

RÉPUBLIQUE DU SÉNÉGAL



ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE THIÈS

PROJET
DE
FIN D'ÉTUDES

Gm. 0352

Titre Minimisation des coûts de séchage du
phosphate à la C.S.P. Taïba

Auteur El Hadji Mansour Sow

Génie Mécanique

Date JUIN 1984

Ecole Polytechnique de Thies
Département de Génie Mécanique

PROJET
DE
FIN D'ETUDES

Gm. 0352

Sujet: Minimisation des couts
de séchage du phos-
phate à la C.S.P. Taïba

Auteur: El Hadji Mansour Sow
5^e année

Directeur: André Wolski, prof
Co-directeur: Jean Noël Diouf,
ing, C.S.P. Taïba

A Hawaa et mamans
A mon frère Ibrahima et
à la 7^{ème} Promotion

Remerciements

Nos remerciements vont à :

- Monsieur Jean Noël Diouf, ing à la C.S.P. Taïba pour avoir bien voulu nous proposer un sujet aussi intéressant et pour les conseils techniques qu'il a bien voulu nous donner.
- Monsieur André Wolski, prof à l'E.P.T pour avoir accepté de nous parrainer.
- Tous ceux qui de près ou de loin nous ont aidés à mener cette étude.

Sommaire.

L'étude présente est une recherche des possibilités d'économiser du carburant pour le séchage du phosphate. Nous proposons deux solutions qui sont un séchoir solaire et un système de recyclage des fumées évacuées par la cheminée des fours.

La première solution consiste en un système de 7 convoyeurs surmontés chacun par un capteur solaire. La longueur du séchoir est de 125 m et chaque convoyeur a une bande type TWH de largeur 1400 mm. Ainsi en faisant fonctionner en relais les 7 convoyeurs on obtient un temps de séchage de 24 minutes. Ceci nous permet avec le point d'opération défini dans le corps du projet de faire un préséchage réduisant le taux d'humidité de 12% à l'entrée des fours.

La deuxième solution est le recyclage partiel des fumées évacuées. Cette partie des fumées recyclée à 85°C est mélangée à l'air de dilution et possède une enthalpie qu'il ne sera plus nécessaire d'apporter par les gaz chauds provenant de la combustion du fuel. Ainsi, moins de fuel sera nécessaire pour le fonctionnement des fours.

Table des matières.

	Page
Page titre	i
Remerciements	iii
Sommaire	iv
Liste des symboles	vii
I. Introduction	1
II. Présentation et fonctionnement de l'atelier de séchage	3
III. Comportement du phosphate au séchage	7
IV. Séchage solaire	12
IV. 1: Températures d'équilibre	13
IV. 2: Support-transporteur	20
IV. 3: Design du système	26
IV. 4: Fonctionnement du système	33
V. Economie réalisée et coût du projet	41
V. 1: Economie réalisée	41
V. 2: Estimation du coût	42
VI. Recommandations et conclusion partielle	43
VII. Recyclage des fumées	45
VII. 1: Calcul	46
VII. 2: Conclusion partielle	51

	Page
<u>VIII</u> , Conclusion	53
Références	54
Appendice	55
Bibliographie	57

Liste des symboles.

I	Intensité moyenne du rayonnement solaire
α	Facteur d'absorption
ϵ	" d'émission
τ	" de transmission
h	Coefficient d'échange de la chaleur entre 2 surfaces
h_e	" " " avec l'extérieur
F_{1-2}	Facteur de forme entre verre 1 et verre 2
F_{2-p}	" " " " verre 2 et phosphate
σ	Constante de Stefan - Boltzman
T	Température
T_0	" ambiante
T_{∞}	" des hautes couches de l'atmosphère.

Indices :

1	pour le premier verre
2	" le 2 ^e verre
a_1	" l'air confiné a_1
a_2	" l'air confiné a_2
p	" le phosphate

Chapitre I : Introduction

L'atelier de séchage de la C.S.P. Taïba est le dernier maillon avant l'embarquement, de la chaîne de production du phosphate. Cet atelier reçoit le minerai avec une humidité allant jusqu'à 24% et doit réduire cette humidité jusqu'à près de 0.7%. Cet atelier fonctionne en continu avec deux fours sècheurs qui mettent en jeu une quantité appréciable de combustible. Pour donner une idée de l'importance du poste carburant dans l'opération de séchage nous signalons qu'il représente près 72% des coûts de séchage (1 043 370 000 francs CFA pour l'année 1981). Toutefois une partie du séchage se fait naturellement par évaporation et percolation à l'air ambiant, sous le soleil. Ce séchage naturel permet de réduire l'humidité de 24% à 15% environ. C'est donc à peu près 14.5% d'humidité qui consomment tout le fuel utilisé au séchage. Le bilan de l'année 1983 a donné une consommation moyenne annuelle de 80 kg de fuel par tonne d'eau évaporée. Ceci correspond pour un séchage moyen de 212 tonnes par heure (moyenne de 1983) à un coût en combustible de 323 000 francs CFA par 1% d'humidité et par jour de marche (24

heures). En d'autres termes si on réduit de 1% l'humidité du phosphate à l'entrée des fours on économise 323000 francs CFA par jour de marche.

Ainsi nous comprenons pourquoi la C.S.P.T a proposé un sujet dans le sens d'étudier les possibilités d'économie dans la poste carburant au niveau du séchage. Cette étude est d'autant plus nécessaire que la crise de l'énergie fossile s'aggrave d'année en année. Ainsi notre choix a porté sur ce sujet de par son importance si nous le situons dans le cadre général du combat pour l'économie d'énergie qui doit être le souci quotidien de tout ingénieur, où qu'il soit en général et dans les pays en voie de développement en particulier.

Chapitre II: Présentation et fonctionnement de l'atelier de séchage.

Le circuit du phosphate dans l'atelier de séchage est assez simple. Ce circuit est composé de l'aire de stock humide, des deux fours sècheurs et du nilo de stock sec.

II.1: Stock humide

Ce stockage a pour but d'une part d'assurer une relative autonomie de l'atelier et d'autre part de réduire l'humidité du phosphate par séchage naturel. Le phosphate quitte ce stock avec une humidité de l'ordre de 15% et est transporté vers les fours par un convoyeur à bande de largeur 650 mm, de longueur 100 m avec une vitesse de 2.3 m/sec.

II.2: Les fours sècheurs

Ce sont des fours rotatifs. Chaque four est composé d'un foyer générateur de gaz chauds, d'un tube sècheur, d'une chambre de dépoussiérage et d'un dispositif d'exhaure. Le schéma 1 montre le four 1 qui est un four Allis Chalmers type 80' x 8' numéro 7000.

- Le foyer est un cylindre horizontal de longueur

5.37 m et de diamètre 3.45 m. Les gaz chauds qui proviennent de la combustion du mélange fuel + air sont à une température supérieure à la température de consigne pour le séchage qui est de 850°C. On utilise un autre ventilateur qui fournit l'air de dilution destiné à réduire la température des gaz jusqu'à 850°C à l'entrée du tube sécheur.

- Le tube sécheur est un cylindre de longueur 24 m avec un diamètre de 2.4 m. Il a une inclinaison de 42 mm/m à partir de la buse du foyer. L'équipement interne est constitué de palletes d'avancement et d'augats. Cet équipement interne favorise le contact entre le minerai et les gaz chauds.

- La chambre de dépoussiérage fonctionne suivant le principe du cyclonage avec 12 cyclones Buall.

- Le dispositif d'exhaure est un ventilateur qui permet de mettre l'ensemble sécheur en dépression pour éviter le reflux des gaz chauds. Ce ventilateur assure aussi la pression nécessaire pour évacuer les fumées par la cheminée. Les fumées sont évacuées à une température supérieure à la température de rosée pour éviter

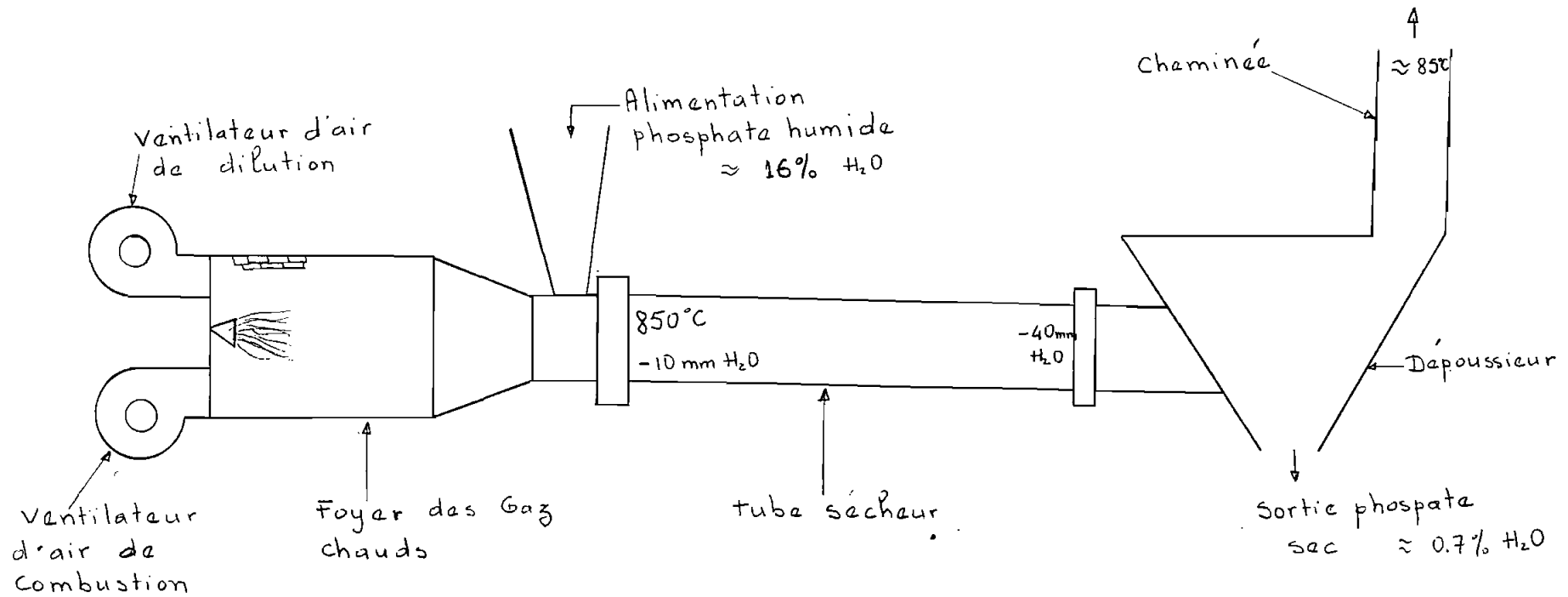


Figure 1

la condensation.

La régulation de la marche des fours se fait de façon manuelle. Les débits d'air et de fuel sont maintenus constants pour avoir une température constante de 850°C à l'entrée du tube sécheur. La température des fumées à la sortie est surveillée et doit être maintenue à environ 85°C . Pour ce faire on fait varier le débit de phosphate. Ainsi si l'humidité à l'entrée des fours diminue, la température des fumées augmente et pour la ramener à sa valeur de consigne il faut augmenter le débit de phosphate. Par contre si l'humidité augmente, les fumées sont plus froides et il faut diminuer le débit. Ainsi le phosphate a une humidité assez constante à la sortie des fours.

II. 3: Le stock sec.

C'est un stock couvert qui alimente le système de chargement des wagons et camions.

