette équation dans l'équation (13) on aura :

$$(17)$$

$$(C_{ps} + XC_{pl})\Delta T_s = \frac{\Delta z}{m_p U_s} h A_p \left(\frac{2(T_a - T_s) + A_1 + (B_1 - 1)\Delta T_s}{2} \right) + \Delta X L_v$$

Où :

$$\left(C_{ps} + XC_{pl} - \frac{\Delta z}{2m_p U_s} h A_p (B_1 - 1) \right) \Delta T_s = \frac{\Delta z}{m_p U_s} h A_p \left(\frac{2(T_a - T_s) + A_1}{2} \right) + \Delta X L_v \quad (18)$$

Si on met l'équation (18) sous forme implicite avec la conservation du deuxième terme.

ΔX est donnée par :

$$\Delta X = -K_m A_p \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0,62)R_1 T_a} \right) \frac{\Delta z}{m_p U_s} \quad (19)$$

Pour la mettre sous forme implicite, on l'écrit sous la forme :

$$\Delta X = -K_m A_p \left(\frac{P_{sat}(T_s') + P_{sat}(T_s)}{2RT_s} - \frac{PY}{(Y + 0,62)R_1 T_a} \right) \frac{\Delta z}{m_p U_s} \quad (20)$$

Pour des petits pas en dimension, on a :

$$P_{sat}(T_s') = P_{sat}(T_s) + \frac{dP_{sat}}{dT_s} \Delta T_s \quad (21)$$

En remplaçant l'équation (21) dans (20) et celle-là dans (18) on obtient l'équation de ΔT_s :

(22)

$$\Delta T_s = \frac{\left[\left((hA_p(T_a - T_s + A_1/2) - L_v K_m A_p \left(\frac{P_{sat}}{RT_s} - \frac{PY}{R_1 T_a (Y+0,62)} \right)) \right) \right]}{\frac{m_p U_s}{\Delta z} (C_{ps} + XC_{pl}) - \frac{hA_p(B_1-1)}{2} + \frac{L_v K_m A_p}{2RT_s} \frac{dP_{sat}}{dT_s}}$$

Pour pouvoir valider ces équations, il est nécessaire de déterminer les différents paramètres qui interviennent dans le calcul. (Les coefficients de transfert, l'humidité critique, le diamètre moyen d'une particule...)

La détermination des coefficients d'échange entre les différents systèmes, nécessite la connaissance des surfaces d'échange, chose qui demande des recherches bien approfondies et qui peuvent faire l'objet d'une thèse.

IV. Détermination expérimentale des profils d'humidité et de température du produit le long de la virole :

Le but de cette étude est la détermination des profils d'humidité et de température des phosphates le long du tube sécheur, pour mieux connaître le comportement du produit au cours du séchage et de comparer les phénomènes déduits expérimentalement avec celle décrites par les équations théoriques déjà développées en fonction des différentes phases de séchage.

1. Méthodologie et instrumentation :

Le système de mesure de la température est conçu comme suit: des trous sont percés le long du tube sécheur à des distances bien déterminées (1 m). Par ces trous, des cannes pyrométriques sont introduites à l'intérieur de la virole. Ces cannes sont fixées avec la paroi extérieure de la virole à l'aide des tiges soudées sur sa surface. Elles sont, aussi, utilisées pour protéger les thermocouples qui y sont introduits. Des fils de compensation relient les têtes des thermocouples à un multimètre.

Les échantillons du phosphate humide sont prélevés par d'autres trous symétriques aux trous de mesure de la température.

Des couronnes, servant à la fixation des sacs, ont été soudées autour de chaque trou. Ces trous sont conçus de telle sorte que leur diamètre permet le remplissage, par le produit, des sacs plastiques fixés aux couronnes citées précédemment. Ces sacs sont enveloppés par d'autres sacs en toile de protection des déchirures. Les sacs en plastique sont utilisés pour assurer l'isolation massique de l'échantillon prélevé.

Au démarrage, avant d'atteindre le régime de saturation pour le four, les sacs sont fermés pour éviter leur remplissage. Le régime de saturation atteint, les nœuds des fils de fermeture sont défaits pour permettre le passage du produit. Les sacs sont détachés après leur remplissage et l'arrêt du four. Il est ensuite procédé à l'analyse de l'humidité des échantillons au laboratoire à l'aide d'un dessiccateur.

2. Résultats et discussion :

Les résultats des essais sont regroupés dans les figures 16 et 17 :

