

5/71

UNIVERSITÉ D'ALGER
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Département de Génie Chimique

1E7

THESE DE FIN D'ETUDES

ETUDE DE DEUX PROBLEMES
CONCERNANT LA CALCINATION DU
MINERAI PHOSPHATE DU
DJEBEL - ONK : REACTIVITE DE LA
CHAUX ET BILANT THERMIQUE



Proposé par

Société du Djebel - Onk

Dirigé par

P. VERMANDE

Etudié par : **M. KHADRA**

Année Universitaire 1970 - 1971

UNIVERSITE d'ALGER

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

—oOo—

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

: :
: ETUDE DE DEUX PROBLEMES :
: CONCERNANT LA CALCINATION DU MINERAI :
: PHOSPHATE DU DJEBEL ONK :
: Réactivité de la Chaux et :
: Bilan thermique :
: :

Thèse de fin d'études

Soutenue par :

KHADRA Mohamed

devant la Commission d'examen

présidée par : M. DAVID Dr. ès Sciences

examineurs :

M. VERMANDE Dr. ès Sciences
Mme NEZZAL Ingénieur
M. MOSTEFAI Ingénieur.
M. MATTHEY Ingénieur

AVANT -- PROPOS

Qu'il me soit permis au terme de cette étude d'exprimer ma profonde gratitude au corps enseignant de l'école pour leur contribution à ma formation d'ingénieur .

J'exprime particulièrement ma reconnaissance et mes remerciements à Monsieur Vermande qui m'a si bien guidé au long de ce travail .

Mes remerciements vont aussi à la direction et au personnel de la Société du Djebel - Onk , à la direction et au personnel de la mine de Bir - El- Ater qui ont su si bien m'accueillir à chacun de mes stages .

Enfin , que tous ceux qui de près ou de loin , ont contribué à l'élaboration de ce travail , trouve ici l'expression de ma profonde gratitude .

M . KHADRA

P L A N

	Page
- INTRODUCTION	1
- GENERALITE	3
A. Usage des phosphates	
B. Gisement de Djebel Onk	
C. Les procédés d'enrichissement	
D. Atelier de calcination	
- PREMIERE PARTIE	
. Comportement de la chaux au cours de la Calcination à haute tempéra- ture du minerai phosphaté	10
. Conclusion	25
- DEUXIEME PARTIE	
. Bilan thermique de l'unité de Calcination	26
. Conclusion.	

I N T R O D U C T I O N

Proposé par la Société du Djebel Onk, mon projet consistait à étudier l'évolution de la phase silicatée au cours de la calcination du phosphate, en vue de préciser les conditions optimales de calcination telles que la température et la durée d'échauffement, pour atteindre un enrichissement maximum.

Devant le manque de moyens pour identifier les silicates formés (notamment appareillage de rayons X), nous nous sommes limités à l'étude de la réactivité de la chaux lors de la calcination, c'est-à-dire à étudier quantitativement la réaction de formation des silicates, ainsi que la réaction de décomposition de carbonates.

Par la suite, la Société du Djebel Onk nous a proposé d'établir le bilan thermique du four de calcination.

Notre projet contient donc deux parties :

- la première consiste à étudier la réactivité de la chaux: nous avons procédé à deux séries d'essai :
- la première série ayant pour but de préciser l'évolution des réactions de décarbonatation et recombinaison de la chaux sous forme de silicate
- la deuxième série ayant pour but d'évaluer l'influence de la température sur les deux réactions précédentes.

- la deuxième partie consiste à étudier les bilans thermiques des trois compartiments du four ; soit compartiment de pré-chauffage, compartiment de calcination et compartiment de refroidissement.

Avant de passer aux calculs thermiques, nous avons cherché les paramètres de calculs et nous avons essayé de les justifier, ainsi nous avons effectué certains essais sur l'installation même.

GENERALITE

L'importance des phosphates n'échappe à personne, les producteurs mondiaux agrandissent et modernisent leurs installations pour répondre à la demande croissante d'engrais et de phosphate.

Les réserves mondiales sont estimées à 50 billions de tonnes de phosphates. Environ le tiers de ces réserves serait aux U.S.A. qui sont les premiers producteurs et consommateurs de phosphate. Environ 85 % de la production mondiale de phosphate est assurée par les quatre pays :

- . Etats Unis
- . Maroc
- . U.R.S.S.
- . Tunisie.

Le reste est assuré par l'Amérique latine, l'Europe de l'Est, l'Europe occidentale, l'Algérie, l'Egypte, La Jordanie ...etc....

A - USAGE des PHOSPHATES

1) Répartition de la production du phosphate

L'utilisation essentielle du phosphate consiste en la fabrication d'engrais pour l'agriculture ; en effet :

- . 90 % de la production de phosphate sont utilisés dans la fabrication des engrais
- . 5 % sont utilisés dans la sidérurgie des minerais de fer
- . 5 % vont à l'industrie chimique pour la production du phosphore et des produits phosphorés divers.

2) Importance industrielle du phosphate :

- a) Fabrication de l'acide phosphorique : il peut être préparé - soit par voie humide par l'attaque du phosphate naturel par l'acide sulfurique avec séparation du sulfate de chaux précipité - soit par voie sèche.
- b) Fabrication des superphosphates : le superphosphate absorbe 65 % de la production de phosphate naturel. Il est préparé par action de l'acide sulfurique sur le phosphate naturel.

Pour la fabrication d'acide phosphorique et de superphosphates, plus il y a de chaux, plus on consomme d'acide sulfurique, pour cela les utilisateurs préfèrent avoir un phosphate dont le rapport $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$ est le plus bas possible.

B - GISEMENT de DJEBEL ONK

Le gisement du Djebel Onk est constitué principalement de :

- . phosphates tricalciques environ 54 % sous forme de fluorapatite contenue à l'intérieur des nodules phosphatés.
- . les carbonates de chaux et magnésie : calcite CaCO_3 et dolomite (CaCO_3 et MgCO_3) qui se trouvent soit dans le ciment qui agglomère les nodules phosphatés, soit à l'intérieur des nodules (endogangue carbonatée).
- . Les sulfates et chlorures :
 - de sodium
 - de potassium
 - de chaux

- . La silice est contenue :
 - dans les argiles de la gangue
 - dans le quartz
- . Le fer et l'aluminium existent sous forme d'oxydes
- . Les matières organiques (très peu).

C - Les PROCÉDES d'ENRICHISSEMENT

Le traitement vise à l'élimination au maximum :

- des carbonates
- des matières siliceuses
- des sulfates et des chlorures
- des matières organiques.

SCHEMA DE TRAITEMENT

. Préparation mécanique :

Cette préparation mécanique vise à séparer les nodules phosphatés des éléments constitutifs de l'exogangue. Elle s'effectue successivement dans des ateliers de concassage, de broyage et de criblage.

- . Débourageage : il constitue en quelque sorte un pré-traitement, il permet d'éliminer :
 - une partie des carbonates par un procédé moins onéreux que la calcination
 - les éléments siliceux avant le traitement thermique, car les éléments ont tendance à se fritter au cours de la calcination, ce qui, non seulement, limite considérablement leur possibilité d'élimination au post-traitement, mais de plus, entrave l'élimination ultérieure de la chaux.

- . Calcination du produit débourbé : elle consiste essentiellement à porter le minerai débourbé à une température suffisante pour décomposer rapidement les carbonates et brûler les matières organiques.

Après calcination, le minerai subit un refroidissement brusque dans l'eau, refroidissement qui assure :

- . une destruction mécanique des agrégats
 - . une extinction de la chaux qui entraîne sa dispersion en éléments fins.
- . Lavage du produit calciné : son but est d'éliminer la chaux et la magnésie libérée au cours de la calcination, ainsi que les sulfates alcalins.

D - A T E L I E R de C A L C I N A T I O N

A - P R I N C I P E de l'ATELIER

Son but est de chauffer le minerai à une température de 900 - 950°C. Ce faisant, une certaine quantité de corps volatils est éliminée : il s'agit principalement d'eau (réaction de deshydratation) de matière organiques (réaction de combustion) et de CO₂ (décarbonatation). Le minerai ainsi traité est ensuite mis en pulpe dans de l'eau et lavé, il est possible de lui enlever un certain pourcentage de stériles constitués par la chaux et des sels alcalins solubles.

Les appareils de calcination proprement dits sont des fours fluosolids. Ceux-ci sont appelés ainsi car ils utilisent le phénomène appelé "Fluïdisation". Ce dernier se produit lorsqu'on fait passer des gaz à vitesse convenable de bas en haut à travers un lit de solides granuleux. Les gaz doivent être régulièrement distribués en dessous de toute la surface du lit qu'ils maintiennent en suspension ; l'ensemble se comporte, à de nombreux points de vue, comme un liquide : les grains solides prennent un niveau horizontal, coulent par trop plein et les pressions statiques prises à deux niveaux différents du lit sont proportionnelles à la distance entre ces deux points pour un solide déterminé. Une autre caractéristique des plus importantes est que les coefficients de transfert de chaleur à l'intérieur d'une masse fluïdisée sont très élevés et que, par conséquent, la température est homogène dans toute la masse. On peut ainsi injecter directement du fuel dans un lit fluïdisé et ainsi maintenir une température élevée en obtenant une bonne combustion de ce fuel avec l'air de fluïdisation sans constater de surchauffes locales.

B - DESCRIPTION DE L'ATELIER

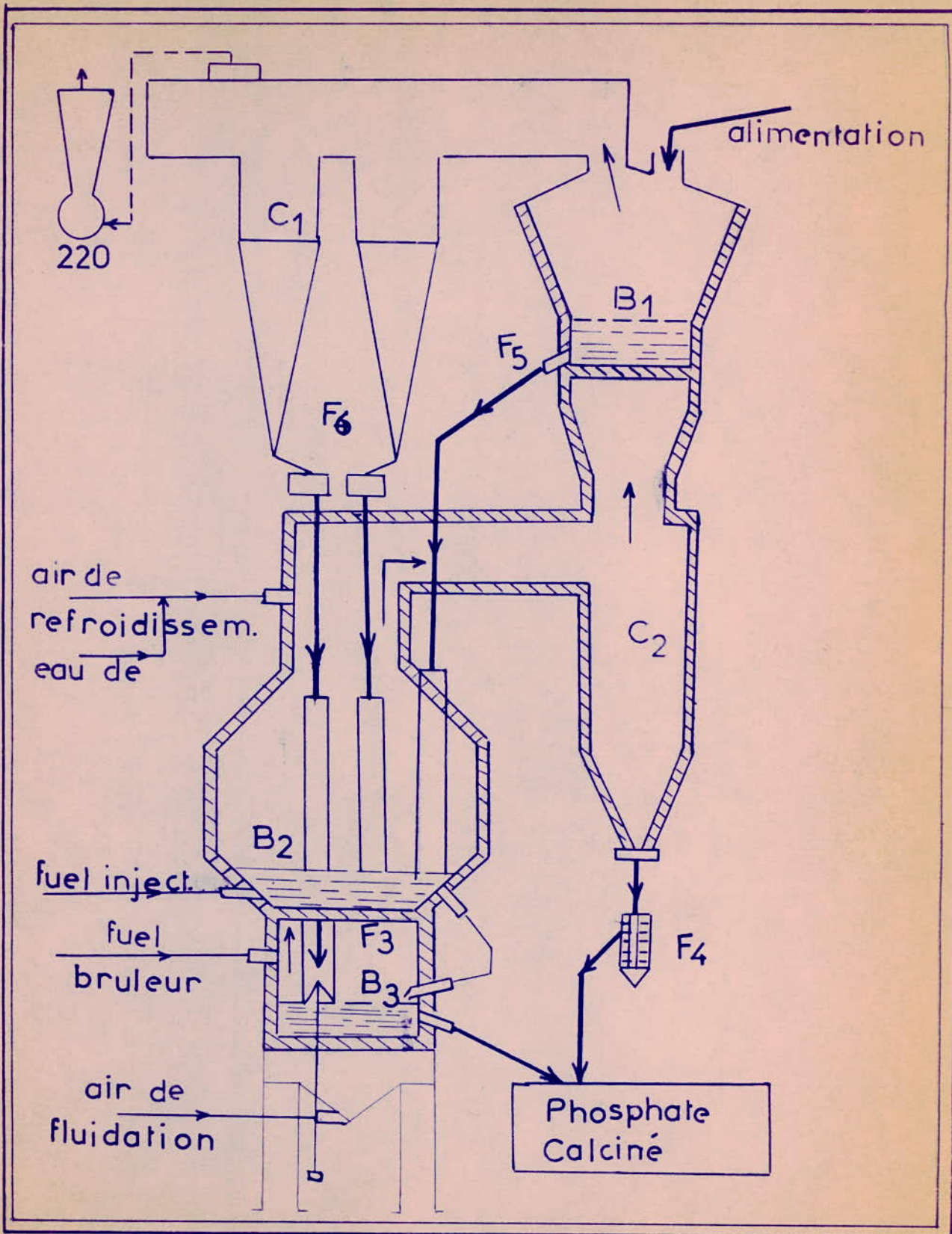
L'ensemble de l'atelier comprend 3 fours, chacun à 3 "étages". Dans le sens de la progression du minerai, on trouve de haut en bas, 3 compartiments :