Voilà présenté assez sommairement le circuit du phosphate dans l'atelier de séchage. C'est dans ce cadre que nous chercherons à trouver une ou des solutions pour économiser sur le carburant consommé.

Chapitre III : Comportement du phosphate au séchage

Le séchage du phosphate est l'élimination de l'eau non combinée au minerai. Pour ce faire on expose le matériau à une quantité de chaleur permettant de faire évaporer cette eau non combinée. Chaque matériau se comporte d'une façon donnée au séchage en fonction de sa structure physico-chimique. Ainsi avant de pouvoir proposer une solution pour diminuer le taux d'humidité du phosphate à l'entrée des fours, il nous faut connaître le comportement du phosphate au séchage. En d'autres termes nous allons essayer de connaître la courbe de séchage du phosphate. Cette courbe n'étant pas disponible à la C.S.P.T, il nous a fallu la déterminer expérimentalement. Il s'agit, pour une température donnée de déterminer pendant combien de temps le taux d'humidité diminuera d'une valeur recherchée et ceci bien sûr dans des conditions particulières.

Pour faire l'expérience nous avons utilisé une étuve électrique qui permet de fixer la température de séchage. Nous mettons ensuite dans l'étuve chauffée à la température voulue sept (7) creusets contenant

chacun vingt (20) grammes de phosphate à une humidité initiale qui sera déterminée après l'expérience. A chaque période de 4 minutes nous sortons un creuset en l'identifiant par sa durée de séjour dans l'étuve. Après refroidissement des creusets dans un dessiccateur, nous les repesons. Le calcul de l'humidité spécifique se fait par la formule suivante :

$$x \% = \frac{M_h - M_s}{M_s} \times 100$$

où $x \% =$ humidité spécifique en $\%$ = masse d'eau par kg de phosphate sec

$M_h =$ masse du phosphate humide

$M_s =$ " " " sec .

La masse M_s est déterminée en reprenant un creuset (le dernier sorti de préférence) et en sachant son contenu à siccité. Nous allons présenter 2 courbes de séchage (à 100°C et à 135°C). Les résultats obtenus sont récapitulés dans les tableaux 1 et 2 et représentés sous formes de courbes à la figure 2.

Tableau 1: taux d'humidité enlevé en fonction du temps de séchage à 100°C.

t_s (min)	4	8	12	16	20	24	28	32
x (%)	0.63	1.71	3.06	4.46	5.92	6.97	7.60	8.92

humidité initiale : 13.15 %

Tableau 2: taux d'humidité enlevé en fonction du temps de séchage à 135°C

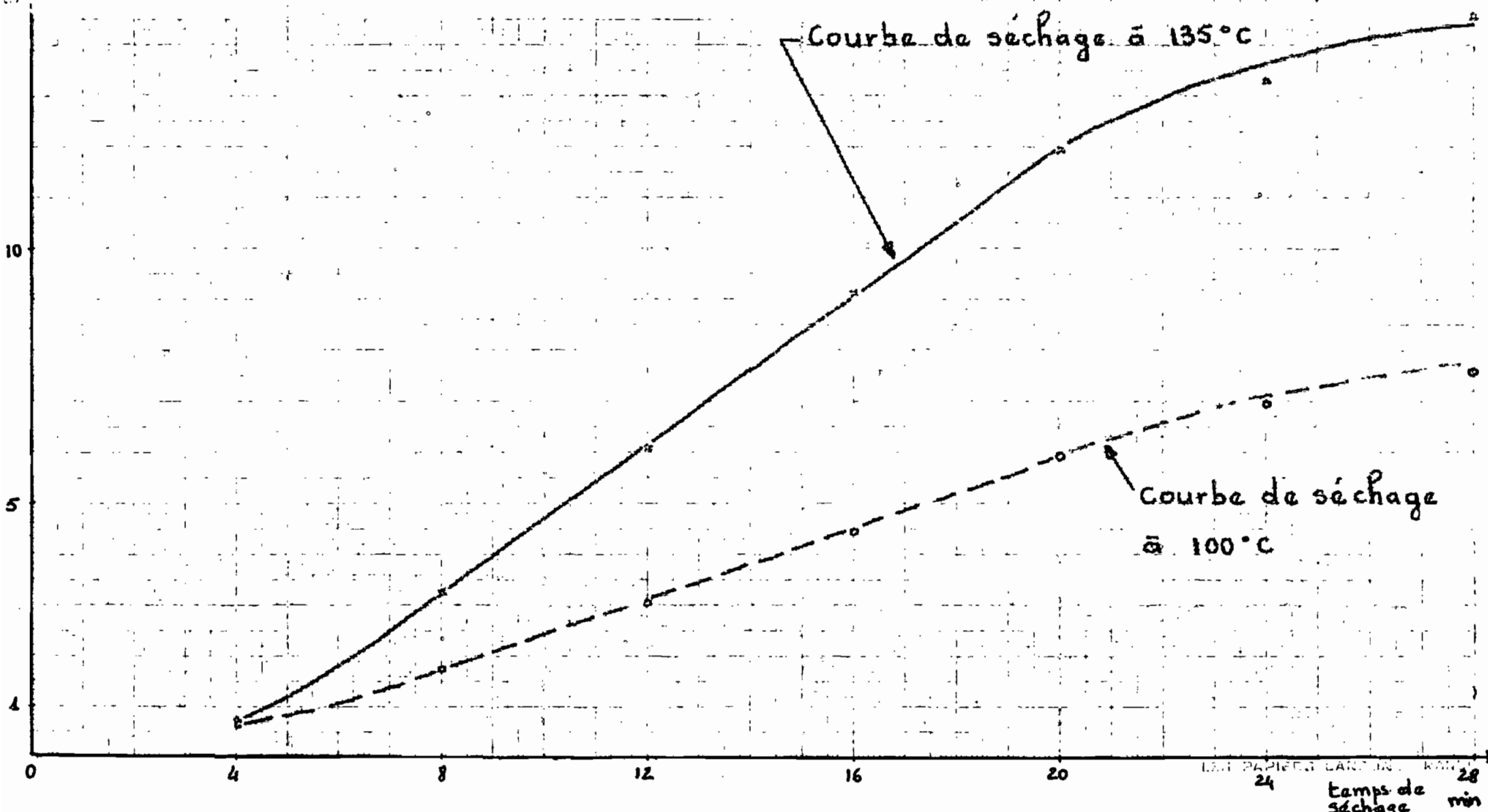
t_s (min)	4	8	12	16	20	24	28
x (%)	0.74	3.24	6.10	9.11	11.95	13.30	14.59

humidité initiale : 20.11 %

On constate d'après les courbes de la figure 2 qu'il existe une région où le séchage se fait linéairement en fonction du temps. Mais la pente des courbes s'adoucit à partir d'un point caractéristique. Ce point correspond au moment où il reste à peu près 7% d'humidité à enlever. Donc à partir de ce point le séchage se fait plus difficilement. Ceci s'explique par le fait qu'au cours du séchage il y a une migration de l'eau vers la couche superficielle

humidité
enlevée %

Figure 2.



Courbe de séchage à 135°C

Courbe de séchage
à 100°C

LETTRE PAPIER CARTEON 28
24
temps de séchage min

avant de s'évaporer. Ainsi l'eau contenue dans la couche la plus profonde met plus de temps à migrer jusqu'à la surface pour s'évaporer.

Par conséquent nous nous sommes fixés une première orientation qui est de rechercher des solutions opérationnelles dans la partie linéaire du séchage et de réserver le séchage résiduel aux fours actuels.

Après avoir eu une idée de comment se fait le séchage du phosphate, nous allons chercher une source de chaleur susceptible de remplacer partiellement les fours. Puisqu'on parle ici d'économie d'énergie nous avons essayé de voir comment l'énergie solaire pourrait être utilisée pour réduire le taux d'humidité avant l'alimentation des fours.

Chapitre IV: Séchage solaire.

Dans le type de séchoir que nous proposons, l'absorbant est le matériau à sécher lui-même. Des contraintes techniques nous ont obligés à adopter un capteur plan.

Les problèmes que nous avons eus pour élaborer ce capteur sont surtout liés à la méconnaissance de certaines propriétés du phosphate, en particulier son coefficient d'absorption de l'énergie solaire. Après de vaines recherches dans les livres nous avons fini par l'approximer à 0.7. Nous pensons compenser une éventuelle surévaluation de cette valeur par un facteur de sécurité assez raisonnable dans le design global du système. Par ailleurs la valeur de 0.7 pénalise assez la température atteinte par le matériau à sécher. Nous avons calculé un capteur avec double vitrage pour avoir des températures assez grandes pour le phosphate. Pour calculer les températures d'équilibre dans le capteur nous adoptons la figure 3 qui est un schéma simplifié du capteur plan.

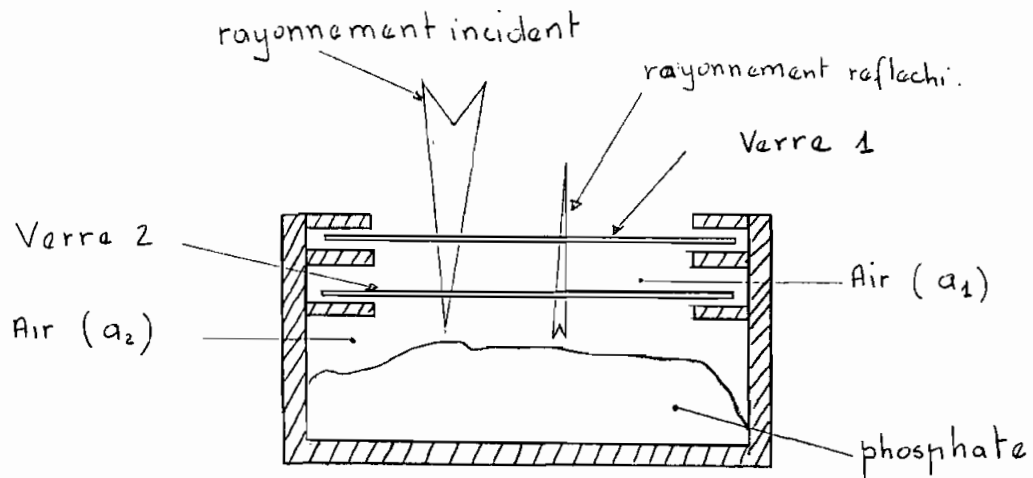


Figure 3

IV. 1: Températures d'équilibre

Pour déterminer les températures d'équilibre des verres 1 et 2 et du phosphate, nous allons poser les bilans énergétiques des verres et du phosphate. Il en résultera un système d'équations de 4^e degré avec 3 inconnues.

a. Bilan sur le verre 1

$$Q_{in} = Q_{out}$$

\Leftrightarrow rayonnement total absorbé = rayonnement total émis par le verre.