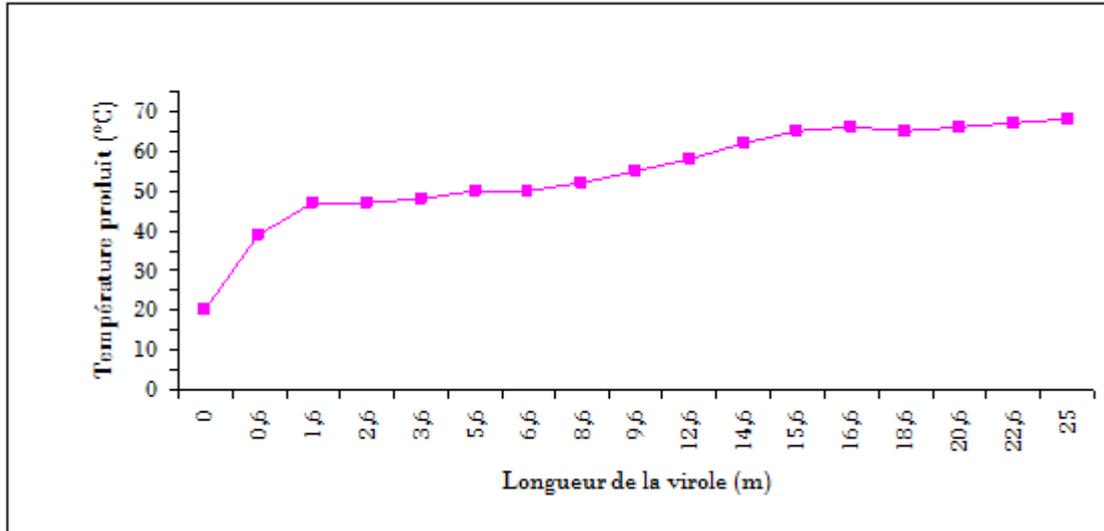


Figure 16 : Evolution de la température de produit le long de la virole.

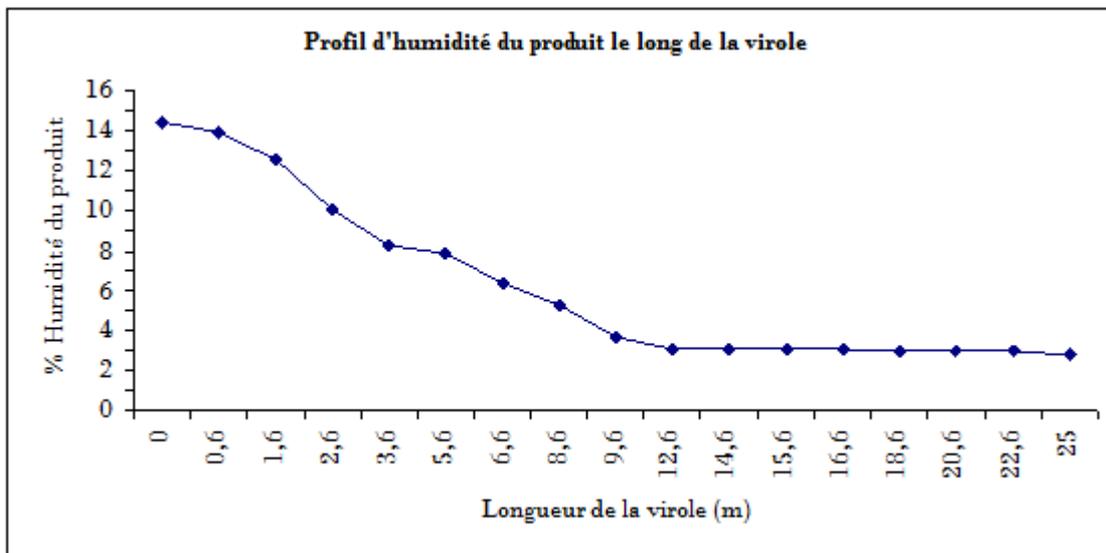


Figure17 : Evolution l'humidité long de la virole.

de le les D'après courbes obtenues

expérimentalement, nous avons remarqué qu'il existe trois zones de séchage. Ces zones seront directement déterminées sur les courbes expérimentales obtenues,

La première zone, correspondant à la phase de mise en régime, est caractérisée par une augmentation de la température du produit sans variation de son humidité. D'après la courbe, représentant l'humidité en fonction de la longueur du tube sécheur, nous constatons que la limite de cette zone est située entre 0 et 0,5 mètre de l'entrée. Cette zone est relativement très courte, et elle est de l'ordre de 1.17 % de la longueur du tube sécheur.

La deuxième correspond à la zone d'évaporation de l'eau contenue dans le produit, qui se débarrasse ainsi de la quasi-totalité de son humidité. En effet, dans cette zone, l'humidité du produit varie brusquement. La limite de cette zone peut être définie comme le point à partir duquel l'humidité commence à se stabiliser (faible variation).

D'après la figure, cette limite est située entre 12.6 et 14.6 mètres de l'entrée. Ainsi, entre ces deux points, l'humidité peut être considérée comme stable.

La troisième zone correspond à la phase où la décroissance de l'humidité du produit est très faible. Le début de cette zone correspond à la fin de la précédente. Ainsi, elle débute, approximativement, à 12.6 mètres de l'entrée. Elle se termine à la sortie de la virole, $L = 25$ mètres.

Nous remarquons que cette zone s'est effectuée sur une portion importante du tube sécheur ($\Delta L = 10$ mètres). Ceci peut s'expliquer par le fait que le phosphate se débarrasse de son eau libre, facilement évaporable, à la deuxième zone de séchage. Alors que dans la troisième phase de séchage, l'évaporation de l'eau restante dans le phosphate s'effectue difficilement.