- Le minerai est extrait de la trémie installée en haut de la "tour bodart" et introduit au toit du compartiment de préchauffage. Ce compartiment contient un lit d'environ 0,60 m de minerai fluidisé au moyen de gaz chauds dépoussiérés provenant du compartiment de calcination : ces gaz chauds sont répartis sur toute la surface de la sole au moyen de "tuyères". Les gaz sortant sont dépoussiérés dans un ensemble de deux cyclones C1 dits "cyclones froids" en parallèle, puis rejetés dans l'atmosphère. Un ventilateur exhausteur permet de mettre en légère dépression le toit du compartiment B1. Le minerai préchauffé est transféré du compartiment B1 au compartiment B2 dit "compartiment de calcination" par un conduit de transfert muni d'une cône valve F5 permettant de régler la quantité de solides transférés tout en réalisant une étanchéité aux gaz.

Les fines recueillies dans les cyclones C1 sont transférées dans le compartiment de calcination par deux conduits de transfert munis chacun d'un ensemble de 2 "trickle valve" en série F6 qui permettent un transfert automatique tout en réalisant une étanchéité aux gaz.

- Le compartiment B2 contient un lit d'environ 1,50 m de minerai fluidisé au moyen d'air chaud en provenance du compartiment B3. Cet air est réparti sur toute la surface de la sole au moyen des tuyères.

Le fuel est introduit directement dans le compartiment au moyen des injecteurs qui sont de simples tubes. La combustion réalisée dans le lit permet de maintenir la température à la valeur donnée comprise entre 900 et 950° C.



CALCINATION

Les gaz sortant de ce compartiment sont refroidis par addition d'air froid fourni par le surpresseur de refroidissement E3 et utilisés dans le compartiment B1 après dépoussiérage dans un cyclone C2 dit "cyclone chaud". Le minerai calciné est transféré du compartiment B2 au compartiment B3 dit "Compartiment de refroidissement" par un conduit de transfert muni d'une cône valve F3.

Le compartiment B3 contient un lit d'environ 0,60 m de minerai fluïdisé au moyen d'air froid venant par l'intermédiaire d'une boîte à vent et fourni par un ensemble de surpresseurs.

L'air chaud sortant de ce compartiment est utilisé au compartiment de calcination sans dépoussiérage.

Le minerai calciné refroidi tombe dans une bêche où il est mis en pulpe ; son débit est réglé au moyen d'une "vanne à glissière" F1 réalisant une étanchéité au gaz.

Les "fines" recueillies au cyclone C2 sont extraites de ce dernier au moyen d'un "fluoseal" F4 réalisant une étanchéité aux gaz, le minerai tombe dans la bêche qui reçoit le minerai calciné refroidi sortant du compartiment B3. L'ensemble se compose de 3 réacteurs identiques et comporte un certain nombre de machines auxiliaires pour la plupart commandées à partir de la salle de contrôle.

PREMIERE PARTIE

Comportement de la chaux au cours de la
calcination à haute température du minerai
phosphaté.

A - INTRODUCTION

B - BIBLIOGRAPHIE

C - PARTIE EXPERIMENTALE

I) REACTIVITE DE LA CHAUX EN FONCTION DU TEMPS

II) REACTIVITE DE LA CHAUX EN FONCTION DE LA TEMPERATURE.

D - CONCLUSIONS

I N T R O D U C T I O N

Au cours de la calcination des minerais phosphatés carbonatés, les carbonates se dissocient en donnant de la chaux ; une partie de la chaux reste "libre", l'autre partie réagit avec la silice principalement pour donner des silicates qu'on ne peut plus éliminer dans les traitements ultérieurs.

Pour que l'enrichissement procuré par la calcination et le post-traitement soit maximum, il faut limiter la formation des silicates et essayer d'obtenir des silicates de faible dureté qu'il sera plus facile d'exclure.

Le but de cette première partie est d'étudier les deux facteurs qui ont une influence prépondérante sur la formation et la réactivité de la chaux : la température et le temps de calcination.

BIBLIOGRAPHIE

Pour bien comprendre la complexité des réactions qui se produisent au cours de la calcination, il est indispensable de connaître correctement la structure des apatites calciques naturelles ; nous renvoyons pour le détail au document du CERPHOS (Avril 1968).

Nous en retirons les éléments suivants : ces apatites appartiennent à une importante famille de composés isomorphes dont le plus répandu et le plus stable est le fluorapatite $(PO_4)_5 Ca_{10} F_2$ que les cristallographes écrivent $(PO_4)_3 Ca_5 F$ ou $(PO_4)_6 Ca_9, Ca F_2$.

Tout le monde est d'accord sur la structure hexagonale et ceci est confirmé par des réactions d'échange, réalisées à l'état solide à partir d'apatite synthétique.

. le motif comprend :

- 9 tétraèdres PO_4 alliés directement à 9 Atomes de Ca
- 6 Atomes Ca dans des plans intermédiaires
- 3 Atomes de fluor au centre de la maille

ce qui correspond à : $(PO_4)_9 Ca_{15} F_3$ ou $(PO_4)_3 Ca_5 F$.

Les espaces occupés par les atomes de fluor forment des canaux verticaux dans lesquels les atomes pourraient facilement se déplacer et ainsi être remplacés par d'autres atomes de diamètre voisin, compatible avec la grosseur des canaux

- OH et Cl remplacent parfois F.
- Les propriétés de mobilité des ions concernent aussi les 3 atomes de Ca situés au voisinage des F^- (Ba^{2+} , Sr^{2+} , les terre rare, l'uranium remplacent le Ca^{2+}).

- Pour les tétréadres PO_4 pas de substitution de P mais le gisement de phosphates sédimentaires est constitué par des apatites incomplètement phosphatés.

Les silicates susceptibles de se former pendant la calcination du minerai sont des silicates de calcium et plus rarement les silicates mixtes de calcium ou d'aluminium, ils se constituent à partir des composés suivants :

- . Silice sous formes simples ou combinés aux argiles
- . Chaux libérée lors de la décomposition du carbonate de calcium de l'argile
- . Fluor de la maille apatitique.

Dans leur rapport sur l'identification des silicates obtenus au cours du traitement thermique des phosphates, Mmes Baltakse et A. Robert ont prouvé que la présence du fluorure et de phosphate de calcium abaisse considérablement la température de formation de certains silicates.

- . la Larnite $Ca_2 SiO_4$ (orthosilicates) se forme dès 700°C au lieu de 1300°C
- . la Wollastonite $Ca_3 Si_3 O_9$ (silicate à structure cyclique) se forme dès 950°C au lieu de 1500°C.
- . la Rankinite $Ca_3 Si_2 O_7$ (disilicates) se forme dès 750°C au lieu de 1000°C
- . La Cuspidine $Ca_4 Si_2 O_7 F_2$ (disilicates) se forme à 850°C et la Genlenite $Ca_2 Al_2 Si_2 O_7$ entre 650°C à 700°C.

Après calcination les grains de minerai phosphaté sont fréquemment enveloppés par une sorte de voile silicaté qui provoque, avec la chaux libérée au cours de la calcination, une cristallisation de silicates de calcium ; de plus la surface spécifique du produit qui est de 10 m² avant calcination devient inférieure à 1 m² après un traitement à 950°C pendant 25 minutes, la vitesse de solubilisation des sels est proportionnelle à la surface spécifique du produit, la formation de phases silicatées a pour effet de rendre difficile le lavage.

Dans son rapport sur la contribution à l'étude des silicates de calcium, R. DIAMENT a prouvé que la formation des silicates est très rapide à 900°C. Les conclusions sont les suivantes :

- . l'élévation de température au-dessus de 940°C ne semble plus avoir beaucoup d'influence sur l'évolution des silicates.
- . les teneurs en calcite et en CO₂ dans la maille apatitique diminuent toutes les deux au fur et à mesure que la température de calcination augmente pour ne subsister après traitement à 940°C qu'en très faible quantité.
- . la quantité totale de silicates qui peuvent se former dans les minerais calcinés est environ 2,5 fois plus grande que celle de la silice existant avant traitement thermique.

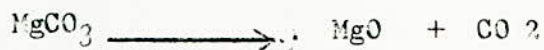
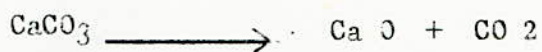
A la suite de ces observations, on voit la nécessité de :

- . préciser la cinétique et la température de formation des différentes espèces de silicates de calcium qui se forment dans les minerais phosphatés carbonatés au cours de leur calcination,
- . de déterminer les conditions optimales de calcination (température et la durée du traitement).

./..

P A R T I E E X P E R I M E N T A L E

Devant le manque de moyens matériels pour identifier les différents silicates formés, nous nous limitons à l'étude quantitative de la chaux libérée ou recombinaison au cours de la calcination et on considère que la chaux libérée provient seulement de la calcite et de la dolomite.



ce qui nous permet de suivre quantitativement la réactivité de la chaux. Nous procédons ainsi à deux séries d'essais de calcination :

- . 1ère série : on maintient la température fixe et on fait varier le temps.
- . 2ème série : on maintient le temps fixe et on fait varier la température.

I - REACTIVITE DE LA CHAUX EN FONCTION DU TEMPS

A une température de 940°C, nous calcinons quelques échantillons pendant des périodes de temps différentes.

Les réactions de décarbonatation et de recombinaison de CaO se font à une température constante, la variation de CaO libérée est due uniquement au temps de calcination. Les résultats des différentes analyses sont reportés dans le tableau ci-après.

Nous avons utilisé un four ADAMEL type CHENEVARD-JOUMIER réglé à $\pm 2^{\circ}\text{C}$. Nous avons mesuré les températures au moyen d'un thermo-couple, étalonné par la détermination des points de recristallisation de certains composés étalons tels que (Na Cl $\theta = 800,4^{\circ}\text{C}$ et Zn $\theta = 419^{\circ}\text{C}$).