En négligeant les rayonnements atmosphérique et terrestre absorbés on peut écrire :

$$Q_{in} = Q_s + Q_{R2}$$

avec :

$$Q_s = \text{rayonnement solaire absorbé} = \alpha_1 I$$

$$Q_{R2} = \text{rayonnement du verre 2 vers le verre 1}$$

$$Q_{out} = Q_{cu1} + Q_{cd1} + Q_{Ru1} + Q_{R1}$$

avec :

$$Q_{cu1} = \text{convection naturelle au dessus du verre} \\ = h_e (T_1 - T_0)$$

$$Q_{cd1} = \text{convection naturelle au dessous du verre} \\ = h (T_1 - T_{a1})$$

$$Q_{ru1} = \text{rayonnement du verre vers les hautes couches} \\ \text{atmosphérique} = \epsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_\infty^4)$$

$$Q_{R1} = \text{rayonnement émis par le verre 1 vers la} \\ \text{verre 2}$$

Si on fait le bilan $Q_{in} = Q_{out}$ on a :

$$\alpha_1 I + Q_{R2} = h_e (T_1 - T_0) + h (T_1 - T_{a1}) + \epsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_\infty^4) \\ + Q_{R1}$$

$$\Leftrightarrow \alpha_1 I - h_e (T_1 - T_0) - h (T_1 - T_{a1}) - \epsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_\infty^4) = Q_{R1} - Q_{R2} \\ = \sigma \mathcal{F}_{1-2} (T_1^4 - T_2^4)$$

$$\alpha_1 I - h_e (T_1 - T_0) - h (T_1 - T_{a1}) = \sigma \mathcal{F}_{1-2} (T_1^4 - T_2^4) + \epsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_\infty^4)$$

①

b. Bilan sur l'air a1

On fait la supposition que les échanges se font uniquement par convection naturelle.

$$Q_{in} = \text{échange avec le verre 2} = h (T_2 - T_{a1})$$

$$Q_{out} = \text{échange avec le verre 1} = h (T_{a1} - T_1)$$

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$\Leftrightarrow h (T_2 - T_{a1}) = h (T_{a1} - T_1)$$

$$\rightarrow \boxed{\bar{T}_{a1} = \frac{T_1 + T_2}{2}} \quad (2)$$

c. Bilan sur le verre 2

$$Q_{in} = Q'_s + Q_{Rp}$$

$$Q'_s = \text{rayonnement solaire transmis par le verre 1 et absorbé par le verre 2} \\ = \alpha_2 \tilde{\tau}_1 I$$

$$Q_{Rp} = \text{rayonnement émis par le phosphate}$$

$$Q_{out} = Q_{cu2} + Q_{cd2} + Q_{ru2} + Q_{R2}$$

$$Q_{cu2} = \text{convection naturelle au dessus du verre 2} \\ = h (T_2 - \bar{T}_{a1})$$

$$Q_{cd2} = \text{convection naturelle au dessous du verre 2} \\ = h (T_2 - \bar{T}_{a2})$$

$$Q_{ru2} = \text{rayonnement vers le verre 1} \\ = \epsilon_2 \sigma (T_2^4 - \bar{T}_1^4)$$

$$Q_{R2} = \text{rayonnement vers le phosphate.}$$

Le bilan s'écrit donc :

$$\alpha_2 \tilde{\tau}_1 I + Q_{Rp} = h (T_2 - \bar{T}_{a1}) + h (T_2 - \bar{T}_{a2}) + \epsilon_2 \sigma (T_2^4 - \bar{T}_1^4) + Q_{R2}$$

$$\Leftrightarrow \alpha_2 \tilde{\tau}_1 I - h [(T_2 - \bar{T}_{a1}) + (T_2 - \bar{T}_{a2})] = \epsilon_2 \sigma (T_2^4 - \bar{T}_1^4) + Q_{R2} - Q_{Rp}$$

$$Q_{R2} - Q_{Rp} = \sigma \mathcal{J}_{2-p} (T_2^4 - \bar{T}_p^4)$$

$$\text{donc: } \boxed{\alpha_2 \tilde{\tau}_1 I - h [(T_2 - \bar{T}_{a1}) + (T_2 - \bar{T}_{a2})] = \epsilon_2 \sigma (T_2^4 - \bar{T}_1^4) + \sigma \mathcal{J}_{2-p} (T_2^4 - \bar{T}_p^4)} \quad (3)$$

d. Bilan sur l'air a_2 .

On fait la même supposition que pour l'air a_1 ; on a donc comme bilan :

$$h(T_p - T_{a_2}) = h(T_{a_2} - T_2)$$

$$\Rightarrow \boxed{T_{a_2} = \frac{T_p + T_2}{2}} \quad (4)$$

a. Bilan sur le phosphate.

$$Q_{in} = Q_s'' + Q_{R_2}$$

Q_s'' = rayonnement solaire transmis par les 2 verres et absorbé par le phosphate

$$= \alpha_p \tilde{\tau}_2 \tilde{\tau}_1 I$$

Q_{R_2} = rayonnement émis par le verre 2.

$$Q_{out} = Q_{cp} + Q_{Rp}$$

Q_{cp} = convection naturelle avec l'air a_2

$$= h(T_p - T_{a_2})$$

Q_{Rp} = rayonnement émis par le phosphate vers le verre 2

Ainsi on a le bilan suivant :

$$\alpha_p \tilde{\tau}_2 \tilde{\tau}_1 I + Q_{R_2} = h(T_p - T_{a_2}) + Q_{Rp}$$

$$\Leftrightarrow \alpha_p \tilde{\tau}_2 \tilde{\tau}_1 I - h(T_p - T_{a_2}) = Q_{Rp} - Q_{R_2}$$

$$Q_{Rp} - Q_{R_2} = \sigma \mathcal{F}_{p-2} (T_p^4 - T_2^4)$$

$$= \sigma \mathcal{F}_{2-p} (T_p^4 - T_2^4)$$

$$\text{donc: } \boxed{\alpha_p \tilde{\tau}_2 \tilde{\tau}_1 I - h(T_p - T_{a_2}) = \sigma \mathcal{F}_{2-p} (T_p^4 - T_2^4)} \quad (5)$$

En substituant les valeurs de T_{a1} et T_{a2} dans les équations ①, ③ et ⑤ on obtient le système suivant:

$$\textcircled{6} \alpha_1 I - h_c(T_1 - T_0) - \frac{h}{2}(T_1 - T_2) = \sigma \mathcal{F}_{1-2}'(T_1^4 - T_2^4) + \epsilon_1 \sigma (T_1^4 - T_\infty^4)$$

$$\textcircled{7} \alpha_2 \tilde{\tau}_1 I - \frac{h}{2}(2T_2 - T_1 - T_p) = \epsilon_2 \sigma (T_2^4 - T_1^4) + \sigma \mathcal{F}_{2-p}'(T_2^4 - T_p^4)$$

$$\textcircled{8} \alpha_p \tilde{\tau}_1 \tilde{\tau}_2 I - \frac{h}{2}(T_p - T_2) = \sigma \mathcal{F}_{2-p}'(T_p^4 - T_2^4)$$

Ces équations nous permettent de lier les 3 températures T_1 , T_2 et T_p .

Nous présentons quelques valeurs dans le tableau 3 et par les courbes de la figure 4. Nous avons procédé en supposant la température T_1 d'abord, ce qui nous permet de déterminer T_2 correspondante et ensuite de calculer T_p qui en résulte. Ces équations se résolvent par la méthode de Newton-Raphson quand il ne reste qu'une inconnue.

Les valeurs numériques des coefficients sont données en appendice.

Tableau 3: T_2, T_p en fonction de T_1

T_1 (°K)	T_2 (°K)	T_p (°K)
300	354.2	389.9
320	367.87	400.67
333	376.44	407.56
340	382.27	412.29
360	397.39	424.78
370	405.17	431.31

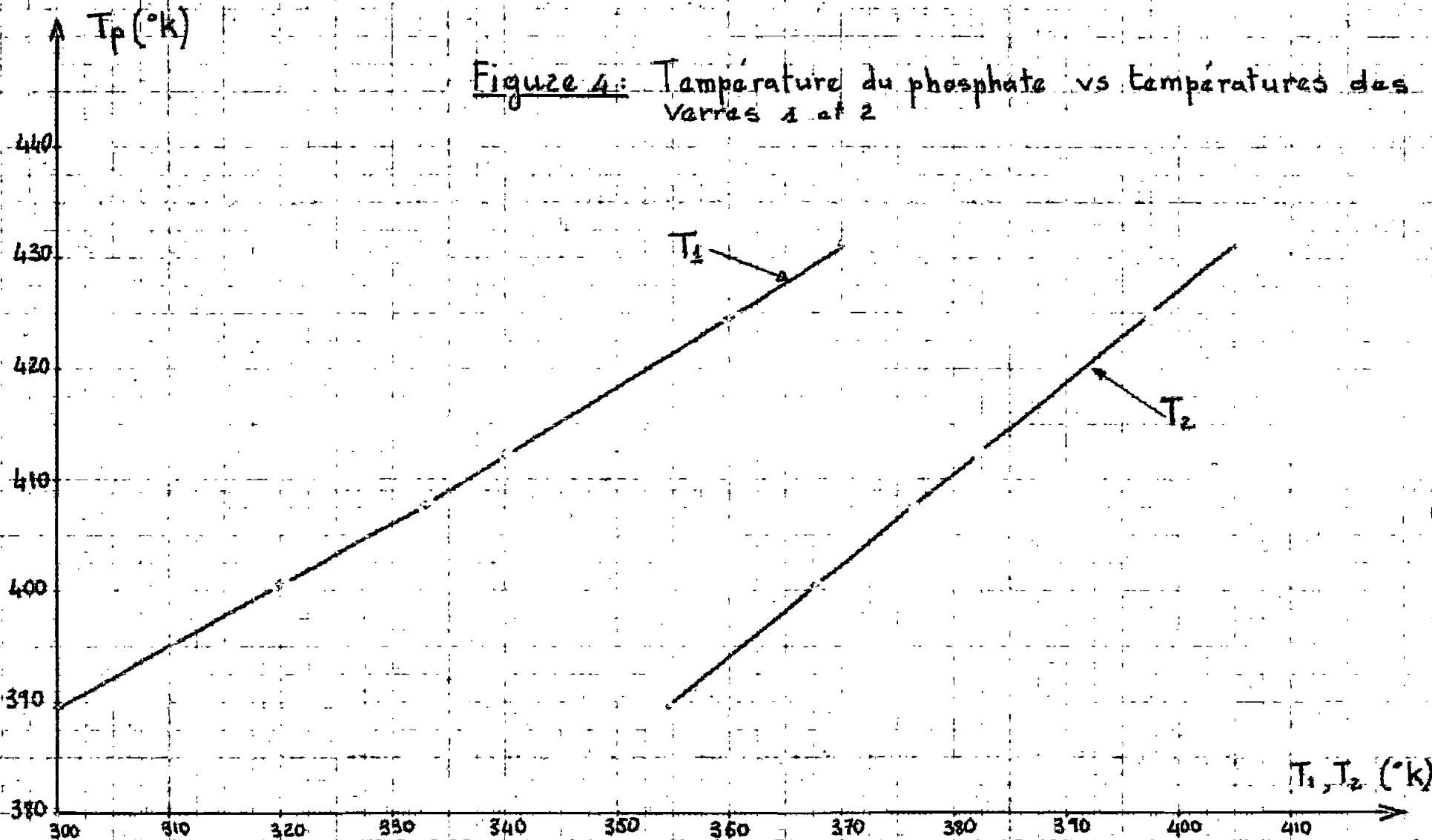
Nous allons prendre comme point d'opération le point de coordonnées $T_1 = 333^\circ \text{K}$ (60°C)

$$T_2 = 376.44^\circ \text{K} \quad (103.44^\circ \text{C})$$

$$T_p = 407.56^\circ \text{K} \quad (134.56^\circ \text{C})$$

Nous avons pris ce point car plusieurs expérimentations qui ont été faites à l'école Polytechnique de Thies ont donné des températures du verre supérieures à 70°C entre 10h a.m et 3h p.m. Nous avons pris aussi cette période de 10h a.m à 3h p.m comme période d'opération. Nous avons aussi pris comme ensoleillement la moyenne journalière de 800 W/m^2 qui est inférieure à la moyenne d'ensoleillement considérée seulement sur la période

Figure 4: Température du phosphate vs températures des
verres 1 et 2



choisie. En effet, c'est entre 10h a.m et 3h p.m qu'on a un ensoleillement maximum dans une journée. Par ailleurs c'est ce point d'opération qui nous permet d'avoir une température pouvant faire sécher une bonne partie de l'humidité du phosphate. Ceci explique à posteriori l'expérience que nous avons faite à 135°C pour sécher le phosphate. La figure 2 montre qu'à cette température il faut 20 minutes pour sécher 12% d'humidité. Notre objectif donc est maintenant de chercher à réaliser un séchage minimum de 20 minutes.