Conclusion générale

Le travail réalisé au cours de ce projet de fin d'étude au complexe Oued Zema pour finalité l'amélioration des performances des fours sécheurs et la réduction de la consommation de fuel. Cette étude est subdivisée en plusieurs volets :

Le premier volet concerne l'optimisation de la combustion du fuel dans le foyer, en recherchant les conditions de fonctionnement optimales de la chambre de combustion. L'issue de cette étude critique est un ensemble d'actions à engager pour améliorer le rendement de la combustion :

- La nécessité d'installer un sécheur de l'air comprimé de pulvérisation.
- Un coefficient d'air théorique de 1.3 est la seule configuration permettant d'obtenir une flamme bien centrée, et de garder une température suffisamment élevée pour éviter le point de rosée.
- Changer la température de travail pour le fuel de 110 à 130°C et la pression de pulvérisation de 5.5 à 8 bars, et qui permettra un gain d'environ 2MDH/an.

Le deuxième volet concerne l'étude de l'efficacité de système de dépoussiérage. La solution d'installer des filtres à manches n'est pas rentable, donc on a assisté à un changement des dimensions des cyclones pour diminuer le taux de poussière.

Le troisième volet est l'établissement de bilan matière et thermique qui permet d'atteindre le rendement de 71%. Le bilan a permis aussi d'identifier la principale cause qui engendre des pertes annuelles de 1438,393 tonnes de fuel, c'est l'air parasite.

Un autre agent qui contribue à augmenter les pertes en fuel, est la fréquence des arrêts. Pour pallier à ce problème, la direction de l'usine a choisi d'adopter une démarche de « résolution des problèmes par



élimination des causes racines » qui est une méthode développée par l'OCP SA en collaboration avec l'école CENTRALE PARIS, en vue de minimiser le MTBF (temps moyen de bon fonctionnement) de 3.2h à 16h.

Le dernier volet est une étude paramétrique qui vise à optimiser les paramètres de marche du four vis-à-vis à la consommation spécifique en fuel, ainsi que l'établissement des équations qui ont régi l'échange entre le produit et la masse gazeuse à l'intérieur de tube sécheur.

Bibliographie

[1]_Note d'information – Emission obligatoire OCP SA

[2]_Edmond Perthuis (1983)« **Combustion industrielle** »éditions OPHRYS

[3]_T. RAFFAK, M. AGOUZOUL, EI. MABSATE, A. ALOUANI, A. CHIK(2008)« **Étude paramétrique du modèle dynamique des fours rotatifs du séchage des phosphates** »

[4]_Prutton C F, Miller C O &Schuette W H(1942) « **Factor's influencing rotary dryer Performance**»

[5]_Najim K, Najim M, Koehret B &QuazzaniT(1976)« **Modeling and simulation of a phosphate drying furnace**».

[6]_ André CHARREAU et Roland CAVAILLE, techniques de l'ingénieur (1998) « **séchage, théorie et calculs** »

[7]_ Tijani BOUNAHMIDI Laboratoire d'Analyse et Synthèse des Procédés Industriels (2013)« **Modélisation et simulation des procédés industriels** »

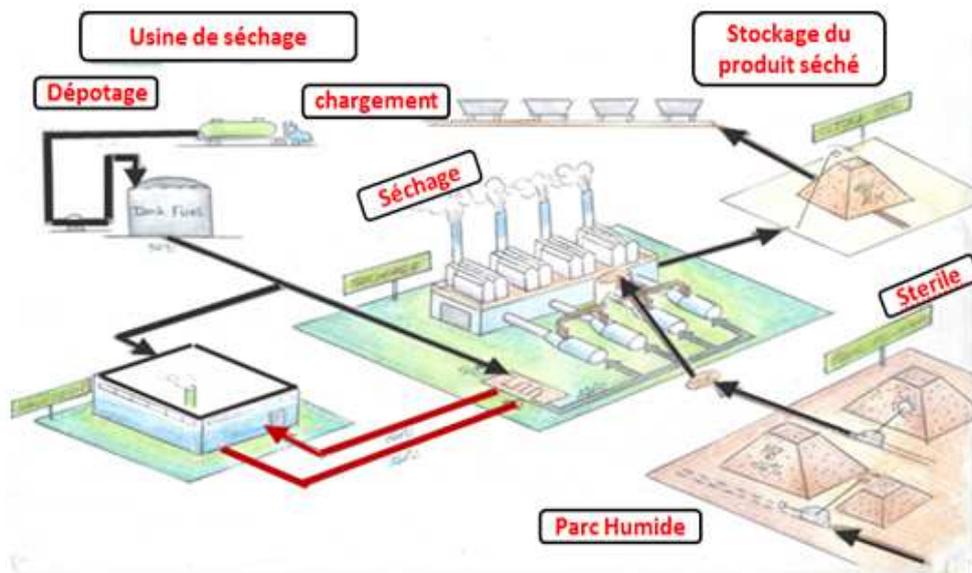
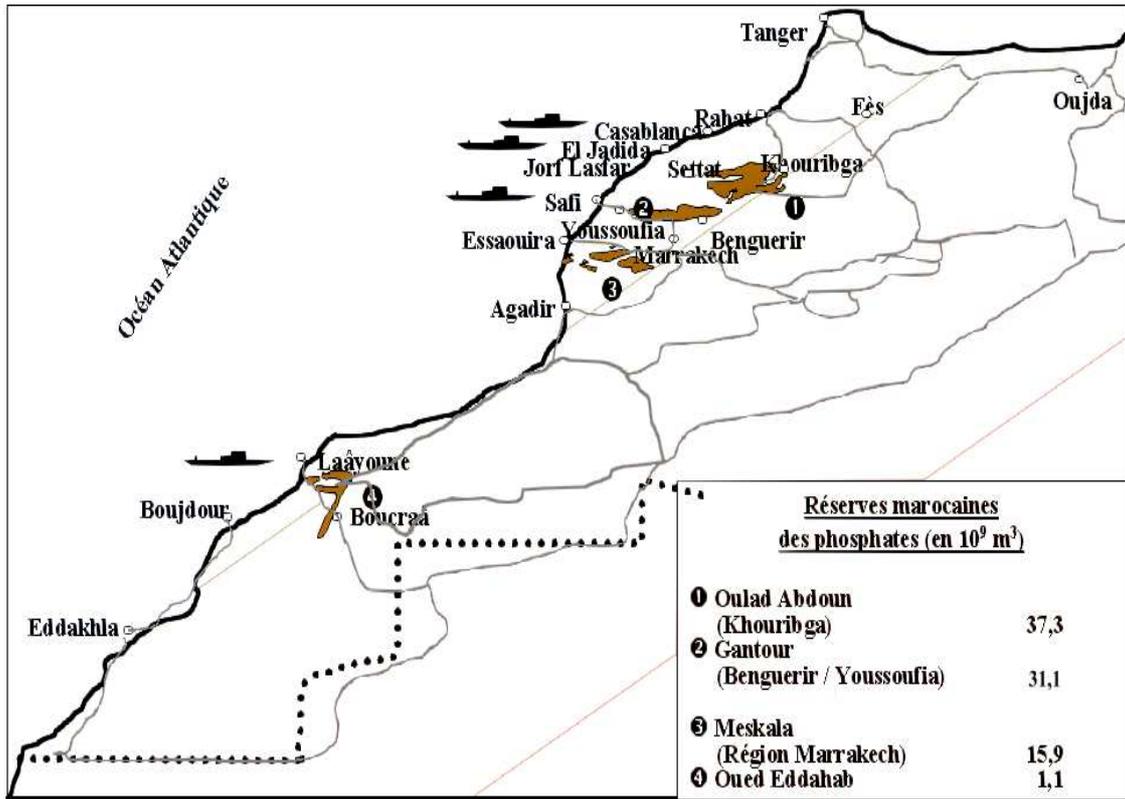
[8]_M Thierry CHASSAIN de l'Université Paul SABATIER de TOULOUSE (2008)«**Combustion**»