RESULTATS D'ANALYSE

Echantillons	temps en minute	T.P.I.	Matières siliceuses	CaO totale	CO ₂	Co O libre
Départ	0	62,3	-	47,8	9,86	0
I	5	65,6	1,2	54,8	5,9	1,2
II	10	67,47	1,9	55,6	4,79	2,4
III	20	68,41	2,0	53,6	2,66	4,39
IV	30	68,52	1,9	54,8	1,75	5,26
V	60	68,76	2,1	55,7	1,69	5,44
VI	90	68,7	1,8	55,3	1,6	5,40
VII	120	68,7	2,1	54,0	1,66	5,39

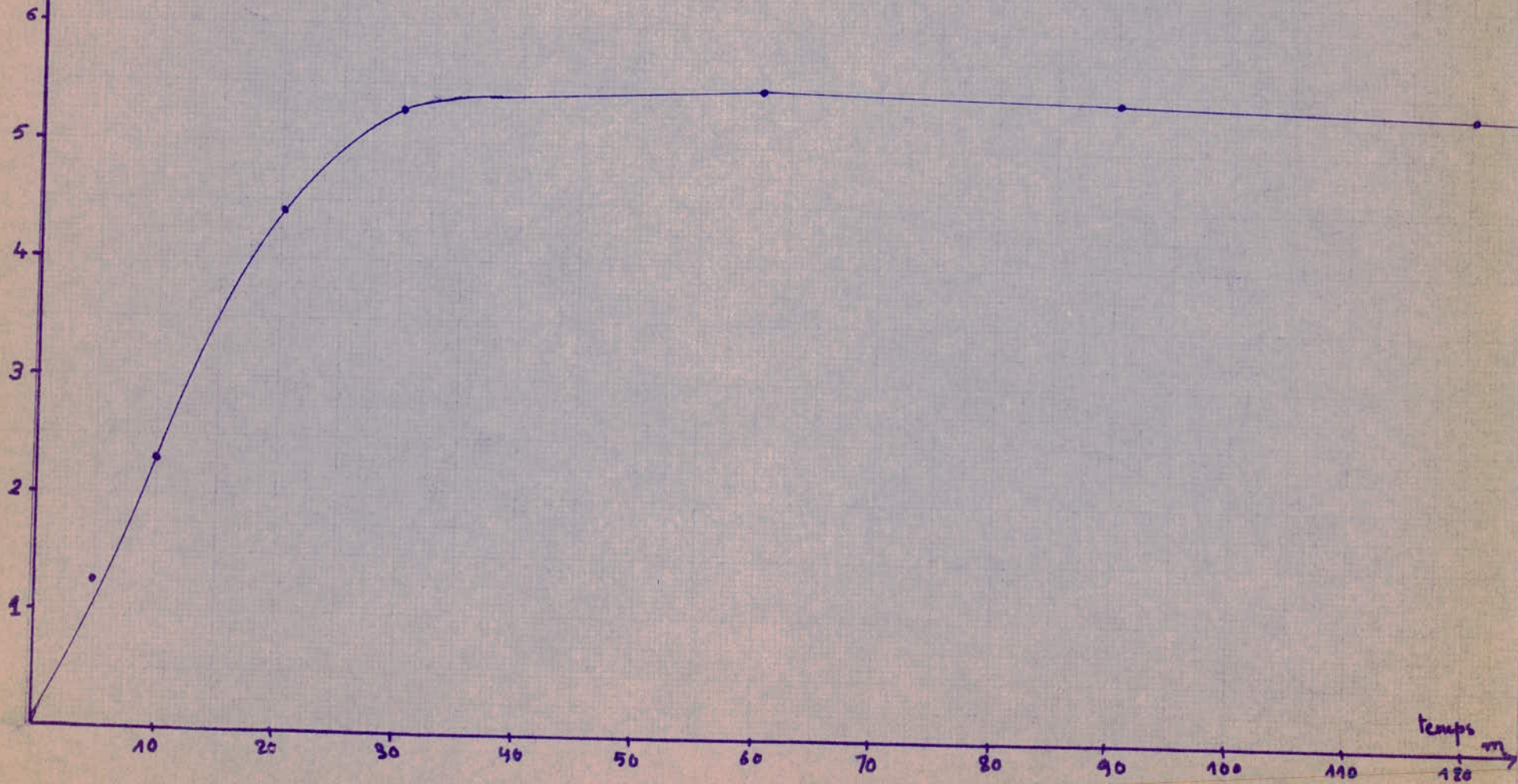
Nos conclusions sont les suivantes :

- la teneur en TPI n'augmente plus sensiblement après 20 ou 30 minutes de calcination. Elle est un peu basse par rapport aux résultats habituels voisins de 72 : ceci tient sans doute à l'échantillonnage.
- la faible valeur de Matières siliceuses pour l'échantillon 1 n'a pas d'importance (un dosage imprécis et le fait que la décomposition des carbonates est complète peuvent expliquer cette valeur un peu faible.)

CaO libre % = y

CaO libre = f(temps)

$\bar{\alpha} \theta = 940^\circ \text{C}$



. les résultats des deux dernières colonnes ont été représentés graphiquement après quelques calculs complémentaires, que nous expliquons maintenant :

CALCUL de la CHAUX RECOMBINÉE LORS DE LA CALCINATION

Lors de la calcination, il y a décarbonatation de la calcite et de la dolomite



Devant la faible quantité de Mg CO₃ par rapport à la calcite, nous considérons que le CO₂ vient totalement de la décomposition de Ca CO₃.

1 mole Ca CO₃ se dissocie pour donner 1 mole de CaO et 1 mole de CO₂.

N = nombre de moles de CO₂ dans l'échantillon de départ (débourbé) correspond aussi à N moles de CaO et N mole de CaCO₃.

N₁ = nombre de moles de CO₂ résiduel correspond aussi à N₁ mole CaO résiduel

N₂ = nombre de moles de la chaux libre

N₃ = nombre de moles de CaO recombinaée.

$$\boxed{N_3 = N - N_1 - N_2} \quad \text{nombre de moles de CaO recombinaée avec la silice.}$$

CALCUL DE N = NOMBRE DE MOLES TOTALES DE CaO DANS LE MINÉRAI DEBOURBÉ

Le titre en CO₂ = 0,86% masse molaire de CO₂ est égale à 44 ;

Nombre de mole_s de CO₂ = Nombre de mole_s de CaO dans un gramme de minerai débourbé

$$N = \frac{9,86 \cdot 10^{-2}}{44} = 22,42 \cdot 10^{-4} \quad \text{Moles de CO}_2 \quad \text{ou de CaO}$$

CALCUL de N1 et N2

Sur 1 gramme de minerai calciné, on a x% CO₂ résiduel

$$N1 = \frac{x \%}{44} \quad N1 = \frac{x \%}{44} \quad \text{Moles de CO}_2 \text{ ou de CaO.}$$

Sur 1 gramme de minerai calciné on a y % de Ca O libre
masse molaire de CaO = 56

$$N2 = \frac{y \%}{56} \quad \text{mole CaO libre}$$

Exemple de calcul :

$$N = 22,42 \cdot 10^{-4} \quad \text{mole (9,86 \% CO}_2)$$

pour x = 4,79 % CO₂ et y = 2,24 % CaO libre

$$N1 = \frac{4,79 \cdot 10^{-2}}{44} = 10,88 \cdot 10^{-4} \quad \text{mole}$$

$$N2 = \frac{2,24 \cdot 10^{-2}}{56} = 4,10 \cdot 10^{-4} \quad \text{mole}$$

$$N3 = N - (N1 + N2) = 7,54 \cdot 10^{-4} \quad \text{mole CaO recombinaée}$$

$$z = \text{le \% de CaO recombinaée} = N3 \cdot 56$$

$$z = 7,54 \cdot 10^{-4} \cdot 56 = 4,22 \%$$

La variation de la quantité de la chaux recombinaée est représentée par la courbe. (2)

Z pourcentage CaO recombinié

6

CaO recombinié = f(temps)
à 940°C

5

4

3

10

20

30

40

50

60

70

80

90

100

110

120

t/min

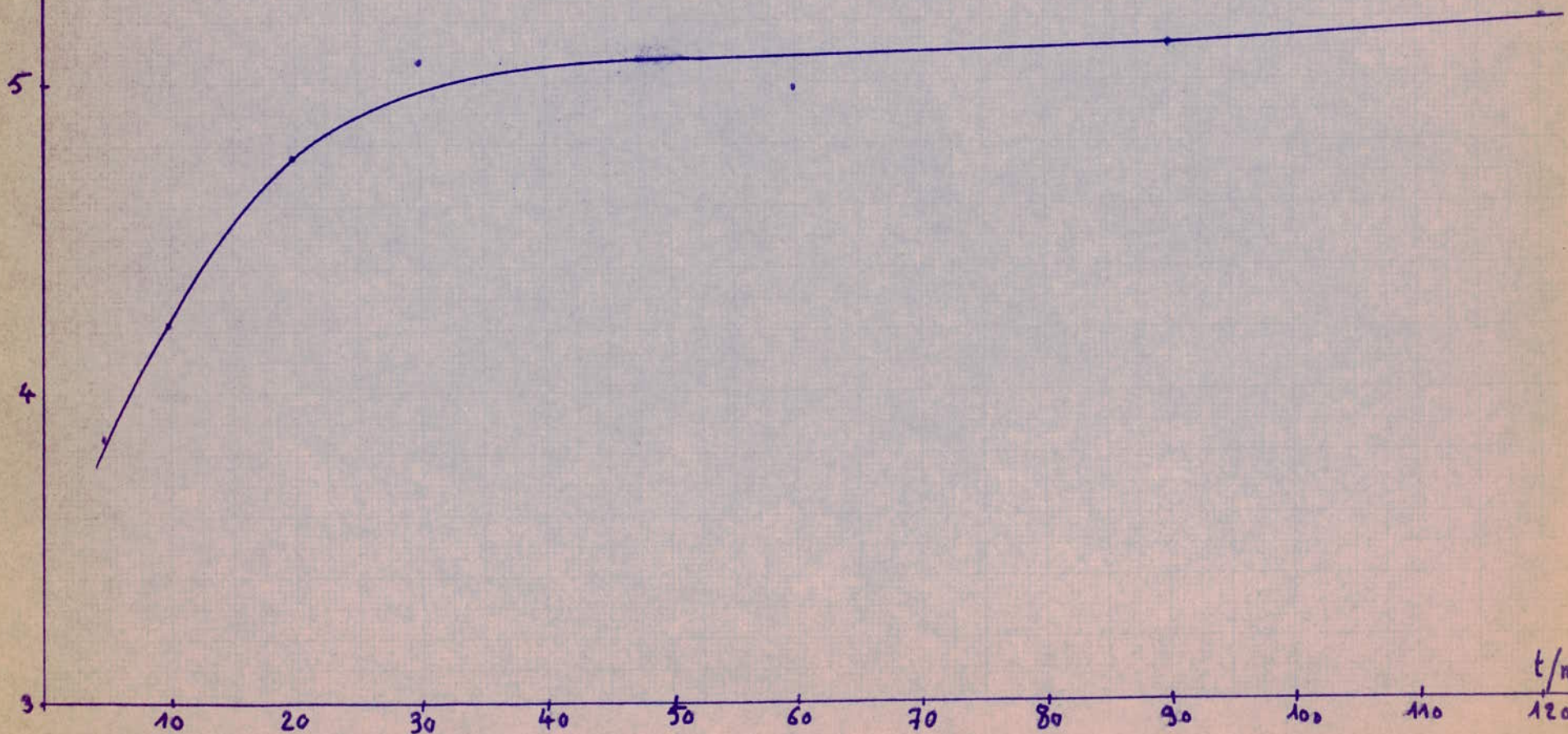


TABLEAU RECAPITULATIF DES RESULTATS DE CALCUL

$$N = 22,42 \cdot 10^{-4} \text{ mole Ca O}$$

Echan- tillons	Temps minute	x %	N1 10 ⁴	y %	N2 10 ⁴	(N1+N2)10 ⁴	N3 10 ⁴	z %
I	5	5,9	13,4	1,2	2,14	15,54	6,88	3,85
II	10	4,79	10,88	2,24	4,0	14,88	7,54	4,22
III	20	2,66	6,04	4,39	7,85	13,89	8,53	4,77
IV	30	1,75	3,98	5,26	9,4	13,38	9,05	5,07
V	60	1,69	3,85	5,44	9,65	13,50	8,92	4,99
VI	90	1,60	3,61	5,40	9,67	12,75	9,14	5,12
VII	120	1,66	3,77	5,34	9,54	13,31	9,11	5,10

DISCUSSIONS DES RESULTATS

De cette étude, nous constatons les effets suivants :

1°) Courbe CaO libre f (temps)

- . La quantité de CaO libérée augmente avec le temps de calcination et elle atteint son maximum pour une durée de calcination de 30 minutes.
- . Au-dessus de 30 minutes et jusqu'à 60 minutes, la chaux libérée se stabilise : donc le temps de calcination n'influe plus sur la réaction de décarbonatation ; par contre après 60 minutes, une faible diminution de CaO libre se produit et ceci est dû à la réaction de la CaO avec la silice. Nous avons observé également une réaction avec la capsule (silicate) lorsque la calcination durait plus de 60 minutes.