IV. 2: Calcul du support - transporteur

Le support pour le phosphate dans ce séchoir doit jouer aussi le rôle de transporteur. Nous avons choisi un convoyeur à bande qui est assez souple et Taiba a une très grande expérience dans l'entretien de ce genre de transporteur. La bande transporteuse sera de type TWH pour pouvoir supporter la température du séchoir. En effet la performance de ces bandes peut aller jusqu'au transport de produit incandescent.

Nous allons essayer d'optimiser un certain nombre de caractéristiques du convoyeur pour rencontrer au mieux notre point d'opération.

a. Largeur et vitesse.

Ces 2 paramètres sont déterminants pour le débit délivré par un convoyeur. Une des contraintes de ce projet est d'assurer un débit de 500 t/hre. Pour ce faire nous allons calculer une vitesse et une largeur appropriées. Nous avons pris un angle d'auge de 30° bien que cet angle nous donne une épaisseur de la couche de phosphate plus grande pénalisant le séchage en profondeur. Ce choix s'explique par le fait qu'un angle d'auge plus petit donne un débit plus petit à une vitesse donnée ; c'est à dire qu'à un débit constant il faut augmenter la vitesse si on diminue l'angle d'auge. Cette augmentation de la vitesse pénalise le temps de séchage. Nous pensons palier cet inconvénient cité pour l'angle de 30° en augmentant la surface de séchage en plaçant des rateaux dans le sèchoir (voir V. 2).

Le débit est calculé de façon suivante : (cf: Traité Formulaire de la Manutention Mécanique Générale)

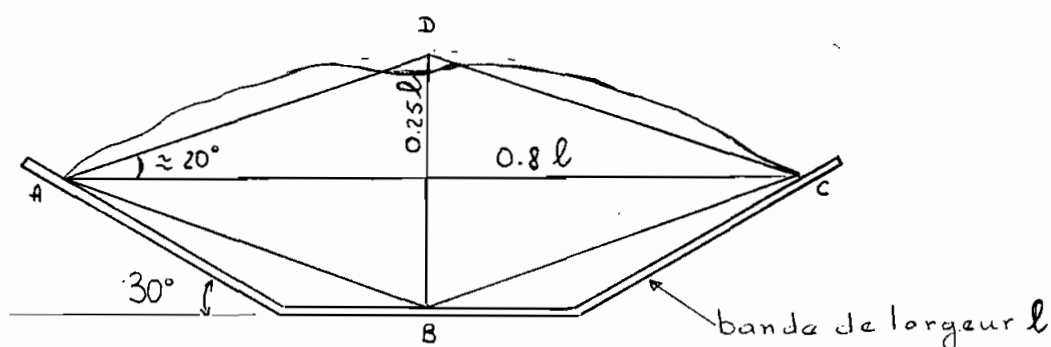


Figure 5

La section occupée par le phosphate est approximée par le losange ABCD. On a :

$$Q = \rho S V \times 3600 \quad \text{en kg/hre}$$

$$\rho = \text{masse volumique du phosphate} = 1300 \text{ kg/m}^3$$

$$S = \frac{0.8 \text{ l} \times 0.25 \text{ l}}{2} = 0.1 \text{ l}^2$$

$$V = \text{vitesse de la bande en m/sec}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow Q &= 3600 \times 1300 \times 0.1 \text{ l}^2 \times V \\ &= 468000 \text{ l}^2 V \end{aligned}$$

ou
$$Q = 468 \text{ l}^2 V \quad \text{en t/hre}$$

On voit par cette formule que pour un débit Q donné on peut avoir plusieurs combinaisons de la largeur avec la vitesse. Nous choisisons la largeur en fonction du coût qui est proportionnel à la largeur de bande, et la vitesse en fonction du temps de séchage qui est inversement proportionnel à la vitesse.

b. Longueur et nombre.

Ces 2 paramètres influencent le temps de séchage. Ils sont proportionnels au temps de séchage mais aussi malheureusement au coût.

- Si t est le temps de séchage et L la longueur du convoyeur on a : $t = \frac{L}{V}$

- Si on a un nombre n de convoyeurs qui font

chacun un temps de séchage t , le temps de séchage total sera n fois plus grand en faisant marcher les convoyeurs en relais.

Les tableaux suivants nous ont permis de choisir les largeur, longueur, vitesse et nombre de convoyeurs.

Note: On n'a pas étudié les largeurs de bande supérieures à 1400 mm car dans ce cas on risque d'avoir la formation de gouttes d'eau qui tomberont sur le phosphate avant d'atteindre la gouttière du séchoir. Ces gouttes d'eau proviennent de la condensation de la vapeur d'eau sur la deuxième verre.

Tableau 4: Débit (t/hre) en fonction de l et N

l (mm) / V (m/sec)	1000	1200	1400
0.4	187.2	269.6	366.9
0.5	234	337	458.6
0.6	280.8	404.4	550.4
0.7	327.6	471.7	642.1
0.8	374.4	539.1	733.8
0.9	421.1	606.5	825.6

Si on se base sur le débit à satisfaire, on voit d'après le tableau 4 que les combinaisons les plus intéressantes sont :

- $l = 1200 \text{ mm}$, $v = 0.8 \text{ m/sec}$ et $Q = 539.1 \text{ t/hre}$
- $l = 1400 \text{ mm}$, $v = 0.6 \text{ m/sec}$ et $Q = 550.4 \text{ t/hre}$

Nous examinons maintenant le temps de séchage pour ces 2 combinaisons en fonction de la longueur L .

Tableau 5 : Temps de séchage (sec) en fonction de L et v

$L(m)$ $v(m/sec)$	75	100	125
0.6	125	166.7	208.3
0.8	93.8	125	156.2

Pour choisir la longueur L et le nombre n de convoyeurs nous nous fixons comme objectif un temps de séchage d'au moins 20 minutes (1200 secondes) avec notre point d'opération cité plus haut.

Le tableau suivant nous permettra de faire le choix. Dans ce tableau :

C_1 : combinaison 1 : $l = 1200 \text{ mm}$, $v = 0.8 \text{ m/sec}$

C_2 : " 2 : $l = 1400 \text{ mm}$, $v = 0.6 \text{ m/sec}$

Tableau 6: Temps de séchage (sec) en fonction de L et n.

C	L (m)	n	t (sec)	t (min)
C ₁ (l = 1200, v = 0.8)	75	13	1219.4	20.3
	100	10	1250	20.8
	125	8	1249.6	20.8
		9	1405.4	23.4
C ₂ (l = 1400, v = 0.6)	75	10	1250	20.8
	100	8	1333.6	22.2
	125	6	1249.8	20.8
		7	1458.1	24.3

D'après ce tableau nous voyons qu'il est intéressant de comparer les 9 convoyeurs de 1200 aux 7 de 1400. Les 9 convoyeurs de 1200 font une largeur totale de bande de 10.8 mètres tandis que les 7 convoyeurs de 1400 font une largeur totale de bande de 9.8 mètres. Ainsi on fera une économie d'un mètre de largeur en prenant les 7 convoyeurs. Par ailleurs le fait de choisir les 7 convoyeurs de

1400 implique une économie de 2 convoyeurs, ce qui du point de vue coût d'opération est très intéressant. Ainsi le choix final pour le transporteur est le système suivant:

- 7 convoyeurs à bande type TWH
- largeur de bande : 1400 mm
- vitesse : 0.6 m/sec
- longueur de convoyeur sous sechoir : 125m

Ce système pourra assurer un débit de 550t/hre avec un temps de séchage de 24 minutes, ce qui correspond si on se situe au point d'opération à une diminution du taux d'humidité d'environ 13%.

IV.3 : Design du système.

On a ici 3 parties principales qui sont le système d'alimentation, le sechoir et le système de déchargement.

IV.3.1 : Système d'alimentation :

Nous nous sommes inspirés du système actuel où le convoyeur E est alimenté par une tramie en sous-sol. Donc nous aurons une tramie au sous-sol alimentée par les motoscrapers. Ensuite le phosphate sera élevé par un elevator à godets pour charger le sechoir par l'intermédiaire d'une tramie et d'un extracteur. Pour chaque convoyeur donc nous aurons

une tremie en sous-sol, un elevateur à godets, une autre tremie de chargement du convoyeur et un extracteur.

a - La tremie en sous-sol.

Nous allons lui donner une forme particulière au niveau de l'ouverture de déchargement pour économiser des extracteurs. Ainsi on aura une ouverture de déchargement laterale au lieu qu'elle soit centrale. Voir figure 6.

b - L'élevateur à godets.

Il doit pouvoir assurer le debit imposé de 500 t/hre. La catalogue 66 de Stephans - Adamson nous donne (page 138) un appareil satisfaisant à cette condition. Il s'agit d'un elevateur de style "J", continu sur chaines. Ses caracteristiques sont les suivantes:

- pas = 24" \approx 60 cm

- largeur = 36" \approx 90 cm

- inclinaison : 40°

- Capacité = $2.177 \frac{\pi^3}{\pi}$

$$= 2.177 \frac{\pi^3}{\pi} * 0.0283 \frac{\text{m}^3}{\pi^3} * \frac{1}{0.3} \frac{\pi}{\text{m}} * 1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 266.97 \text{ kg/m}$$

si $v = 0.6 \text{ m/sec}$ on aura

$$CQ = 266.97 \frac{\text{kg}}{\text{m}} * 0.6 \frac{\text{m}}{\text{sec}} * 3600 \frac{\text{sec}}{\text{hre}} = 576661 \text{ kg/hre}$$

$$Q = 576.7 \text{ t/hre.}$$

Les autres caractéristiques dimensionnelles sont montrées à la figure 7.

Le même catalogue nous donne la formule pour calculer la puissance du moteur d'un elevator :

$$W = 0.4 V (P + P') + \frac{T \cdot h}{270} \text{ en cv}$$

V = vitesse de l'elevator = 0.6 m/sec

P = poids en tonne de l'équipement mobile.

P' = poids en tonne du phosphate

T = débit en t/hre

h = hauteur d'élevation.

Application numérique :

$V = 0.6 \text{ m/sec}$

$$P = 178.8 \frac{\text{lbs}}{\text{pi}} \times 0.454 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \frac{\text{pi}}{0.3 \text{ m}} = 270.584 \text{ kg/m}$$

si on prend $h = 13 \text{ m}$ et une longueur enroulée

de 1.5 m on a comme longueur totale :

$$L = 2 \times \frac{13}{\sin 40^\circ} + 1.5 = 35.44 \text{ m}$$

$$\rightarrow P = 270.584 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \times 35.44 \text{ m} = 9589.5 \text{ kg} \\ = 9.6 \text{ t}$$

$$P' = \frac{T \cdot h}{3600 \cdot V} = \frac{576.7 \times 13}{3600 \times 0.6} = 3.47 \text{ t}$$

$$\rightarrow W = 0.4 \times 0.6 (9.6 + 3.47) + \frac{576.7 \times 13}{270}$$

→

$$W = 30.9 \text{ CV.}$$

on peut prendre un moteur de 30 CV pour des raisons qu'on expliquera dans le fonctionnement du système.