[9]_E. B. Arruda, M. A. S. Barrozo« **Brazilian Journal of Chemical Engineering** »vol.29 no.2 São Paulo Apr/June 2012

[10]_Hanane RABIK, projet industriel de fin d'étude_COZ (2005)« **Etude critique de la combustion, et de processus de séchage** »Fst Settat

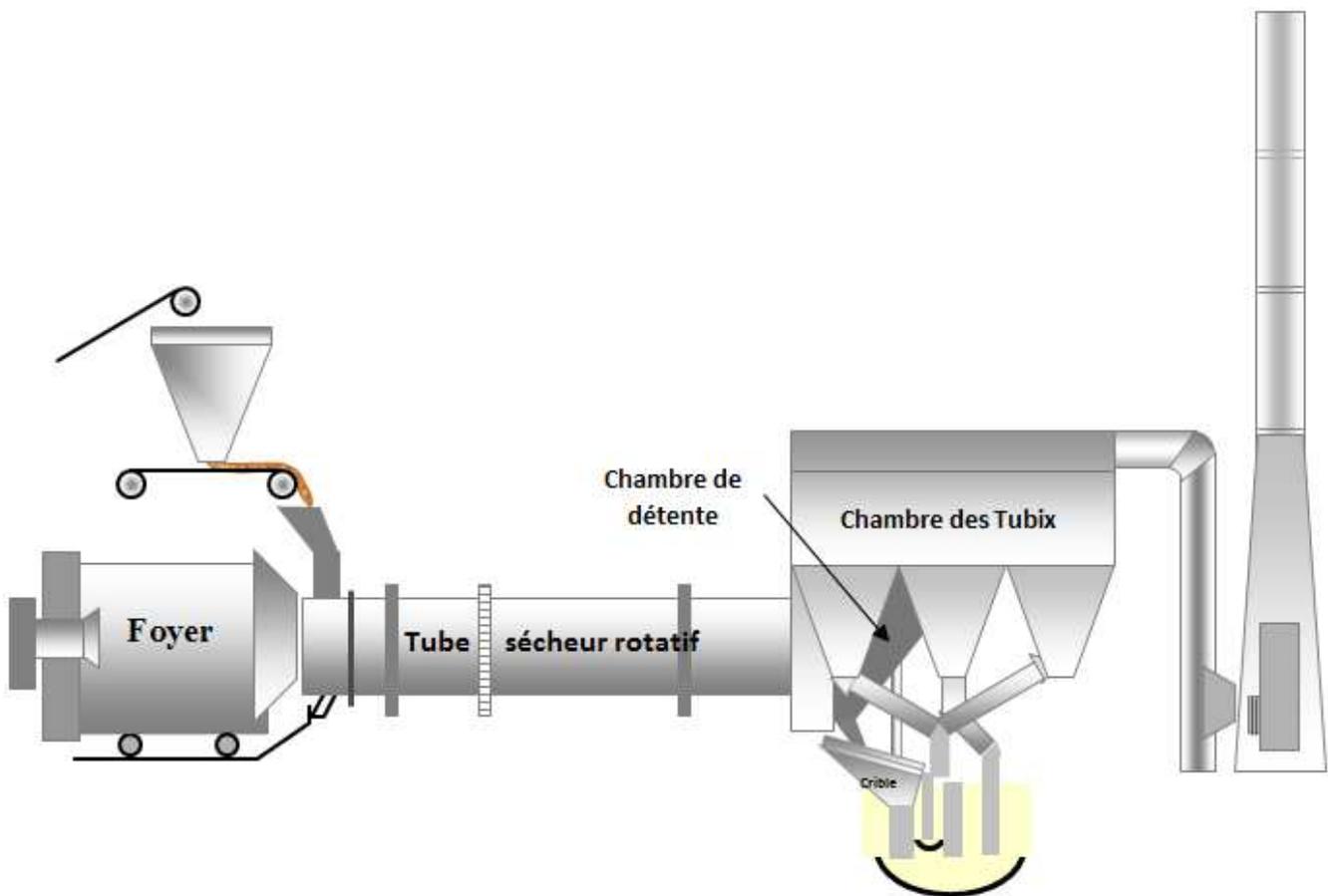


Annexe n°1 : *Vue générale du complexe de séchage des phosphates (COZ)*