2°) Courbe CaO recombinaison = f (temps)

- . La réaction de la silice sur la chaux est une réaction rapide. La chaux libérée se recombine immédiatement avec la silice.
- . La quantité de chaux recombinaison est pratiquement toujours du même ordre de grandeur que la quantité de chaux libre.
- . La quantité de CaO recombinaison augmente avec le temps de calcination donc au fur et à mesure que la quantité de CaO augmente, elle atteint une valeur élevée pour une durée de calcination de 30 minutes. Ensuite elle augmente d'une manière plus faible.

Bien que la CaO recombinaée atteigne une valeur élevée pour une durée de calcination de 30 minutes, le taux de conversion de la réaction de décarbonatation est maximum pour ce temps de calcination ; il en est de même pour le rapport :

$$\frac{\text{chaux libre}}{\text{chaux recombinaée}} = \frac{5,26}{5,07} = 1,06$$

Ces maxima nous amènent à conclure que la durée de calcination de 20 à 30 minutes pourrait être la durée optimum. C'est pourquoi dans les essais qui vont suivre, le temps de calcination a été de 25 minutes.

II - REACTIVITE DE LA CHAUX EN FONCTION DE LA TEMPERATURE

On maintient constant le temps de calcination (25 minutes) et nous portons quelques échantillons à des températures différentes.

Les réactions de carbonatation et de recombinaison de CaO se font pendant un temps donné, la variation de CaO libérée est due uniquement à la température de calcination.

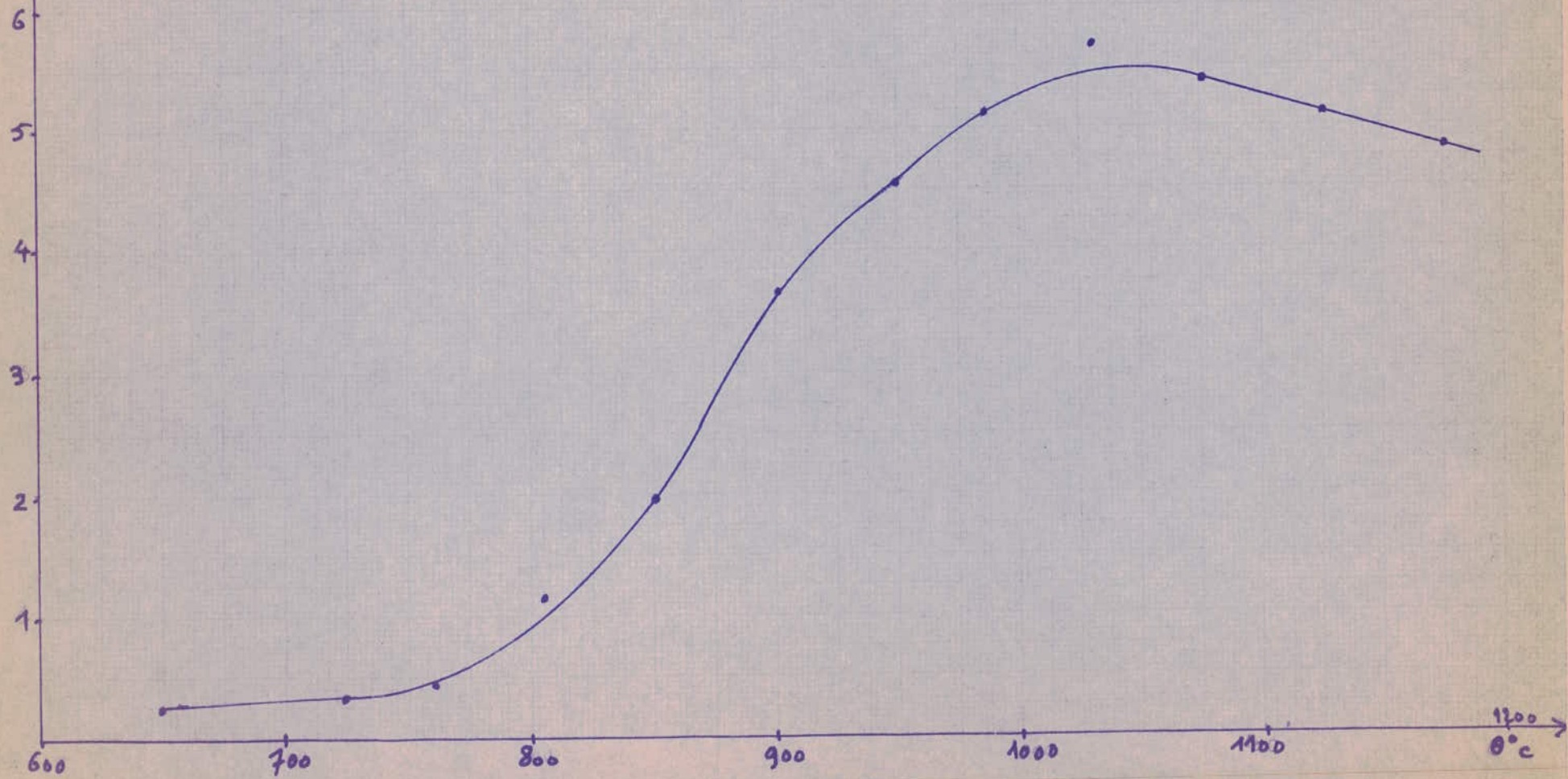
Après la calcination on fait analyser les échantillons calcinés.

RESULTATS D'ANALYSE

Echan- tillons	Tempéra- ture °c	T.P.L.	Matières siliceuses	CaO totale	CO 2	Ca O libre
1	650	62,38	2	54,2	9,5	0,252
2	725	63,60	2,1	54,7	8,66	0,336
3	760	66,07	2,1	54,1	6,83	0,420
4	812	66,27	2,0	54,8	5,33	1,148
5	850	66,66	1,9	54,7	4,24	1,932
6	902	66,80	2,2	54,9	3,01	3,612
7	950	68,76	2,0	54,2	2,08	4,522
8	985	68,76	2,3	54,0	1,68	5,09
9	1030	68,76	2,3	54,3	1,63	5,52
10	1125	68,76	2,5	54,4	1,30	5,09
11	1175	68,76	2,7	54,5	1,16	4,87

CaO liberé % = y%

CaO liberé = f(θ)



CALCUL DE LA CHAUX RECOMBINEE

On calcule N3 et (z) de la même manière qu'en cas (1)

TABLEAU RECAPITULATIF DES RESULTATS DE CALCUL

Echantil- lons n°	°C	x %	N1 10 ⁴	y %	N2 10 ⁴	(N1+N2)10 ⁴	N3 10 ⁴	z %
1	650	9,5	21,6	0,252	0,451	22,05	0,37	0,207
2	725	8,66	19,7	0,336	0,60	20,3	2,12	1,19
3	760	6,83	15,0	0,42	0,75	15,75	6,67	3,74
4	812	5,33	12,12	1,148	2,05	14,17	8,25	4,62
5	850	4,24	9,65	1,93	3,46	13,11	9,31	5,22
6	902	3,01	6,84	3,61	6,45	13,29	9,13	5,12
7	950	2,08	4,73	4,52	8,06	12,79	9,63	5,39
8	985	1,68	3,82	5,09	9,12	12,94	9,48	5,31
9	1030	1,63	3,71	5,52	9,86	13,57	8,85	4,96
10	1125	1,30	2,96	5,096	9,09	12,05	10,37	5,6
11	1175	1,16	2,64	4,87	8,19	10,83	11,59	6,47

CaO recombinaée %

7
6
5
4
3
2
1

Courbe CaO recombinaée = f(θ)

Reaction avec la capsule

θ°c

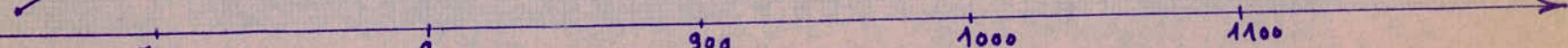
700

800

900

1000

1100



DISCUSSIONS DES RESULTATS

Nous constatons les effets suivants :

1°) L'apparition de chaux libre se produit à partir d'une température de 750°C ; ensuite la quantité de CaO libérée augmente brusquement jusqu'à une température de 950°C à 1000°C.

Nous notons aux températures supérieures à 1000°C une diminution sensible de CaO libre ; ceci pourrait être le résultat d'une réaction de recombinaison (nous avons remarqué qu'une réaction avec la porcelaine de la capsule s'était produite lorsqu'on a calciné à $T > 1000^\circ\text{C}$)

2°) Courbe donnant la variation de CaO recombinaison en fonction de la température :

. la formation des silicates commence à une température basse ; ceci confirme l'hypothèse que le fluor et le phosphate de calcium abaisse considérablement la température de formation de silicates.

. La quantité de CaO recombinaison augmente au fur et à mesure que la quantité de CaO libérée augmente ; cette réaction est très importante entre 725°C et 850°C. Ensuite l'augmentation de température ne semble pas avoir beaucoup d'influence sur la réaction de recombinaison.

Notons enfin que sur la courbe CaO recombinaison = f (température), l'augmentation brusque de CaO recombinaison après une température de 1100°C est due à la réaction de la chaux avec la silice de la capsule, comme nous l'avons déjà signalé.

D - CONCLUSIONS DE LA PREMIERE PARTIE

Il nous est difficile de dégager des conclusions pratiques sur les conditions optimales de la réalisation industrielle du grillage à partir d'une étude si partielle.

Elle permet cependant une première constatation importante : la chaux qui se recombine pour former de nouveaux composés est en quantité au moins égale à celle qui reste "libre" (5 % environ).

Par ailleurs, elle attire l'attention sur les inconvénients qui résulteraient d'un temps de calcination trop long et d'une température de travail trop élevée : les solutions adoptées dans l'installation industrielle de Bir-El-Ater (température de 950°C et temps de 25 minutes environ) répondent bien aux conditions optimales dégagées par nos 2 séries d'essais.

- . La première série prouve qu'un temps de passage de 20 à 30 minutes dans le four à 940°C est suffisant pour avoir une élimination correcte de CO₂ (gain de 6,2 % en T.P.L.)
 - . La seconde montre que la température de 1000°C serait peut-être plus efficace pour la réaction de décarbonatation et de libération de la chaux ; mais en plus de l'énergie supplémentaire que nécessiterait cette température, elle provoquerait une recombinaison de la chaux, un durcissement et une vitrification encore plus importants qui gêneraient considérablement le lavage ultérieur pour éliminer la chaux libre et les sels solubles.
-

BILAN THERMIQUE DE L'UNITE DE CALCINATION

- A) INTRODUCTION : importance du bilan thermique

- B) DETERMINATION DES PARAMETRES NECESSAIRES A L'ETABLISSEMENT
DU BILAN THERMIQUE
 - 1 . Calcul du CO₂ éliminé au cours de la Calcination
 - 2 . Mesure du volume d'air de refroidissement
 - 3 . Calcul de la quantité totale d'air utilisée pour la
fluïdisation
 - 4 . Composition des gaz de combustion.

- C) BILANS THERMIQUES
 - . Principe de l'établissement d'un bilan thermique
 - . Bilans des différents compartiments
 - préchauffage
 - calcination
 - refroidissement.

- D) CONCLUSIONS.

A) I N T R O D U C T I O N

Si les bilans matières apportent des connaissances à la production pour ^{les} rendements pondéraux ou volumétriques, ils apportent aussi des éléments utiles au calcul des installations proprement dites.

L'établissement des bilans thermique et énergétique n'est pas moins nécessaire, en raison des connaissances qu'ils donnent sur les échanges thermiques dans un système.