C. Trémie de chargement et extracteur

la trémie est une trémie simple représentée à la figure 8. Quant à l'extracteur, c'est un convoyeur de longueur réduite qui a pour but de recevoir le matériau de la trémie et de le faire passer sur le convoyeur de transport proprement dit.

IV. 3.2 : Le séchoir.

Chaque convoyeur est surmonté par un capteur comme montré au dessin en annexe qui est une section du séchoir.

L'axe de la longueur des convoyeurs sera orienté parallèlement à l'axe Est-Ouest.

Nous avons incliné le capteur à 15° sur l'horizontal au plein Sud pour avoir le maximum de perpendicularité entre les rayons solaires et les vitres.

Malheureusement les convoyeurs ne peuvent suivre cette inclinaison. Mais nous avons quand même minimiser la distance entre le phosphate et les vitres à environ 25 cm.

Cette inclinaison nous permet par ailleurs de faire ruis-

-saler l'eau qui serait condensée sur le 2^e verre pour le recevoir par la gouttière. La gouttière devait être inclinée mais le support des rateaux nous en empêche. Nous prévoyons ainsi un piquage de drain à tous les 15 mètres. Il n'agira de ramasser après tous les piquages par un drain principal par convoyeur.

La condensation nous a limités en largeur de bande car plus la bande est large plus le convoyeur l'est. En augmentant la largeur du capteur on augmente la course des gouttes d'eau condensée et elles risquent de tomber sur le phosphate avant d'atteindre la gouttière.

Pour augmenter l'efficacité du séchage on a prévu des parois latérales en contreplaqué recouvertes intérieurement par du papier réflecteur. Nous ne pouvons malheureusement pas assurer une étanchéité parfaite car nous sommes obligés de permettre l'évacuation de la vapeur d'eau dégagée pour éviter une condensation trop importante sur le 2^e verre, ce qui diminuera l'efficacité du système.

Pour augmenter la profondeur de séchage nous avons installé des rateaux que nous prévoyons à tous les 10 mètres. Ces rateaux seront en quinconce.

Le convoyeur séchoir sera plus long que les 125 mètres calculés précédemment, car cette valeur est la longueur sous séchoir seulement et n'inclut pas la longueur qui est sous l'extracteur.

Les 7 convoyeurs seront reliés comme montré au dessin en annexe.

Pour les détails voir aussi les figures 9 et 10

Calcul de la puissance des moteurs de convoyeurs : (cf Formulaire de la Manutention)

$$W = r \frac{(P + P')}{75} v$$

r = constante ≈ 0.04

P = poids de l'équipage mobile en kg

- rouleaux supérieurs : $\phi 133$, $L = 495 \rightarrow P_u = 9 \text{ kg}$
on prend pour longueur d'un convoyeur : 130m
les stations supérieures sont distantes de 1.5 m :

$$\rightarrow P_{rs} = \frac{130}{1.5} \times 9 \times 3 = 2340 \text{ kg}$$

- rouleaux inférieurs : $\phi 133$, $L = 1510 \rightarrow P_u = 24.5$
stations distantes de 3m

$$\rightarrow P_{ri} = \frac{130}{3} \times 24.5 = 1062 \text{ kg}$$

- bande 1400 mm $\approx 15 \text{ kg/m}^2$

$$P_b = 180 \times 2 \times 1.4 \times 15 = 5460 \text{ kg}$$

$$\Rightarrow P = 2340 + 1062 + 5460 = 8862 \text{ kg}$$

P' = poids du phosphate

$$P' = \frac{TL}{3600 V} = \frac{550 * 130}{3600 * 0.6} = 33\ 102 \text{ kg}$$

$$\Rightarrow W = 0.04 \left(\frac{33.102 + 8.862}{75} \right) * 1000 * 0.6$$

$$W = 13.43 \text{ CV}$$

$$W = 15 \text{ CV}$$

IV. 3.3: Système de déchargement

Le déchargement du phosphate partiellement séché doit se faire à la trémie D actuelle sans pour autant gêner le système actuel. Ainsi on pourra avoir une utilisation optionnelle du système proposé et du système actuel.

La figure II représente la trémie de déchargement. On voit qu'une des parois a un angle très faible (8°). Ceci peut amener des problèmes en rendant difficile l'écoulement du phosphate. Trois solutions peuvent résoudre ce problème :

- accepter une hauteur de la trémie supérieure à 1.5 mètre ; Cette solution est à exclure car cela reviendrait à augmenter la hauteur des convoyeurs ce qui peut engendrer des difficultés pour l'entretien.

- augmenter l'angle de la paroi en question. Cela implique qu'on va entrer par une des parois de la trémie D qu'on démolira en partie.
- Dans le cas où on ne veut pas modifier la trémie D, on peut installer une petite vis sans fin qui se chargera de ringarder la trémie.

IV. 3. : Fonctionnement du système.

Les 7 convoyeurs qui constituent le système doivent fonctionner en relais. Chaque convoyeur fonctionne juste le temps de décharger le phosphate qui y était stocké sur 125 mètres soit pendant un temps égal à 208 secondes ou 3.5 minutes. Après cela il s'arrête et un autre convoyeur prend le relais. Ainsi le premier restera immobile avec une nouvelle charge jusqu'à ce que les 6 autres convoyeurs aient fait leur déchargement. Cela correspond à une période de $208 * 6 = 1248$ secondes ou 20.8 minutes.

Le fonctionnement ainsi décrit nécessite pour chaque moteur un démarrage à toutes les 24 minutes. De ce fait le fonctionnement du système doit être commandé automatiquement.

Les moteurs des éleveurs marcheront avec la même séquence que les moteurs des convoyeurs. C'est à dire que chaque éleveur marchera en phase avec son convoyeur vis à vis.

Le système doit aussi être commandé globalement par un système automatique indiqué sur le point d'opération cité plus haut. C'est à dire que le système doit avoir un détecteur thermique qui ne fera marcher le système que si la température du phosphate atteint la température de consigne de 130°C environ.

Il faut donc faire une étude de toute la commande automatique que nous n'avons malheureusement pas eu le temps de faire.

Note: Nous avons choisi un moteur de puissance un peu inférieure à la puissance calculée car les moteurs ne marche pas à plein temps et ont le temps de refroidir entre 2 périodes de marche.

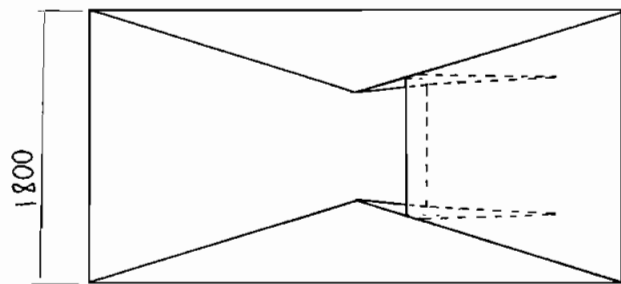
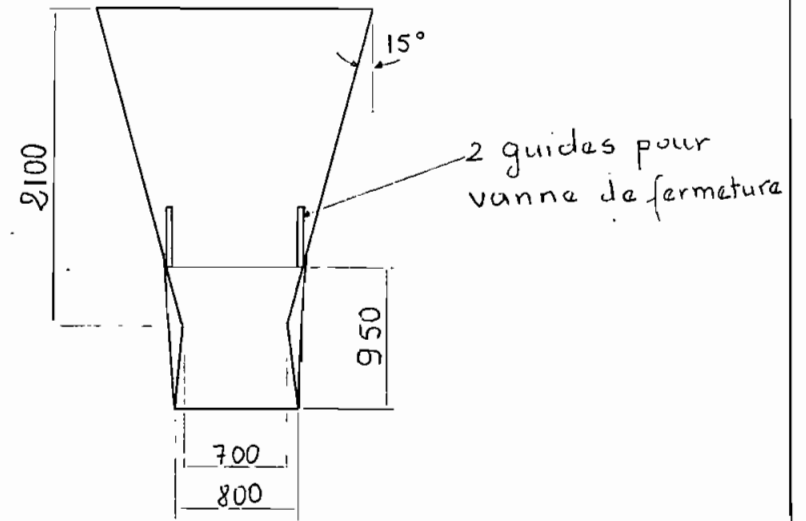
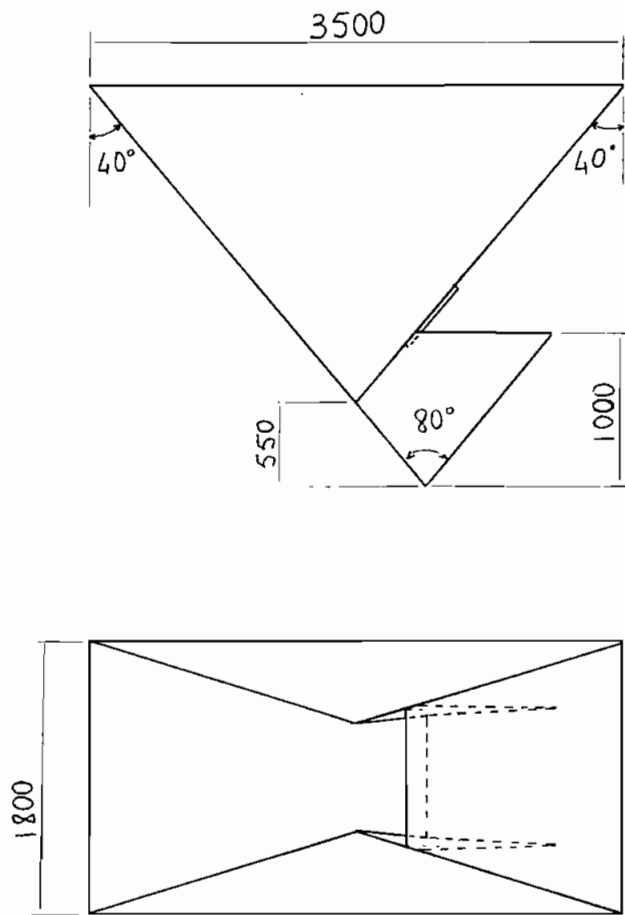


FIGURE 6	TREMIE EN SOUS-SOL	13-05-84
Ech: 1/50		DES. EMS
PROJET DE FIN D'ETUDES		

Elevateur à godets style "J"