Annexe n°2 : Vue générale du complexe de séchage des phosphates (COZ)

Le complexe de séchage OUED-ZEM est situé à l'est de la ville de K HOURIBGA à une distance de 26Km et à 7Km d'OUED-ZEM sur la route principale N°312.



Annexe n°3 : *différents composants d'un four sécheur rotatif du phosphate.*

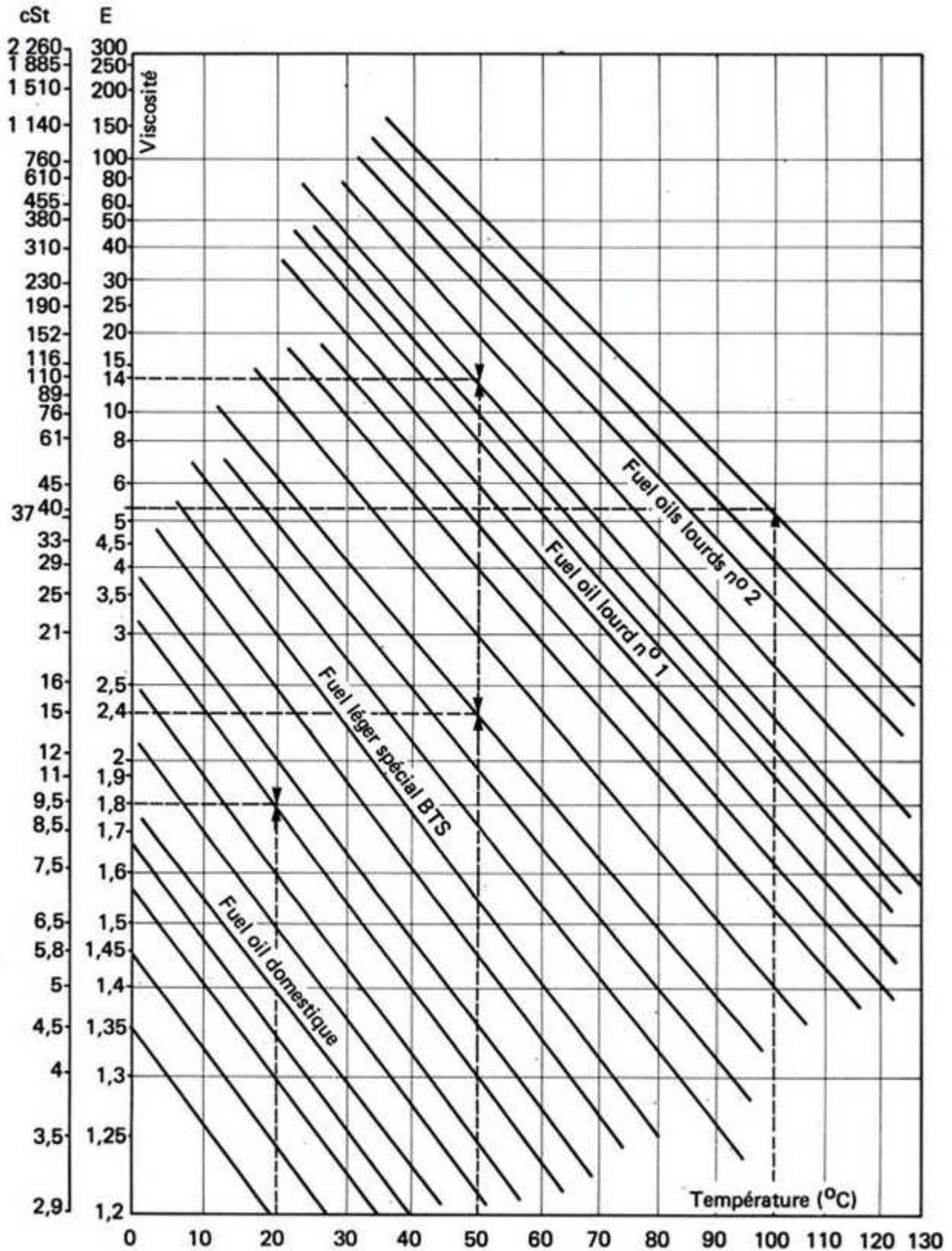
Le four sécheur utilisé dans le complexe se compose de quatre éléments principaux sont :