Le bon fonctionnement d'une installation est sous la dépendance de la régularité de ces échanges. C'est elle qui conditionne le plus souvent le génie chimique de l'installation.

Les bilans-matières et les bilans thermiques apportent ainsi aux Ingénieurs la plupart des éléments dont ils ont besoin pour la marche des installations et la détermination des prix de revient. Ils y puisent notamment des renseignements - pour établir des comparaisons financières :

- pour juger les avantages et les inconvénients des diverses solutions
- pour déterminer leur choix sur l'une d'elles.

Pour une installation industrielle en état de marche, le calcul régulier du bilan thermique est un test sûr pour savoir si l'unité fonctionne bien ainsi que les différents appareils de contrôle. Il permet par ailleurs de déceler des pertes énergétiques trop importantes et ainsi de réduire le coût de l'exploitation.

B) DETERMINATION DES PARAMETRES NECESSAIRES A L'ETABLISSEMENT DU BILAN
THERMIQUE

1) Calcul du CO₂ éliminé au cours de la calcination

I - Répartition en pourcentage du minerai entrant par la
vanne à glissière F5 et les cyclones froids :

L'alimentation du minerai est de 1085 t/j, à la sortie du compartiment de pré-chauffage, une partie du minerai est éliminée, le reste entre dans le compartiment de calcination (B₂) soit par le cône valve F₅, soit par les sélecteurs des cyclones froids.

Le débit des "fines" éliminées est de $3,9 \times 24 = 93,6$ t/j.
soit en % de 8,64 %

Débit du minerai entrant dans (B₂) $1085 - 93,6 = 971,4$ t/j
Minerai entrant par les Sélecteurs $14 \times 24 = 336$ t /j
(deux sélecteurs à débit 7 t/h)
Minerai entrant par F₅ = $971,4 - 336 = 635$ t /j

Minerai entrant au (B₂) soit 971,4 t/j se répartit selon

Sélecteur des cyclones froids = $\frac{336 \times 10}{971,4} = 34,6$ %
Cône Valve F₃ = $\frac{635,4 \times 10}{971,4} = 65,4$ %

Sélecteur des cyclones froids	=	34,6 %
Cône Valve	=	65,4 %

III - Poids de CO₂ éliminé au cours de la calcination par tonne de minerai alimenté

Sur 1 tonne qui entre au pré-chauffage on a 91,36 % qui passent en(B₂)

91,36 se répartissent en 34,6 % par le sélecteur
(titre CO₂ % = 9,22 %)

et 65,4 % par F₅
(titre en CO₂ = 7,1 %)

Poids de CO₂ entrant par le sélecteur :

$$\frac{9,22 \times 91,36 \times 34,6}{100 \times 100 \times 100} = 2,915 \cdot 10^{-2} \text{ tonne CO}_2 / \text{t.}$$

Poids de CO₂ entrant par le F₅ :

$$\frac{7,1 \times 91,36 \times 65,4}{100 \times 100 \times 100} = 4,240 \cdot 10^{-2} \text{ tonne CO}_2 / \text{t.}$$

Poids de CO₂ qui entre avec le minerai en (B₂) :

$$(2,915 + 4,240) \cdot 10^{-2} = 7,155 \cdot 10^{-2} \text{ tonne CO}_2 / \text{t.}$$

soit 0,07155 tonne CO₂/t

Calcul de CO₂ sortant de B₂

Hypothèse : Au cours de la calcination le minerai subit une perte en poids dans la pratique, on ne connaît pas cette perte, au Laboratoire l'étude montre une perte en poids de (10 à 12 %). D'après l'étude faite par M. A. Brassens (Etude comparée de comportement thermique de trois échantillons du minerai du Djebel Onk) on prend la valeur de perte totale de 11 % dont :

2,63 % dûs au départ d'eau de constitution
et
8,37 % dûs à la décarbonatation.

II) Répartition en pourcentage du minerai sortant pour la vanne à glissière F₃ et le cyclone chaud

Après la calcination dans (B₂) le minerai sort soit par la vanne à glissière F₃ soit par le cyclone chaud; pour calculer la répartition du minerai entre F₃ et cyclone chaud, la seule chose possible est de se servir du bilan matière en T.P.L.; toutefois, notons qu'en faisant nos calculs, nous nous servons pour le titre en T.P.L. de la quantité de minerai mise en pulpe en négligeant en première approximation des phénomènes qui peuvent se produire au cours de la mise en pulpe.

(Dissolution Na₂O, K₂O, SO₄ et des autres composants).

soit $x = \%$ du minerai sortant par F₃

T₁ = titre en T.P.L. du minerai sortant par F₃

T = titre en T.P.L. de la totalité du minerai après la mise en pulpe.

$y = \%$ du minerai sortant par cyclone chaud

T₂ = titre en T.P.L. du minerai sortant par cyclone chaud

$$\text{on a } x + y = 1$$

$$T_1x + T_2y = T$$

la résolution de ces deux équations donne x et y.

Tableau des résultats

Jour	T ₁	T ₂	T	x	y
7.4.1971	73,1	69,4	72	70,2	29,8
8.4.1971	73,4	67,6	71,3	63,8	36,2
9.4.1971	72,9	69,6	71,9	70	30
10.4.1971	73,35	70,23	72,04	76,2	23,8
12.4.1971	72,8	69,4	71,1	69	31
				70 %	30 %

1 tonne qui entre en B_2 perd 11 % de son poids.

Or, sur 1 tonne de minerai alimenté, on a 90,36 % qui entrent en B_2 .

Le poids de minerai sortant de B_2 sur 1 t. de minerai alimenté est :

$$\frac{91,36 \times 89}{100 \times 100} = 81,4 \%$$

Ces 81,4 % se répartissent de la façon suivante :

. 30 % sortant par cyclone chaud (titre % en $CO_2 = 24 \%$)

et

70 % sortant par F_3 (titre % en $CO_2 = 1,3 \%$)

Poids de CO_2 sortant par le cyclone chaud :

$$\frac{1,4 \times 81,4 \times 30}{100 \times 100 \times 100} = 5,860 \cdot 10^{-3} \text{ tonne } CO_2/t$$

Poids du CO_2 sortant par le cône-valve F_3

$$\frac{1,3 \times 81,4 \times 70}{100} = 7,4 \cdot 10^{-3} \text{ tonne } CO_2/t$$

Poids total de CO_2 sortant de (B_2)

$$(5,86 + 7,40) \cdot 10^{-3} = 1,326 \cdot 10^{-3} \text{ tonne } CO_2/t$$

soit : Poids du CO_2 résiduel = 0,01326 t/t.

Poids de CO_2 éliminé au cours de la calcination

$$0,07155 - 0,01326 = 0,05829 \text{ tonne } CO_2/t.$$

soit :

$$\underline{58,29 \text{ kg/tonne alimenté}}$$

Nombre de moles de CO_2 éliminé = $\frac{58,29 \times 10^3}{44} = 1325$ moles

$$\underline{CO_2 \text{ éliminé} = 1325 \text{ moles/tonne.}}$$

2) Mesure du volume d'air de refroidissement envoyé par le Prat E3

Dans ce cas, la lecture du débit sur FRCA1 donne un débit moyen de 16.000 m³/h, ce qui est très loin de la valeur prévue. Pour mesurer le débit d'une façon précise, nous avons effectué quelques essais avec un tube de Pitot sur la conduite du Prat E3 juste avant l'entrée du four.

Principe et Résultats des mesures :

Avec le tube de Pitot on mesure $DP = P_{\text{arrêt}} - P_{\text{statique}} = P_{\text{eau}} g Dh$

La vitesse de l'air est :

$$V = \sqrt{2 \frac{P_{\text{eau}}}{P_{\text{air}}} g Dh}$$

P_{eau} = volume massique de l'eau

P_{air} = volume massique de l'air

Dh = la différence entre les hauteurs en mm d'eau

g = l'accélération.

Dans notre cas nous avons utilisé un tube de Pitot de constante caractéristique

$$\boxed{V = \sqrt{2 \frac{P_{\text{eau}}}{P_{\text{air}}} g Dh} \times 0,7}$$

Dans une section médiane de la conduite, on mesure le profil des vitesses

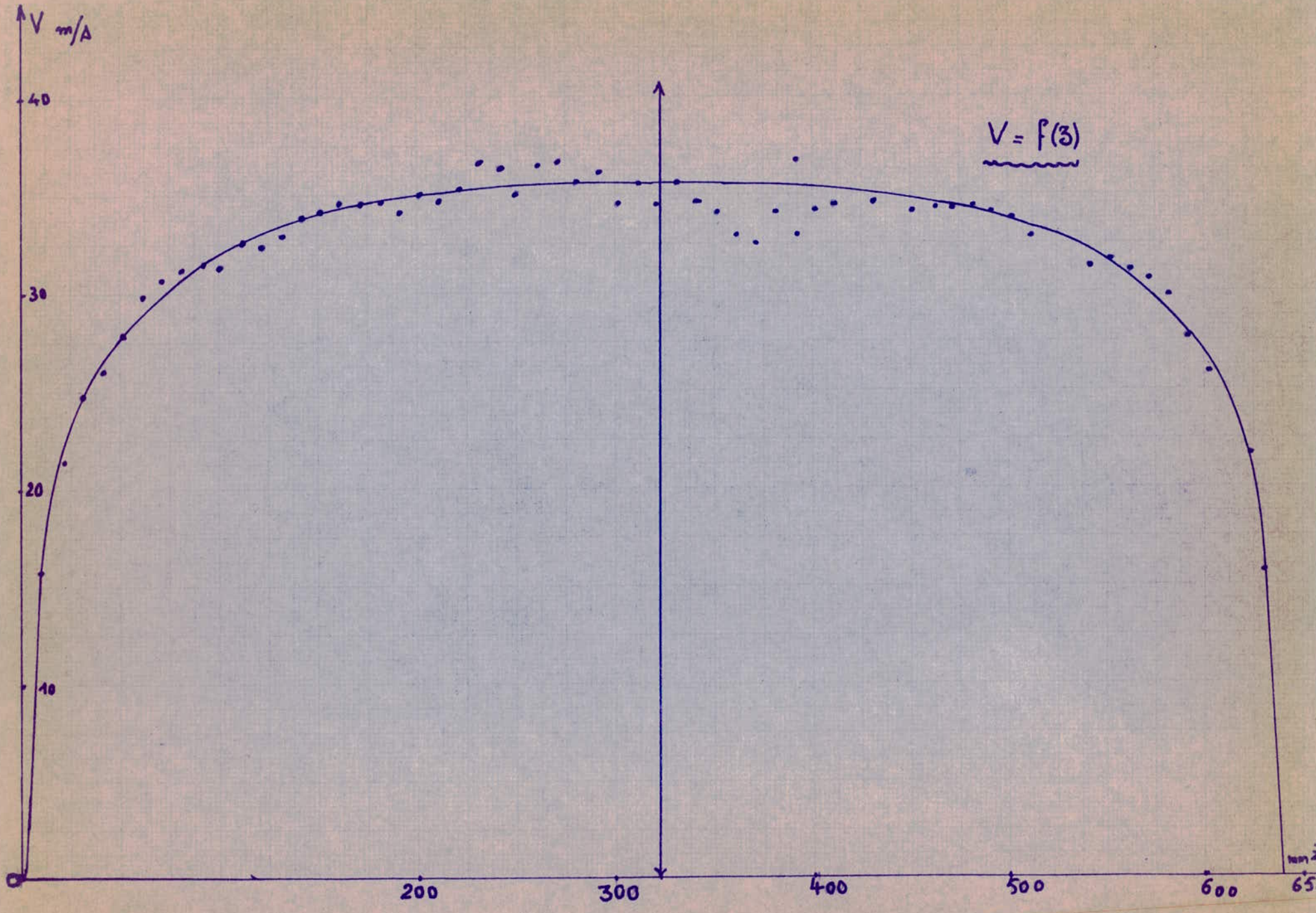
$$\text{le débit d'air } Q = 2 \int_0^R v_r dr = \pi \int_0^R v r^2 dr$$

En planimétrant la courbe $V(r^2)$ on en déduit le débit.