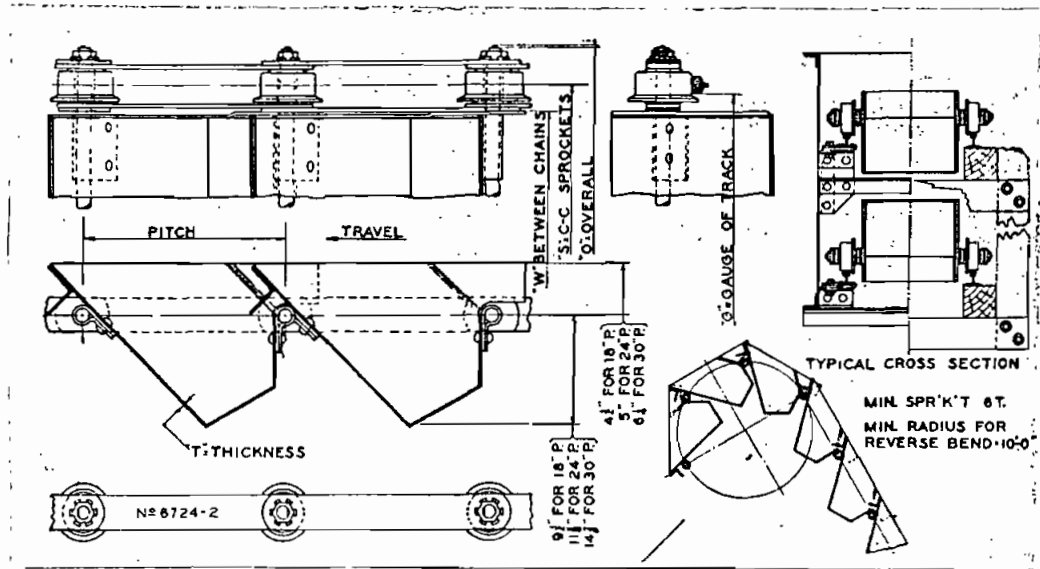


Figure 7

T = épaisseur de la tôle des godets = $\frac{1}{4}$ "

W = $37\frac{1}{8}$ "

G = $40\frac{7}{8}$ "

S = $42\frac{5}{8}$ "

O = $49\frac{3}{8}$ "

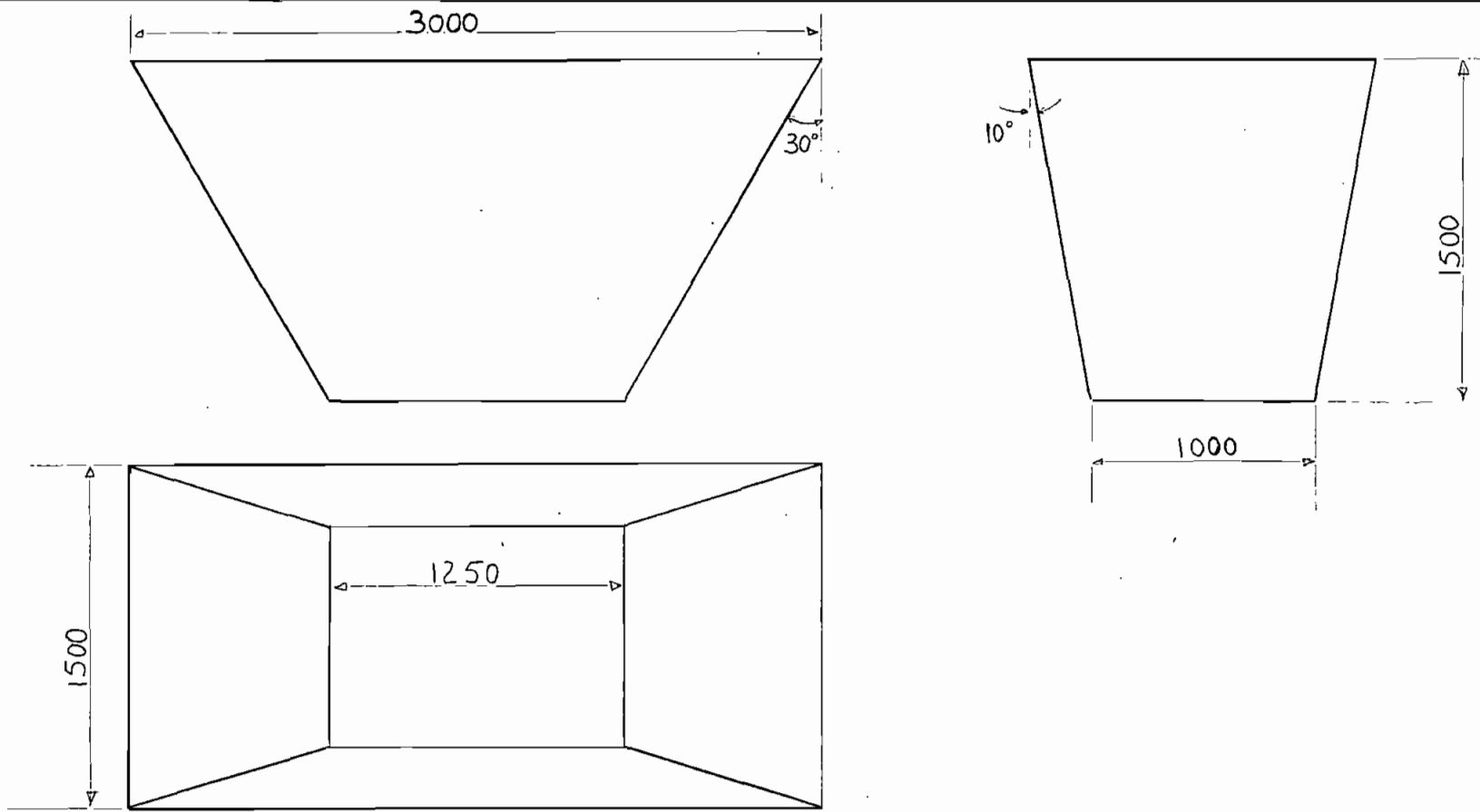
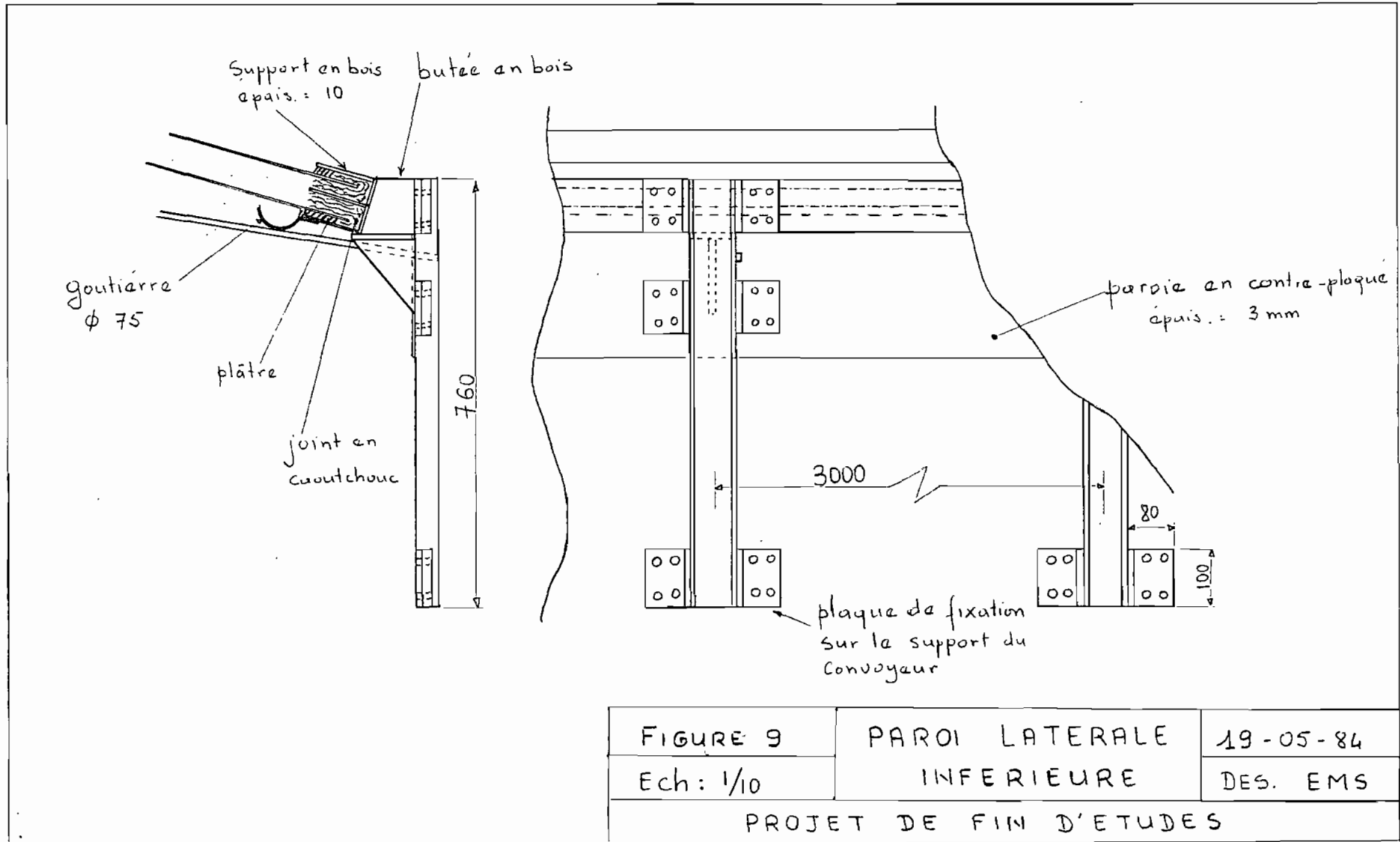