- Foyer ou chambre de combustion ; dont les caractéristiques des couches constituant sont :

<i>Couche</i>	<i>Øintérieur (m)</i>	<i>Epaisseur (m)</i>	<i>Température (°C)</i>	<i>Conductivité (Kcal/Kgm)</i>
<i>Couche 1 Réfractaire (mutité)</i>	3,12	0,22	1250	1,63
<i>Couche 2 Réfractaires isolants (argile poreuse)</i>	3,52	0,11	911	0,31
<i>Couche 3 Couche isolante (Amosil)</i>	3,78	0,06	375	0,075
<i>Couche 4 Tôle de la virole Diamètre extérieur</i>	3,9	0,02	95	60

- Virole ou tube sécheur ;
- Installation de dépoussiérage ;
- Ventilateurs de tirage

Annexe n°4 : Diagramme de viscosité des fuels oil (1978)



Annexe n°5 : Dimensionnement d'un cyclone à l'aide de logiciel « cyclone »

Paramètre connus : débit de gaz_ température de gaz_ densité de solide_ distribution de solide

Efficacité global souhaité : 0.92

On entre les paramètres de gaz et de solide, et on prend l'efficacité désiré :

Parameters

Gas | Solid | Geometry | Variable | Model | Efficiency

Air

Pressure (Bar)

Temperature (K)

Density (kg/m3)

Viscosity (Pa.S)

OK Cancel

Parameters

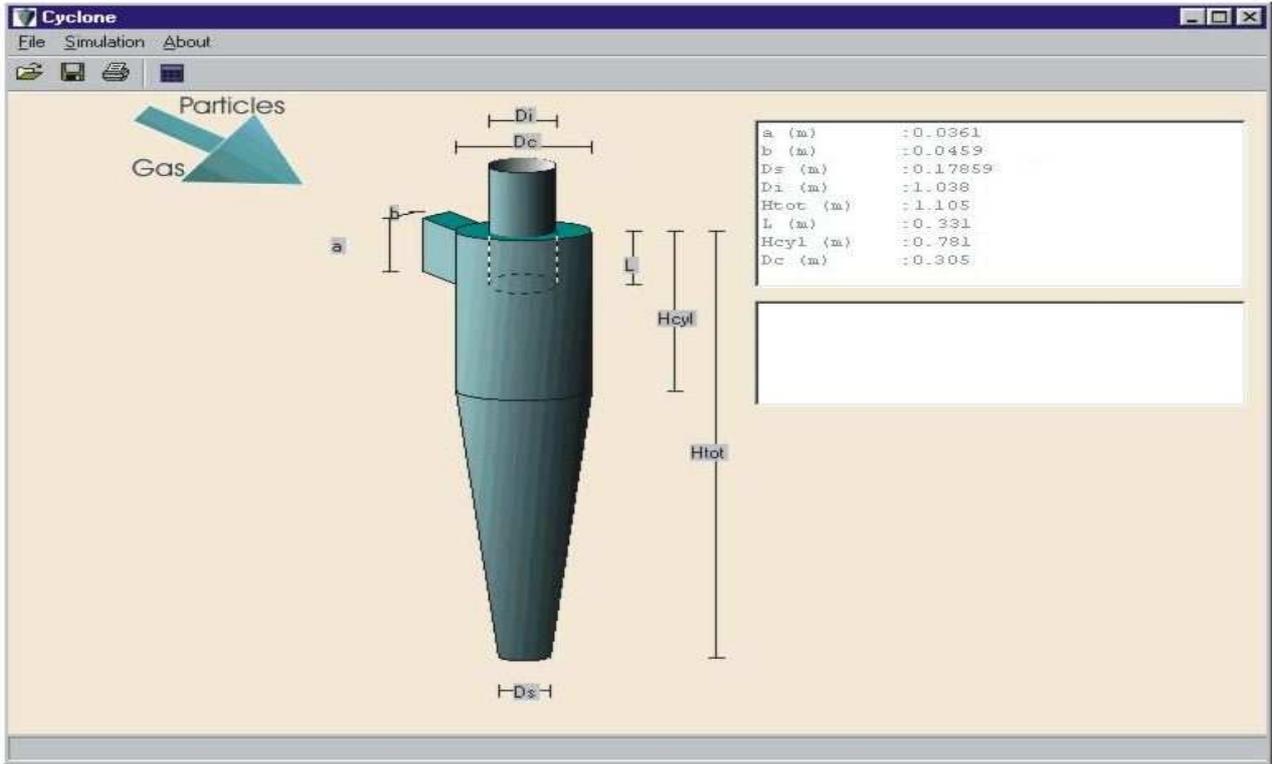
Gas | Solid | Geometry | Variable | Model | Efficiency