Exemple de calcul de Q

Tableau de mesure : Z : position du tube à partir de la paroi de la conduite

Z mm	Dh mm H 20	Z mm	Dh mm eau	Z mm	Dh mm eau	Z mm	Ah mm eau	Z mm	Dh mm eau
0	0	90	112	180	135	270	151	360	131
10	28	100	110	190	135	280	162	370	123
20	52	110	120	200	132	290	143	380	120
30	69	120	118	210	138	300	147	390	131
40	76	130	123	220	137	310	134	400	123
50	88	140	130	230	140	320	143	410	132
60	102	150	131	240	152	330	135	420	135
70	106	160	137	250	149	340	143		
80	109	170	137	260	140	350	136		



34

Le calcul de $V = \sqrt{\frac{2 P_{\text{eau}}}{\rho_{\text{air}}}} \cdot Dh \cdot x 0,7$ pour les différentes

valeurs de Z donne la courbe $V = f(Z)$

Tableau des résultats

Z mm	V m/s	Z mm	V m/s	Z mm	Vm/s	Z mm	Vm/s	Z mm	Vm/s
0	0	90	31,4	180	34,5	270	36,5	360	34,0
10	15,72	100	31,28	190	34,5	280	36,6	370	32,9
20	21,4	110	32,50	200	34,1	290	35,5	380	32,5
30	24,7	120	32,3	210	34,9	300	36,0	390	34,0
40	25,9	130	32,9	220	34,78	310	34,4	400	32,9
50	27,9	140	33,85	230	35,1	320	35,5	410	34,1
60	29,8	150	34,0	240	36,6	330	34,5	420	34,5
70	30,6	160	34,7	250	36,25	340	35,5		
80	31,0	170	34,78	260	35,1	350	34,6		

D'après la courbe $V = f(Z)$ on déduit r et on tracera $V = f(r^2)$.

Vm/s	r mm	$r^2 \cdot 10^2 \text{m}^2$	Vm/s	r mm	$r^2 \cdot 10^2 \text{m}^2$
0	320	10,24	22,5	297,5	8,85
5	316,0	10	25	289	8,32
10	314,0	9,86	27,5	272,5	7,42
15	311,25	9,69	30	250	6,25
17,5	308,75	9,62	32,5	210	4,42
20	303,75	9,4	35	175	3,07
			35,5	0	0

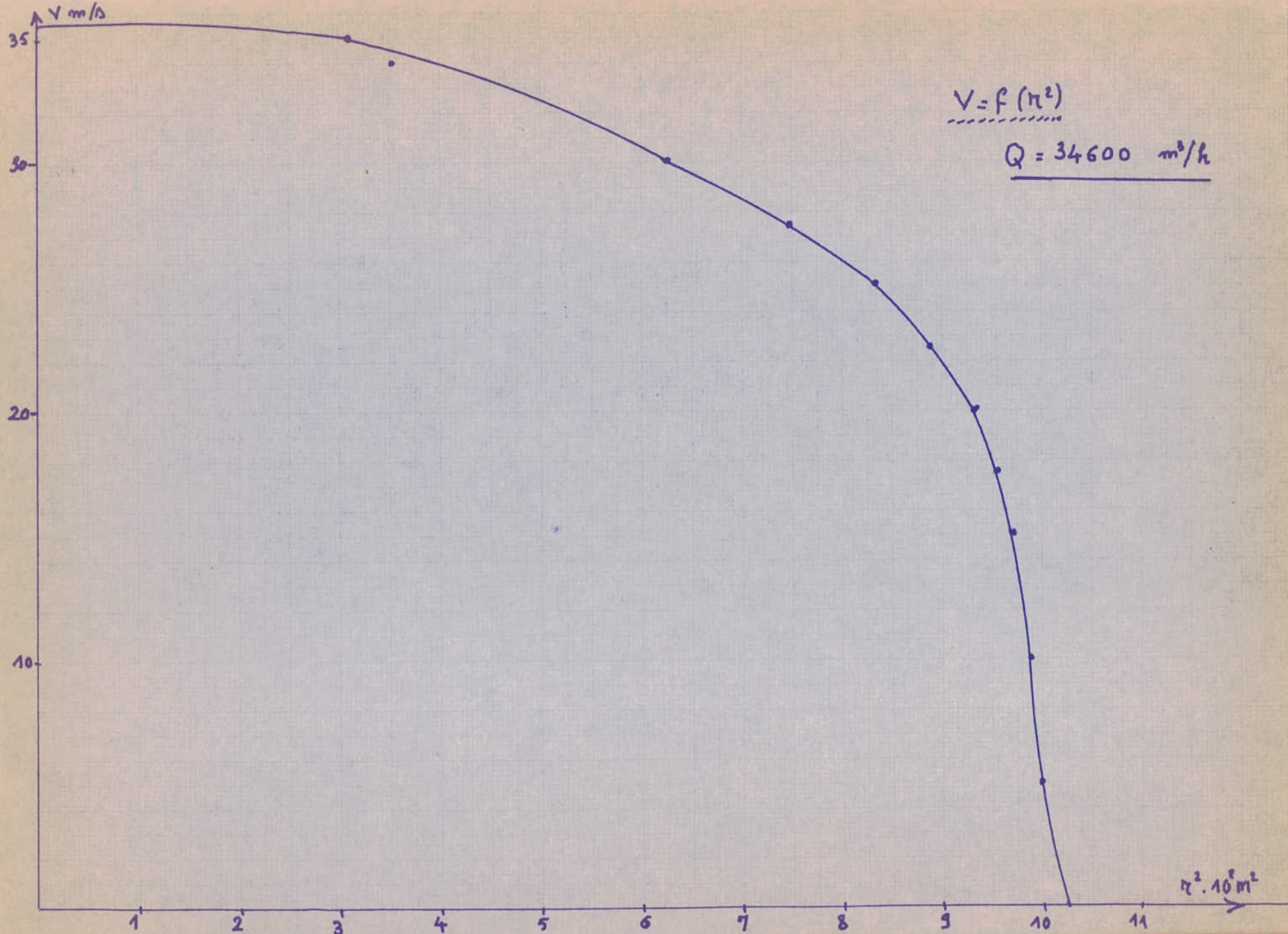


Tableau des résultats :

à P atmosphérique = 690 mm Hg

P₆ = Pression de boîte à vent supérieure = 600 mm Hg

Pression absolue = $690 + \frac{600}{13,6} = 734,2$ mm Hg

et T = 40°C

Jour	1er essai Q m ³ /h	2ème essai Q m ³ /h
9/4/71	35.000	34.600
10/4/71	34.500	30.400
12/4/71	31.600	31.000
Q moyen	Q m o y e n = 32.850 m ³ /h	

Le débit moyen = 32.850 m³/h

à P = 734,2 mm Hg

et T = 40°C

Conclusion

D'après les résultats des essais au tube de Pitot, le débit est de 32.850 m³/h soit dans les conditions normales :

$$Q = 32.850 \times \frac{273}{313} \times \frac{734,2}{760} = 27.650 \text{ m}^3/\text{h}.$$

La valeur prévue par le constructeur est 31.000 m³/h à l'expiration.
La valeur trouvée 27.650 m³/h est tout à fait possible.

Débit d'air de refroidissement en m³/t:

$$\frac{27.650 \times 24}{1085} = 613 \text{ m}^3/\text{t}.$$

soit

$$\boxed{Q = 613 \text{ m}^3/\text{t} = \text{Débit d'air de refroidissement/t}}$$

Nombre de moles d'air utilisées pour le refroidissement :

$$\frac{613 \times 10^3}{22,4} = 27.300 \text{ moles d'air/t}.$$

$$\boxed{Q \text{ molaire} = 27.300 \text{ moles d'air/t.}}$$

Remarque : Débit d'eau de refroidissement injectée dans Prat E₃ :

Le débit d'eau mesuré à l'entrée du four : 2,57 m³/h

$$\text{soit en } \frac{2,57 \times 24}{1085} = 0,0568 \text{ m}^3/\text{t}$$

$$\text{soit débit d'eau : } 56,8 \text{ l/t}.$$

Nombre de moles d'eau injectée : $\frac{56,8 \times 10^3 \times 1}{18} = 3160 \text{ moles/t}.$

3) Calcul de la quantité totale d'air utilisée pour la fluidisation

1) Pression absolue dans le collecteur de refoulement :

Les conditions au refoulement sont :

P extérieure = 690 mm Hg ; P₁ = Pression effective =

P₁ = Pression effective = 4085 mm H₂O

P absolue = P extérieur + P₁ = 690 + $\frac{4085}{13,6}$ = 990 mm Hg

Poids spécifique du fluide à P = 990 mm Hg et T = 319

soit 1,293 = = poids spécifique du fluide à

P₀ = 760 mm Hg et T₀ = 273

$$= \frac{P}{P_0} \times \frac{T_0}{T} = 1,293 \times \frac{990}{690} \times \frac{273}{319} = 1,445 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 1,445 \text{ kg/m}^3$$

2) Débit d'air de fluidisation par tonne de phosphate alimenté d'après lecture FRCA1 salle de contrôle:

Le débit d'air par jour = 440670 m³ sous pression absolue de 990 mm Hg et température de 46°C.

Le débit par tonne du phosphate alimenté = $\frac{440670}{1085}$ = 406 m³/t

Dans les conditions normales :

$$406 \times \frac{273}{319} \times \frac{990}{760} = 452 \text{ m}^3/\text{t}$$

soit

Débit d'air de fluidisation : 452 m³/t

3) Calcul du débit poids par la formule générale (loi de débit) :

Afin de justifier la valeur du débit lue par l'appareil de mesure, nous calculons le débit poids par la formule générale donnée par les normes françaises : (NF-x10x101)

$$Q = 3600 \times 100 \sqrt{10} \quad \text{C.J.M.E.} \quad \frac{\pi D^2}{4} \sqrt{2(P_1 - P_2)} \omega \quad \text{kg/h}$$

Dans laquelle :

C = coefficient de débit

J = J₁ x J₂ x J₃ = facteur globale de correction

J₁ = facteur de correction tendant à tenir compte de la viscosité

J₂ = facteur de correction tendant à tenir compte des influences de rugosité

J₃ = facteur de correction tendant à tenir compte de la non accuïté de l'arête de diaphragme

ε = coefficient de correction à appliquer aux formules de débit de fluïde incompatible pour les rendre utilisable pour les fluïdes compressibles

D = diamètre de la tuyauterie = 600 mm

d = diamètre du col du Venturi = 277,4

$$C_1 = \frac{D^2}{4} = \frac{(0,6)^2}{4} = 0,282$$

$$C_2 = 100 \sqrt{10} = 316$$

$$C_3 = \left(\frac{d}{D}\right)^2 = 0,213$$

$$C_4 = j_1 \times j_2 \times j_3 = 1,013$$

$$C_5 = c = f \text{ (m)} = 0,979$$

$$E = f \text{ (m et } \frac{P_1}{P_2}) = 0,980$$

$$K = 3600 \times 100 \sqrt{10} \times \text{C.J.M.E.} = 66420$$

$$Q = 66420 \sqrt{0,1473} = 66420 \times 3,84 \cdot 10^1 = 25.500 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\boxed{Q = 25.500 \text{ kg/h}}$$

$$\text{Débit volumique/heure} = \frac{25.600}{1,445} = 17.650 \text{ m}^3/\text{h} = 424.000 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$\text{Débit volumique / t} = \frac{25.600 \times 24}{1,445 \times 1085} = 390 \text{ m}^3/\text{t}$$

$$\text{Débit volumique en Nm}^3 = 390 \times \frac{273}{319} \times \frac{990}{760} = 431 \text{ m}^3/\text{t}$$

$$\text{soit } \boxed{Q = 431 \text{ m}^3/\text{t}}$$

Ecart entre les deux valeurs de Q :

$$Q_1 = 452 \text{ m}^3/\text{t} \quad \text{le débit donné par le débitmètre}$$

$$Q_2 = 431 \text{ m}^3/\text{t} \quad \text{le débit calculé par la formule de débit}$$

$$\text{Ecart} = \frac{431 - 452 \times 100}{431} = \frac{-21}{431} \times 100 = 4,88 \%$$

soit un écart $\simeq 5 \%$

Commentaire :

Le débit lu sur (F R C A 1) est proche de la valeur calculée par la théorie ; le débitmètre fonctionne d'une façon acceptable et pour la suite des calculs nous prendrons la valeur de Q lue sur (F R C A 1)

$$\text{soit } \boxed{Q = 452 \text{ m}^3/\text{t}}$$

Volume d'air envoyé par les deux compresseurs d'émulsionDeux compresseurs d'air d'émulsion de débit unitaire : 400 m³/h

$$Q = 400 \times 2 = 800 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q = \frac{800 \times 24}{1085} = 17,6 \text{ m}^3/\text{t}.$$

Air de fluïdisation de cône valve F₃

$$\text{débit} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{soit} = Q = \frac{100 \times 24}{1085} = 2,21 \text{ m}^3/\text{t}$$

Volume total d'air envoyé dans le réacteur :

Air de fluïdisation	=	452	m ³ /t
Air d'émulsion	=	17,6	m ³ /t
Air cône valve F ₃	=	2,21	m ³ /t
		<u>471,81</u>	m ³ /t.