FIGURE 8	TREMIE DE CHARGEMENT	13-05-84
Ech: 1/30		DES. EMS
PROJET DE FIN D'ETUDES		



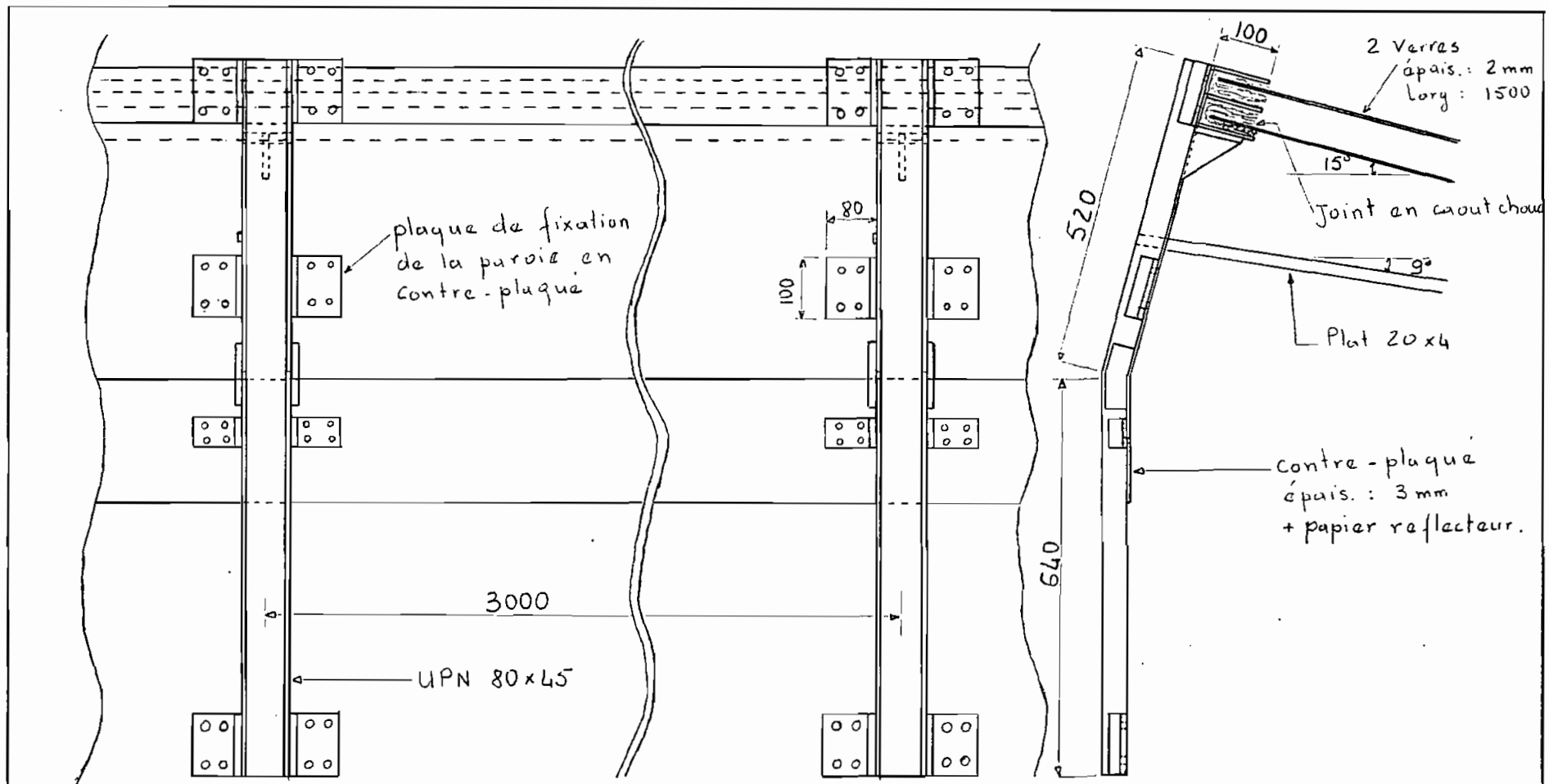


FIGURE 10	PAROI LATÉRALE SUPÉRIEURE	20-05-84
Ech:		DES. EMS
PROJET DE FIN D'ÉTUDES		

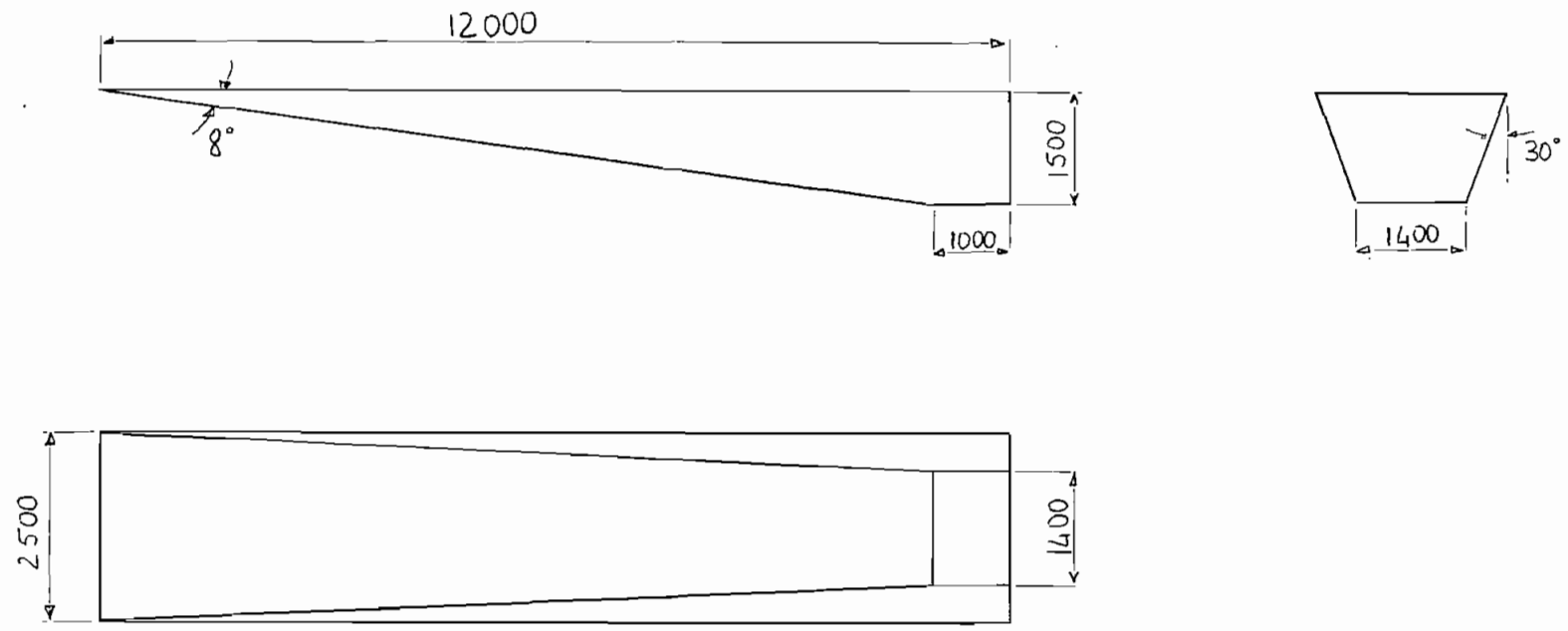


FIGURE II	TREMIE DE DECHARGEMENT	13 - 05 - 84
Ech: 1/100		DES. EMS
PROJET DE FIN D'ETUDES		

Chapitre V: Economie réalisée et Coût du projet.

Nous avons calculé l'humidité spécifique sur la base sèche, c'est à dire la masse d'eau rapportée à la masse de phosphate complètement sec. Nous nous sommes rendus compte qu'à Taïba on calcule l'humidité spécifique sur la base humide, c'est à dire la masse d'eau rapportée à la masse de phosphate humide.

Soit x_s l'humidité spécifique sur la base sèche
" x_h " " " " humide
on a les relations suivantes entre x_s et x_h :

$$x_s = \frac{x_h}{1 - x_h}$$

et

$$x_h = \frac{x_s}{1 + x_s}$$

V.1: Economie réalisée

Nous supposons qu'on a atteint notre point d'opération, c'est à dire qu'on a eu un temps de séchage de 24 minutes à la température de 135°C. Ceci correspond à une diminution du taux d'humidité

x_s de 13% équivalent à $x_h = 11.5\%$.

Avec une économie de 323 000 francs CFA par 1% d'humidité et par jour de marche, on aura pour 11.5% et une période de 5 heures de fonctionnement une économie de :

$$E = 323\,000 * 11.5 * \frac{1}{24} * 5 = 773\,854.5 \text{ francs}$$

$$E \approx 770\,000 \text{ francs CFA/jour}$$

V. 2 : Estimation du coût.

Nous ne pouvons malheureusement pas faire une estimation du coût d'investissement car nous n'avons pas eu les prix nécessaires pour faire ce travail.

Chapitre VI: Recommandations et Conclusion partielle.

Quand on lit ce qui vient d'être présenté on peut se poser la question de savoir comment est ce qu'on peut passer d'une étude de laboratoire à la dimension industrielle sans passer par un prototype. Cette question se justifie d'autant plus que les conditions de laboratoire sont différentes des conditions en dimension industrielle même si nous restons convaincus que les courbes de séchage établies précédemment décrivent bien le comportement du phosphate au séchage. Il faut dire que quand nous avons commencé à élaborer cette solution il ne nous restait plus beaucoup de temps avant la date de remise du projet. De ce fait nous nous sommes fixés comme objectif de faire un avant projet à partir des résultats de laboratoire pour avoir une idée de l'installation qu'implique une solution solaire du type proposé.

Nous n'avons pas pu estimer le coût d'investissement d'une telle installation mais il peut dépasser 200 000 000 francs CFA. Avec un coût pareil nous pensons qu'il faudrait réaliser un prototype avant l'exploitation pour minimiser les risques. Ce prototype

doit être le plus possible à l'image du séchoir proposé pour réaliser les conditions réelles de fonctionnement afin de voir si in situ on peut atteindre le point d'opération que nous avons jugé approprié. Les conditions à respecter en particulier avec ce prototype sont l'étanchéité qui est nécessairement partiellement pour permettre l'évacuation de la vapeur d'eau, l'épaisseur de la couche de phosphate à sécher et le temps de séchage.

Un point faible du système proposé se situe dans son entretien, en particulier en ce qui concerne le nettoyage des verres supérieurs. En effet on a beaucoup de suspension poussiéreuse sur la site. Ce phénomène est accentué par les fumées des cheminées qui contiennent de la poussière. Ce point rend encore plus nécessaire l'élaboration d'un prototype nous rapprochant le plus possible des conditions d'opération.

Finalement on peut dire qu'un séchoir de type industriel bien que pouvant théoriquement assurer des économies très intéressantes, n'est envisageable que sous réserve comme nous venons de le montrer.

Chapitre VII: Recyclage des fumées.

Nous avons pensé examiner cette solution en consultant la "Bilan thermique du four 1" qui est une étude faite en 1982 par le stagiaire Samba Diallo. Dans le bilan qu'il a établi nous voyons que la chaleur sensible des fumées est égale à 2963.61 th/hrs. Ainsi nous allons voir si l'on pourra profiter de l'enthalpie des fumées en les recyclant car actuellement la chaleur de ces fumées qui sortent à près de 85°C est perdue dans l'atmosphère. La référence pour cette étude est "Le séchage et ses applications industrielles" de A. DASCALIESCU - Ed Dunod 1969.

Dans le fonctionnement des fours décrit au chapitre II on voit qu'à part l'air de combustion il y a un apport d'air de dilution dont le rôle est de refroidir les gaz très chauds et d'augmenter le volume de gaz qui entre dans le tube sècheur à 850°C. Cet air de dilution vient de l'ambiance extérieure donc est à la température et à l'humidité ambiantes. Dans ces conditions d'entrée l'air de dilution a une certaine enthalpie. Cette enthalpie d'entrée sera élevée jusqu'à une va-

leur correspondante à la température de 850°C . Cette variation d'enthalpie est assurée par une certaine quantité de gaz chauds à la température un peu inférieure à celle des flammes (1200°C). Maintenant si l'air de dilution entrainé avec une enthalpie supérieure, il faudra moins de gaz chauds pour atteindre la température de 850°C donc moins de fuel à brûler.

Nous n'avons pas pu déterminer certaines valeurs des paramètres de fonctionnement car nous ne disposons pas de l'analyse qualitative et quantitative des fumées. Ainsi nous avons pris certaines valeurs dans l'étude citée plus haut.