Fitting law

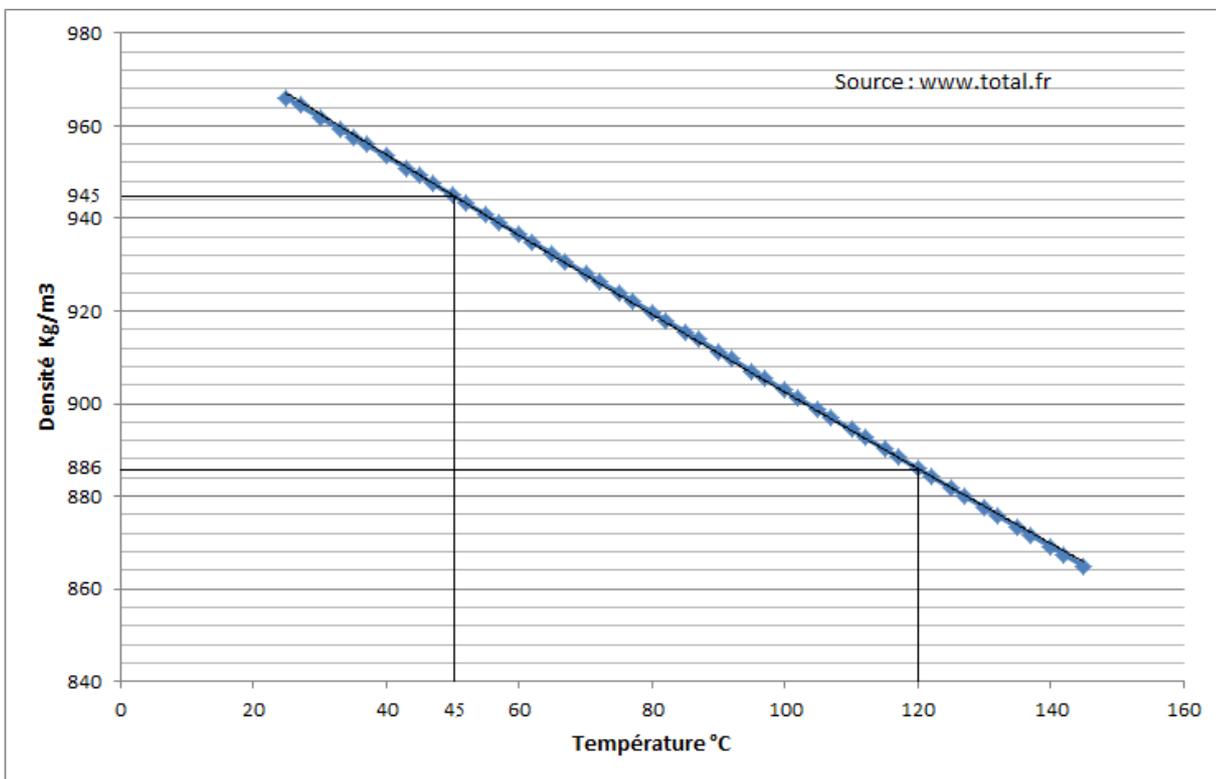
Density (kg/m3)

	Particule diamètre (micron)	Inferior cumulated frequency
1	100	0.5
2	125	0.9
3	175	16
4	400	57.89
5	1000	81.25
6	2500	100
7		
8		
9		

OK Cancel



Annexe n°6 : Densité de fuel en fonction de la température.



Annexe n°7 : Démonstration de la formule donnant l'excès d'air :

$$\text{On a : } \%O_2 = \frac{Vo_2}{V_{fumées}} = \frac{Vo_2}{Vfs + VE}$$

Sachant que :

$$\%E = \frac{Var - Vas}{Vas} \quad \%E \times Vas \xrightarrow{Vas} Vas = VE$$

$$\text{On a : } Vo_2 = 0,21 \times Vas \times \%E$$

$$\text{Donc : } \%O_2 = \lambda = \frac{0,21 \times Vas \times \%E}{Vfs + (Vas \times \%E)}$$

D'où on peut tirer :

$$\%E = \frac{Vfs}{Vas} \times \frac{\lambda}{21 - \lambda}$$

Annexe n°8 : Méthode de Crank-Nicolson

$$I_T = \int_z^{z+\Delta z} T_P dt = [\theta T_P + (1 - \theta) T_P^\circ] \Delta z$$

De façon générale, on utilise le paramètre θ qui est comprise entre 0 et 1 et on écrit l'intégral I_T de la température T_P :

Pour $\theta = 0.5$ on obtient :

$$I_T = \frac{1}{2} [T_P + T_P^\circ] \Delta z$$

Le schéma obtenu est appelé : Schéma de **Crank-Nicolson**.