Q totale d'air envoyé dans le réacteur :	471,81 m ³ /t
--	--------------------------

./..

4) Composition des gaz de combustionExcès d'air pour la combustion du fuel

La consommation du fuel est de 38,3 kg/t

La quantité totale d'air envoyée dans le réacteur = 417,81 m³/t

Rapport mole d'air par gramme de fuel :

$$\frac{417,81 \times 10^3}{38,3 \times 10^3 \times 22,4} = 0,55 \text{ mole d'air/gr de fuel}$$

$$\boxed{\text{rapport mole d'air/gr de fuel} = 0,55 \text{ mole/gr.fuel}}$$

Composition et caractéristique du fuel

D'après l'Institut français du Pétrole d'analyse du Pétrole du Djebel Onk :

$$H_2 = 13,2 \%$$

pouvoir calorifique supérieure = 10.831 m th/kg

pouvoir calorifique inférieure = 10.118 m th/kg

avec P. C. I. = P.C. S - (13,2 x 54)

pour la teneur en C l'analyse faite par SN. Repal donne

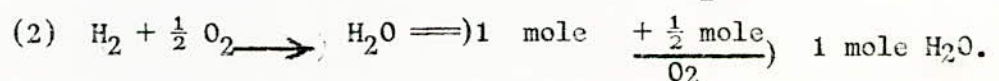
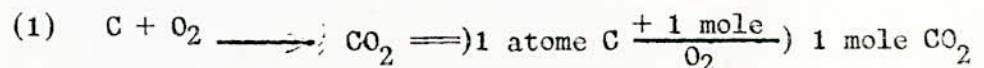
$$C = 85 \%$$

et comme dans la détermination de P.C.I., on a considéré le reste de pourcentage 1,8 % comme des incombustibles, nous sommes obligés de faire la même hypothèse.

$$\boxed{\text{Composition du fuel : } C = 85 \% ; H_2 = 13,20 \%}$$

Réaction de combustion

Dès que l'on est en présence d'un excès d'air à 900°C, la seule réaction possible pour la combustion de carbone est la formation du gaz carbonique (CO₂)



Quantité d'air nécessaire pour 1.gramme de fuel

D'après l'équation (1) 1 atome C réagit avec 1mole O_2

D'après l'équation (2) 1 mole H_2 réagit avec $\frac{1}{2}$ mole O_2

Dans 1 gramme de fuel il y a $\frac{0,85}{12}$ atome C réagit avec $\frac{0,85}{12}$ mole O_2

et

$\frac{0,132}{2}$ mole H_2 réagit avec $\frac{0,132}{4}$ mole O_2

La quantité d'oxygène nécessaire pour un gramme de fuel :

$$\frac{0,85}{12} + \frac{0,132}{2 \times 2} = 0,1038 \text{ mole } O_2$$

soit $\boxed{0,1038 \text{ mole } O_2/\text{gr. fuel}}$

La quantité d'air nécessaire pour 1 gramme de fuel :

l'air est à 21 % d' O_2 d'air

$$\frac{0,1038 \times 100}{21} = 0,494 \text{ mole d'air/gr. de fuel}$$

Excès d'air :

nombre de mole d'air/gr. de fuel - nombre de moles d'air nécessaires/gr. de fuel :

$$0,55 - 0,494 = 0,056 \text{ mole d'air/gr. de fuel}$$

$$\text{soit en pourcentage} = \frac{0,056}{0,494} \times 100 = 11,32 \%$$

$$\boxed{\% \text{ excès d'air} = 11,32 \%}$$

Composition molaire des gaz de combustion

- 1) Nombre de moles de CO₂ produites lors de la combustion :



La consommation du fuel est de 38,3 kg/t

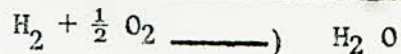
Nombre de mole de CO₂ = nombre d'atome O₂ :

$$\frac{0,85}{12} \times 38,3 \times 10^3 = 2718 \text{ moles CO}_2$$

$$\text{soit en Nm}^3 = 2718 \times 22,4 \times 10^{-3} = 60,8 \text{ m}^3/\text{t}$$

Nombre de moles de CO₂ = 2718 mole/t ; volume de CO₂ = 60,8 m³/t

- 2) Nombre de moles d'eau produites par la combustion



Nombre de mole H₁ = nombre de moles d'eau produites :

$$\frac{0,132 \times 38,3 \times 10^3}{2} = 2530 \text{ moles H}_2\text{O/tonne}$$

$$\text{soit en volume} = 2530 \times 22,4 \times 10^3 = 56,6 \text{ m}^3 \text{ de vapeur d'eau}$$

Nombre de moles d'eau = 2530 moles/t

Volume de vapeur d'eau produit = 56,6 m³/t

- 3) Nombre de moles d'oxygène en excès

- a) Nombre de moles d'O₂ dans l'air envoyé dans le réacteur :

Le débit total d'air = 471,81 m³/t à 21 % d'O₂

$$\text{Nombre de moles d'O}_2 = \frac{471,81 \times 21}{100 \times 22,4} \times 10^3 = 4410 \text{ moles O}_2$$

$$\text{soit en volume} : \frac{471,81 \times 21}{100} = 99 \text{ m}^3/\text{t}.$$

b) Nombre de moles d'oxygène consommées par la combustion :

D'après les équations de combustion

$$\begin{aligned} \text{Nombre de moles d'oxygène :} & \quad \text{nombre de moles de CO}_2 + \frac{1}{2} \text{ nombre de moles d'H}_2\text{O} \\ & = 2718 + \frac{1}{2} (2530) = 3983 \text{ moles d'oxygène} \end{aligned}$$

Nombre de moles d'O₂ utilisés pour la combustion: 3983 moles/t

c) Nombre de moles d'O₂ en excès :

Nombre de moles d'O₂ en excès : Nombre de moles d'O₂
dans l'air envoyé dans le réacteur moins le nombre de
moles d'O₂ utilisé pour la combustion :

$$\text{Nombre de moles d'O}_2 \text{ en excès} = 4410 - 3983 = 427 \text{ moles d'O}_2$$

Oxygène en excès = 427 moles/t

4) Nombre de moles d'azote contenues dans l'air envoyé dans le réacteur

On considère l'air à 79.% d'N₂

$$\frac{471,81 \times 79 \times 10^3}{22,4 \times 100} = 16600 \text{ moles N}_2$$

Nombre de moles d'N₂ = 16600 moles/t

5) Composition molaire des gaz de combustion avec 11,3 % d'excès d'air et CO₂ de décarbonation:

Nombre total des moles de gaz produit :

Nombre de moles d'N₂ + Nombre de moles CO₂ décarbonatation et
CO₂ gaz combustion + CO₂ nombre de moles d'H₂O + nombre de
moles d'O₂ en excès :

$$= 16620 + 1325 + 2718 + 2530 + 427 = 23600 \text{ moles}$$

Nombre total de moles du gaz sortant du réacteur(B₂) = 23600 moles

Constituant	Nombre de moles	% molaire
N ₂	16500	70,5 %
CO ₂ décarbonatation +	4043	17 %
CO ₂ combustion		
H ₂ O	2530	10,7 %
O ₂	427	01,8 %
<hr/>	<hr/>	<hr/>
total	23600	100 %

Plusieurs analyses ont confirmé la teneur
de CO₂ entre 17 et 18 %.

REMARQUES :

1 - Devant le manque de données, nous n'avons pas pu établir les bilans matières des différents compartiments. Mais nous avons essayé de justifier les paramètres de calculs de plusieurs manières.

Nous avons effectué par ailleurs des essais sur l'installation même pour justifier certaines données.

2 - Dans l'établissement des bilans thermiques, nous avons négligé l'humidité de l'air devant les paramètres qui interviennent dans les calculs thermiques. En effet l'usine se trouvant dans une région désertique, on peut supposer que l'air est relativement sec.

Nous ne disposons d'aucun renseignement précis concernant l'humidité du vent.

1) PRINCIPE de l'ETABLISSEMENT d'UN BILAN THERMIQUE

La difficulté consiste à fixer le cheminement qui conduira de l'état initial à l'état final. Ainsi les variations d'enthalpies seront-elles appelées à jouer un rôle essentiel dans les bilans thermiques.

Le problème consiste à passer de l'état initial d'un système à un état final, en utilisant un circuit choisi de façon telle que les transformations chimiques qui interviennent aient leurs effets calculés suivant ce circuit à une température de référence fixe 0°C , commodément, mais arbitrairement choisie.

Il y aura donc à évaluer :

- L'enthalpie du système à l'état initial, ou bien les apports thermiques calculés par rapport à la température de référence: c'est H_1 .
- L'enthalpie du système à l'état final ou les besoins thermiques calculés par rapport à la température de référence : c'est H_2
- Les chaleurs de réaction : $\Delta H_{\theta}^{\circ}$

L'équation générale d'un bilan thermique, en tenant compte des pertes thermiques $\overline{\Pi}$, sera

$$\boxed{H_1 = H_2 + \Delta H_{\theta}^{\circ} + \overline{\Pi}}$$

Dans le cas où il n'y a ni réaction chimique, ni changement d'état, l'enthalpie d'un corps DH est exprimé par

$$DH = C_p \overline{DT} \quad \text{pour 1 mole et à pression constante.}$$

L'établissement d'un bilan thermique fait intervenir le passage par une température de référence, pour des raisons de commodité, soit dans l'emploi des tables de données numériques, soit dans les calculs d'enthalpies. On adopte l'une ou l'autre des températures de référence : 25°C ou 0°C ; soit encore la température ambiante ou "la température de la charge".

La température de 25°C est d'un usage courant dans l'établissement des bilans thermiques et comme c'est précisément la "température de la charge" dans notre cas, nous allons la choisir pour l'établissement de nos bilans thermiques.