VII. 1 = Calcul.

Le fuel utilisé est le fuel industriel ayant un pouvoir calorifique inférieur $\text{PCI} = 9850 \text{ kcal/kg}$

Consommation mesurée de fuel = $V_m = 1558.78 \text{ kg/hre}$

Si on suppose le rendement du brûleur à 0.95

→ Consommation effective = $V_c = 1558.78 * 0.95$

$$V_c = 1480.84 \text{ kg/hre}$$

Pouvoir comburivoire = $N_a = 0.85 \frac{\text{PCI}}{1000} + 2$

(formule tirée de "Technique de l'ingénieur" A500.9)

Volume d'air nécessaire pour la combustion neutre de V_c :

$$V_a = N_a * V_c = \left(0.85 * \frac{9850}{1000} + 2\right) \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} * 1480.84 \frac{\text{kg}}{\text{hrc}}$$

$$V_a = 15359.272 \text{ m}^3/\text{hrc}.$$

ou
$$P_a = V_a * \rho_a = 15359.272 \frac{\text{m}^3}{\text{hrc}} * 1.16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_a = 17816.756 \text{ kg/hrc}.$$

Masse d'air de combustion = $P_{ac} = 45520 \text{ kg/hrc}$

Masse d'air de dilution = $P_{ad} = 70160 \text{ kg/hrc}$

Masse d'air parasitaire = $P_{ap} = 2000 \text{ kg/hrc}$

Excès d'air de combustion = α_1

$$\alpha_1 = \frac{P_{ac} - P_a}{P_a} = \frac{45520 - 17816.756}{17816.756}$$

$$\alpha_1 = 1.55$$

Excès d'air après mélange (à la buse) = α_2

$$\alpha_2 = \frac{(P_{ac} + P_{ad} + P_{ap}) - P_a}{P_a}$$

$$= \frac{(45520 + 70160 + 2000) - 17816.756}{17816.756}$$

$$\alpha_2 = 5.6$$

Chaleur utile = chaleur de vaporisation de l'eau contenue dans la phosphate = $Q_u = 11717860 \text{ kcal/hrc}$

Pertes par les parois = Q_p . Elle est approximée en

supposant une perte spécifique de $200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hrc}$

$$\begin{aligned} \rightarrow Q_p &= 200 * S = 200 * \pi D L \\ &= 200 * \pi * 2.4 * 24 = 36191.147 \text{ kcal/hrc} \\ Q_p &= 36191.147 \text{ kcal/hrc} \end{aligned}$$

Volume des gaz évacués du séchoir provenant de la combustion de 1 kg de fuel = V_g

$$V_g = 58.36 \text{ m}^3/\text{kg} \text{ (tableau V.9 livre cité avec } \alpha_2 = 5.6 \text{ et interpolation.)}$$

Enthalpie des fumées à la sortie : h_{g3}

$$h_{g3} = \text{enthalpie spécifique} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot \text{c}} \right) * T_f (^\circ\text{C})$$

$$h_{g3} = 0.314 * 85 = 26.69 \text{ kcal/m}^3$$

Volume de gaz provenant du générateur = V_p

$$V_p = 16.59 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} * 1480.84 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 24567.14$$

$$V_p = 24567.14 \text{ m}^3/\text{hrc}.$$

Enthalpie des gaz de combustion = h_{g1}

$$(T_c = 1200^\circ\text{C}, \alpha_1 = 1.55)$$

$$h_{g1} = 437.7 \text{ kcal/m}^3$$

Enthalpie des gaz après mélange : h_{g2}

$$(T_m = 850^\circ\text{C} \quad , \quad \alpha = 5.6)$$

$$h'_{g2} = 286.15 \text{ kcal/m}^3$$

Le Volume des gaz après mélange est donné par la formule :

$$\begin{aligned} V_a' &= \frac{V_p (h'_{g1} - h'_{g2})}{(h'_{g2} - h'_{g3})} \\ &= \frac{24567.14 (437.7 - 26.69)}{(286.15 - 26.69)} \end{aligned}$$

$$V_a' = 38916.75 \text{ m}^3/\text{hre}$$

Le Volume de gaz à recirculer sera V_r :

$$V_r = V_a' - V_p = 38916.75 - 24567.14$$

$$V_r = 14349.61 \text{ m}^3/\text{hre}$$

La consommation en combustible devient :

$$V_c' = \frac{Q_u + Q_p}{Q_i + Q_r - V_g (h'_{g3} + 2900 V_{ga})}$$

$$Q_i = \text{PCI} = 9850 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_r = \text{chaleur récupérée} = \frac{V_r * h'_{g2}}{V_c}$$

V_{ga} = volume de gaz résultant de la dissociation du CO_2 et H_2O évacués du séchoir en CO et H_2

En général on néglige le terme $2900 * V_{ga}$.

$$\rightarrow V_c' = \frac{11717360 + 36191.147}{9850 + \frac{14349.61 * 26.69}{1480.84} - 58.36 * 26.69}$$

$$V_c' = 1374.52 \text{ kg/hre}$$

Soit une diminution de :

$$a = \left(1 - \frac{V_c'}{V_c}\right) * 100$$

$$a = \left(1 - \frac{1374.52}{1480.84}\right) * 100 = 7.18\%$$

$$a = 7.18\%$$

Ceci correspond à une économie donc de

$$1480.84 - 1374.52 = 106.32 \frac{\text{kg fuel}}{\text{hre}}$$

ce qui est équivalent à :

$$E = 106.32 \frac{\text{kg}}{\text{hre}} * 24 \text{ hre} * \frac{1 \text{ T}}{1000 \text{ kg}}$$

$$* \frac{79493 \text{ francs}}{\text{T}} = 202840.69$$

$$E \approx 200000 \frac{\text{francs CFA}}{\text{jour de marche}}$$

VII 2: Conclusion partielle.

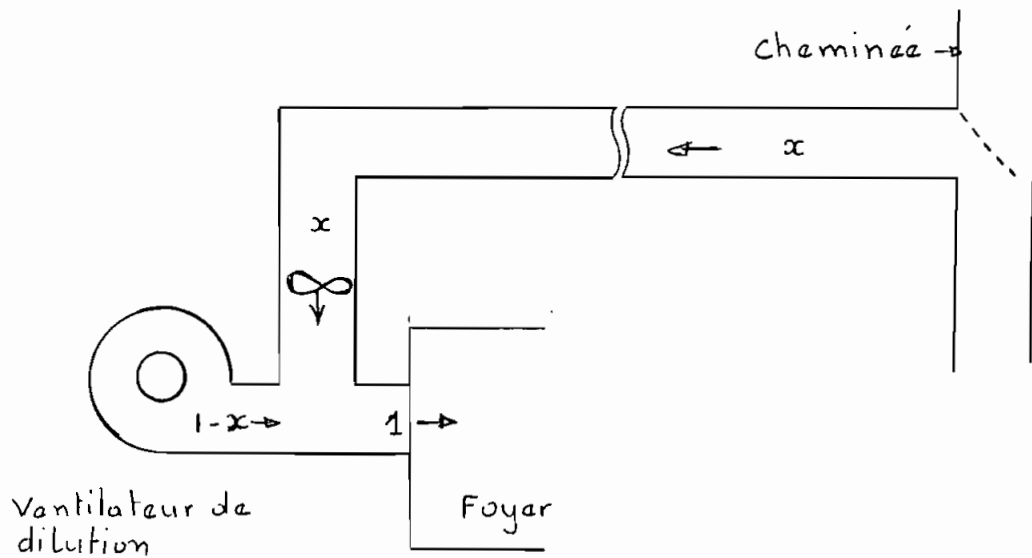
Le recyclage des fumées est une solution intéressante car elle permet de réaliser une économie de 200000 francs CFA par jour de marche, ce qui nous pensons n'est pas négligeable.

L'intérêt de cette solution réside par ailleurs dans le fait qu'elle n'implique pas de grandes installations. Il s'agira en effet de dériver une partie des fumées de la cheminée pour l'acheminer vers l'entrée d'air de dilution dans le foyer du four. Une vanne de contrôle de débit permettra de recycler le volume de fumées calculé.

Cependant un accent particulier devra être mis sur le calorifugeage du conduit de retour pour minimiser les pertes de chaleur pendant le recyclage.

Par ailleurs, la différence de densité entre les fumées et l'air ambiant nous fait proposer 2 ventilateurs : un actuel pour l'air ambiant de dilution et un autre pour les fumées recyclées. Ce deuxième ventilateur aura pour rôle de vaincre les pertes de charge dans le conduit de retour et d'assurer une pression nécessaire aux fumées pour entrer dans une chambre de mélange où elles seront mélangées à l'air ambiant de dilution avant d'entrer dans le foyer. Bien sûr, il ne faudra pas

favoriser les pertes de chaleur au niveau de cette chambre de mélange qui pourra n'être que le conduit d'alimentation du foyer en air de refroidissement. d'étude fait, ne concerne que le four $n=1$ dont on a eu quelques données mais on n'arrivera sûrement à des résultats voisins pour le four $n=2$. Le schéma pour le recyclage est montré à la figure 12.



$x =$ fraction recyclée de l'air de dilution.

Figure 12

Chapitre VIII: Conclusion.

Nous nous étions fixés comme objectif de chercher des possibilités pour économiser le combustible utilisé pour le séchage du phosphate. Ainsi les solutions que nous proposons ne sont pas opérationnelles ni applicables tout de suite après cette étude. Mais nous sommes convaincus que les solutions proposées peuvent faire réaliser à la C.S.P. Taïba des économies substantielles. Seulement il faudra approfondir l'étude sur les axes signalés dans les conclusions partielles. Nous pensons avoir intéressé l'entreprise à faire ces études par ce qu'elle pourra y gagner beaucoup. L'intérêt des deux solutions proposées est leur non exclusivité, c'est à dire que l'une n'exclut pas l'autre. Néanmoins un accent particulier peut être mis sur la solution du recyclage des fumées car elle demande moins d'investissement initial et ses coûts d'opération sont beaucoup moins élevés que ceux de la première solution. La décision finale appartiendra à l'entreprise qui après avoir évalué les coûts des solutions proposées verra si elle peut les accepter en fonction des économies qu'elle peut y retirer.

References.

Appendice

A. 1: Intensité du rayonnement solaire

Nous n'avons pas fait des mesures du rayonnement mais nous nous sommes basés sur l'étude de :

- Hamadou Sow en 1980 qui donne une moyenne de 1050 W/m^2 entre 10 h a.m et 3 h p.m
- Cheikh Ndiouga Gueye en 1980 qui donne une moyenne pour la même période de 1107.7 W/m^2
- C.E.R.E.R : "Potentiel Solaire" qui donne une moyenne annuelle sur Dakar de 800 W/m^2

Ainsi pour être sécuritaire nous avons pris une moyenne de 800 W/m^2 pour la période de 10 h a.m à 3 h p.m.

A. 2: Valeurs numériques des constantes

$$\left. \begin{array}{l} \alpha_1 = \alpha_2 = 0.06 \\ \tau_1 = \tau_2 = 0.87 \end{array} \right\} \text{ "Chauffe-eau Solaire"}$$

Cabrid , Pelisson & Roux.

$$\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0.9 \quad \leftarrow \text{ Kreith}$$

$$d_p = 0.7 \quad \text{estimé.}$$

$$\left. \begin{array}{l} h = 3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\ h_e = 5.8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{array} \right\} \text{ "Energie Solaire"}$$

Bulletin n°3 par
J. Lamadieu et T. Verhaege

$$F_{2-p} = F_{1-2} = 0.9$$

$$\sigma = 4.88 \times 10^{-8} \text{ kcal/hm}^2 \cdot \text{K}$$

$$T_0 = 27^\circ \text{C} \quad \text{ou} \quad 300^\circ \text{K}$$

$$T_\infty = -50^\circ \text{C} \quad \text{ou} \quad 223^\circ \text{K}$$

Bibliographie

- J. LAMADIEU et T. VERHAEGE :
"Energie Solaire" Bulletin Technique n°3
- F. KREITH : "Transmission de la chaleur
et Thermodynamique". Ed. M. et C.
1967
- A. DĂSCĂLESCU : "Le séchage et ses ap-
-plications industrielles"
Ed. Dunod 1969.
- A. WEYSEM : "Traité formulaire de la ma-
-nutention mécanique" 1965
- STEPHENS ADAMSON : "Catalogue 66"
- MAMADOUSOW : "Etude théorique et
expérimentale d'un cuisinier solaire"
1980
- CHEIKH INDIUGA GUEYE : "Conception,
fabrication et exploitation d'un pro-
-totype de distillateur solaire" 1980

- TECHNIQUE DE L'INGENIEUR :
"Thermodynamique et chaleur" A.500
- BOCAR SY et ANDRE GAUTHIER : "Evaluation des potentiels éolien et solaire du Sénégal" 1983.
- Samba DIALLO : "Bilan thermique du four 1 et économie d'énergie au séchage" rapport de stage 1982