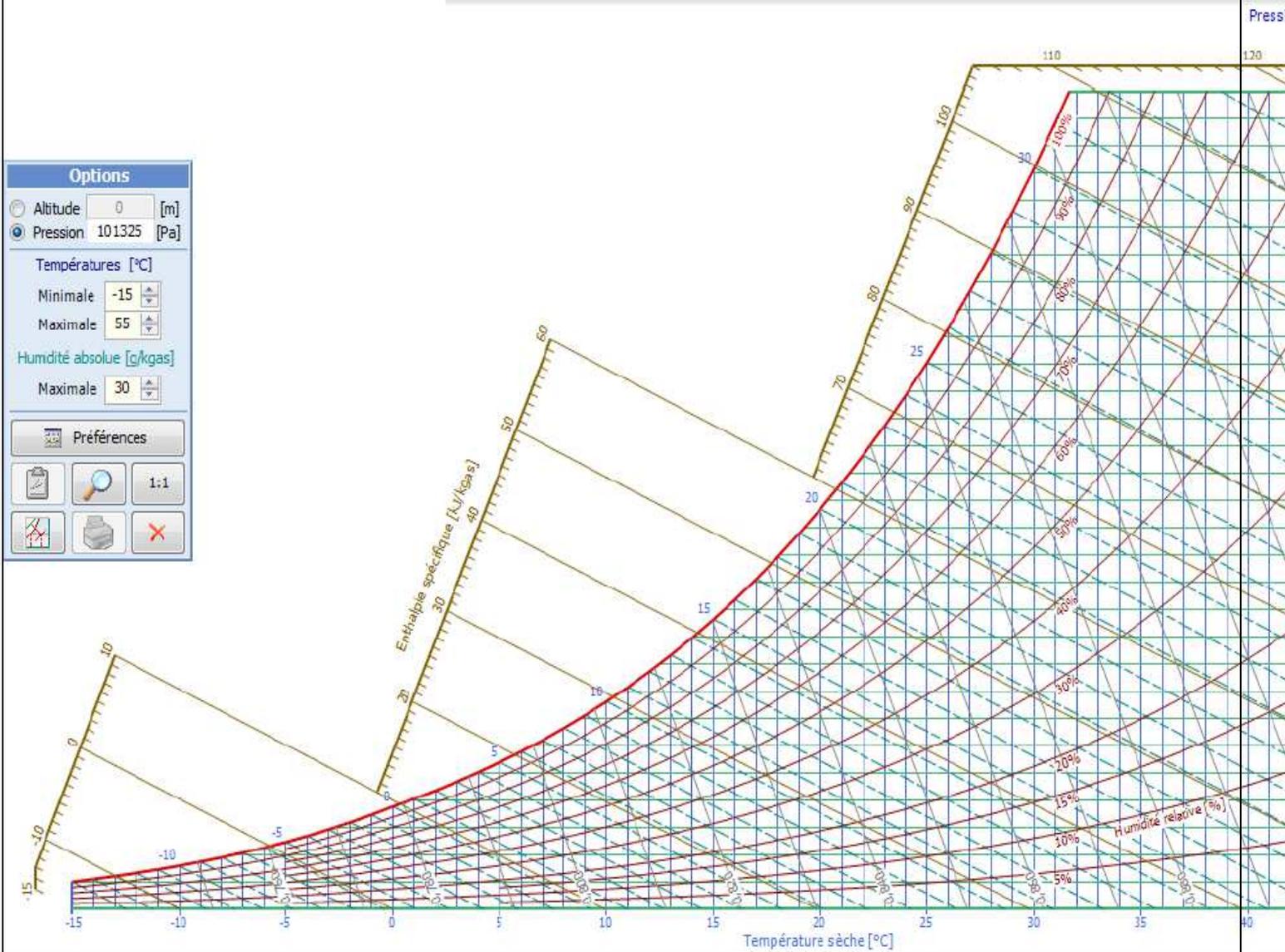
Annexe n°9 : Analyse granulométrique de phosphate (Qualité BTLSC)

Tamis	BTLSC	
	% poids	Cumulé



inf 2500(micron)	18.75	100
inf 1000	23.36	81.25
inf 400	56.29	57.89
inf 175	0.70	1.6
Inf 125	0.40	0.9
Inf 100	0.50	0.5

Annexe n°10 : Diagramme de l'air humide (MOLLIER)





Master Sciences et Techniques : Génie des Matériaux et des Procédés

Nom et Prénom : MAZKOUR Aimad

Titre: Etude critique et amélioration des performances de l'unité de séchage des phosphates

Résumé

Comportant plusieurs éléments indispensables, ce travail a été réalisé dans le cadre d'une étude critique vis-à-vis de l'unité de séchage des phosphates du complexe Oued-Zem, dont l'amélioration fait objet de recherches continues en vue de sa grande influence sur l'ensemble des reviens du phosphate. Ce travail est basé sur l'étude de l'élément le plus décisif à savoir la minimisation de la consommation spécifique en fuel n°2 qui représente un pourcentage important du prix du revient, de ce fait, des bilans d'énergie pratiques et théoriques basés sur des études critiques ont été réalisées afin de pouvoir approcher le meilleur rendement possible et minimiser toute sorte de perte énergétique. Finalement l'engagement d'une étude paramétrique en fonction des modélisations obtenues reste essentiel pour assurer le fonctionnement le plus optimum de l'unité.

Abstrat

With several essential elements, this work was carried out within the framework of a critical study of the phosphate drying unit Oued-Zem complex, which is subject to continuous improvement research in view of its high influence on all phosphate's cost price. This work is based on the study of the most decisive element namely the minimization of the specific fuel n°2 consumption that represents a significant percentage of the cost price, therefore, energy balances based on practical and theoretical critical studies have been performed in order to approach the



best performance and minimize any kind of energy loss. Finally engaging a parametric study based on the models obtained remains essential to ensure the best optimum function of the unit.

Mots clés:

Séchage – optimisation – phosphate – four rotatif - modélisation -combustion