2) BILAN DES DIFFERENTS COMPARTIMENTSBilan thermique du compartiment de préchauffage

Nous faisons le bilan thermique à 25°C qui est la température de charge. Dans l'établissement de notre bilan thermique on applique l'équation

$$H_1 = H_2 + DH_0^o + II$$

dont on adapte le cheminement thermodynamique suivant :

- . Chaleur entrant avec les gaz et les phosphates H_1
à température de $T_7 = 525^\circ\text{C}$
- . Chaleur sortant avec les gaz et produits - (H_2) à
température $T_{10} = 213^\circ\text{C}$
- . La $DH_0^o = 0$ dans notre cas puisqu'il n'y a pas de réaction
chimique, donc notre équation se réduit à :

$$H_1 = H_2 + II$$

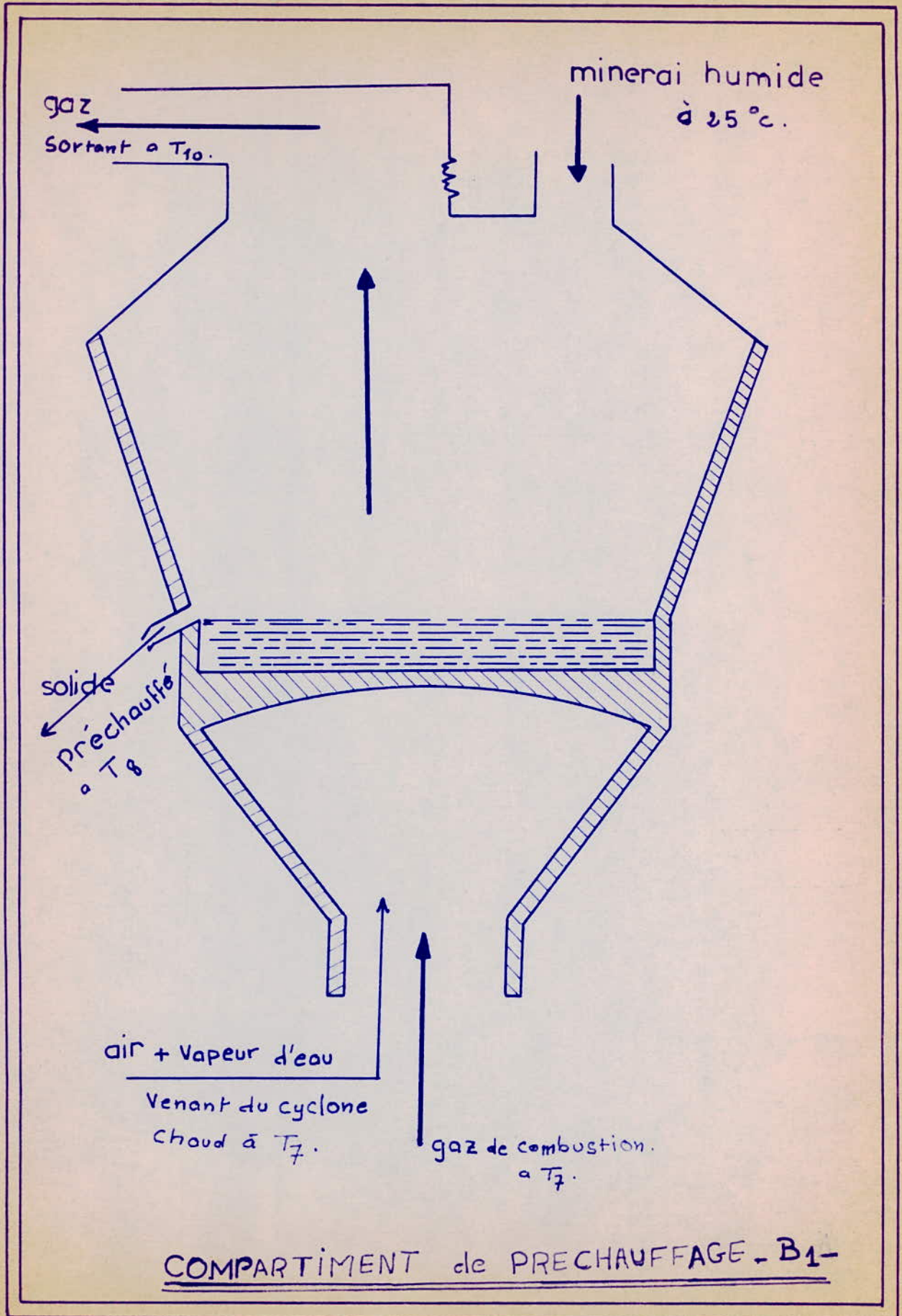
soit

$$II = H_1 - H_2$$

les pertes thermiques

Plan du bilan thermique

Chaleurs entrant H_1	Chaleurs sortant H_2
. Gaz venant du compartiment de calcination à $T_7 = 525$. Gaz sortant du compartiment (B2)
. Air de refroidissement	. Air de refroidissement
. H_2O vapeur venant par l'injection de l'eau dans C_2	. Vapeur d'eau injectée dans E3
. H_2O du minerai	. H_2O du minerai
. Minerai alimenté	. Minerai sortant de (B1)
	. Eau de Constitution.



On exprime les quantités de chaleur en Kcal/t sec du phosphate alimenté.

I - Chaleurs entrant au B1

1) Enthalpie du gaz venant du B2

Ces gaz entrent au compartiment de pré-chauffage à $T_7 = 525^\circ\text{C}$

Ils comportent :

- CO_2 venant de décarbonatation et combustion
- N_2
- H_2O vapeur venant de la combustion dans (B_2)
- O_2

Dans les calculs des enthalpies de chacun ces gaz, nous expliquons

$$\boxed{\text{AH} = \text{N C}_p \text{ DT}}$$

- où
- DH : variation d'enthalpie
 - N : nombre de moles du gaz
 - C_p : chaleur spécifique à $T^\circ\text{C}$
 - DT : la différence entre la température des gaz et la température de référence.

a) Enthalpie du gaz carbonique CO_2

ou $\text{N} \approx 4043$ moles , $\text{C}_p = 12,35$ Kcal/K mole ,
 $T_7 = 525^\circ\text{C}$
 soit $\text{DT} = 500^\circ\text{C}$

$$\text{H}_{\text{CO}_2} = 4043 \times 12,35 \times 10^{-3} \times 500 = 25100 \text{ Kcal}$$

./..

b) Enthalpie du N₂ :

$$N = 16600 \text{ moles } \Delta T = 500^\circ\text{C} \text{ et } C_p = 7,45 \text{ Kcal/Kcal}$$

$$H_{N_2} = 16600 \times 7,45 \times 10^{-3} \times 500 = 62300 \text{ Kcal}$$

c) Enthalpie d'O₂

$$N = 427 ; C_p = 8,05 \text{ Kcal/K mole}$$

$$H_{O_2} = 427 \times 8,05 \times 10^{-3} \times 500 = 01720 \text{ Kcal}$$

d) Enthalpie de la vapeur d'eau venant de la combustion dans B 2 :

L'enthalpie de l'eau consiste :

- 1) L'enthalpie de vapeur d'eau
- 2) L'enthalpie d'évaporation de l'eau
- 3) L'enthalpie d'échauffement d'eau liquide jusqu'à 100°C (négligeable)

1) Enthalpie de vapeur d'eau :

$$N = 2530 \text{ moles } ; C_p = 9,18 \text{ Kcal/K mole } \Delta T = 520^\circ\text{C}$$

$$H_1 = 2530 \times 9,18 \times 10^{-3} \times 500 = 11620 \text{ Kcal}$$

2) Enthalpie de vaporisation de l'eau :

On prend la valeur de 10,3 Kcal/mole : chaleur d'évaporation d'1 mole H₂O

$$H_2 = 2530 \times 10,3 = 26020 \text{ Kcal}$$

3) Enthalpie d'échauffement d'eau liquide

$$2530 \times 18 \times 10^{-3} \times (100 - 25) = 3420 \text{ Kcal}$$

On néglige cette valeur devant les autres, dans chaque cas où on a enthalpie d'eau à calculer.

$$\text{Enthalpie d'eau} = 11620 + 26020 = 37640 \text{ Kcal}$$

$$\text{soit } H_{H_2O} = 37640 \text{ Kcal}$$

e) Somme des chaleurs entrant avec les gaz de B₂

ou q_1 = quantité de chaleur entrant avec les gaz

$$q_1 = H_{CO_2} + H_{N_2} + H_{O_2} + H_2^O$$

$$q_1 = 25100 + 62300 + 1720 + 37640 = 126.760 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_1 = 126.760 \text{ Kcal}}$$

1) Enthalpie d'air de refroidissement à $T_7 = 525^\circ\text{C}$

$$N = 27300 \text{ Kcal} \quad ; \quad C_p = 7,6 \cdot 10^{-3} \text{ Kcal/K mole}$$

$$q_2 = 27300 \times 7,6 \cdot 10^{-3} \times 500 = 103.800 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_2 = 103.800 \text{ Kcal}}$$

2) Enthalpie d'eau de refroidissement à 525°C

$$N = 3160 \text{ moles} \quad C_p = 9,19 \text{ Kcal/K mole} \quad \Delta T = 500^\circ\text{C}$$

$$\text{Chaleur d'évaporation molaire} = 10,3 \text{ Kcal/mole}$$

$$q_3 = 3160 \times 9,19 \cdot 10^{-3} \times 500 + 3160 \times 10,3 = 47.200 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_3 = 47.200 \text{ Kcal}}$$

Somme des chaleurs entrant dans B₁

$$H_1 = q_1 + q_2 + q_3$$

$$H_1 = 126760 + 103860 + 47200 = 277760 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{H_1 = 277.760 \text{ Kcal}}$$

Remarque :

Le minerai n'apporte pas de chaleur, il rentre à 25 °c.

II - Chaleurs sortant de B1 :

1) Enthalpie des gaz du B₂ à T₁₀ = 213°c

On applique la même solution pour calculer les enthalpies de ces gaz

$$\text{soit : } DH = N C_p DT \quad \text{avec } DT = 188^\circ\text{c}$$

a) Enthalpie du gaz carbonique CO₂ :

$$H_{\text{CO}_2} = 4043 \times 11 \times 10^{-3} \times 188 = 8300 \text{Kcal}$$

b) Enthalpie d'H₂ :

$$H_{\text{N}_2} = 16600 \times 7,06 \times 10^{-3} \times 188 = 22000 \text{Kcal}$$

c) Enthalpie d'eau venant de combustion :

$$H_{\text{H}_2\text{O}} = 2530 \times 8,35 \times 10^{-3} \times 188 \approx 2530 \times 10,3 = 29998 \text{Kcal}$$

d) Enthalpie d'O₂ :

$$H_{\text{O}_2} = 427 \times 7,41 \times 10^{-3} \times 188 = 594 \text{Kcal}$$

e) Somme de chaleur sortant avec les gaz = q₁ = 60892Kcal

$$q_1 = 60.892 \text{ Kcal}$$

2) Chaleur sortant avec l'air de refroidissement :

$$\text{à } T_{10} = 213^\circ\text{c}$$

$$N = 27.300 \text{ moles} ; C_p = 7,18 \times 10^{-3} \text{ Kcal} ; DT = 188$$

$$q_2 = 27.300 \times 7,18 \times 10^{-3} \times 188 = 36900 \text{ Kcal}$$

3) Chaleur sortant avec le minerai pré-chauffé :

$$\text{à } T_8 = 269^\circ\text{C}$$

$$N = 1000 \text{ kg} ; C_p = 0,197 \text{ Kcal/kg } \Delta T = 244 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$q_3 = DH = N C_p \Delta T$$

$$q_3 = 1000 \times 0,197 \times 244 = 48100 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_3 = 48.100 \text{ Kcal}}$$

4) Enthalpie d'eau de refroidissement à $T_{10} = 213^\circ\text{C}$

$$N = 2530 \text{ moles et } C_p = 8,48 \text{ Kcal/K mole}$$

$$q_4 = 2530 \times 8,48 \times 10^{-3} \times 188 + 2530 \times 10,3 =$$

$$q_4 = 4570 + 26020 = 30.590 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_4 = 30.590 \text{ Kcal}}$$

5) Enthalpie d'humidité du minerai et départ d'eau de constitution :

Le minerai alimenté a une humidité de 11 % donc à titre des phosphates secs de 89 %

pour avoir 1 tonne sèche dans (B1) il faut :

$$\frac{100}{89} = 1,122 \text{ tonne minerai humide}$$

la quantité d'eau dans 1,122 tonne minerai :

$$1,122 - 1 = 0,122 \text{ tonne}$$

soit pour 1 tonne sur sec entre dans (B₁) on a

$$\boxed{\text{Humidité : } 122 \text{ kg/t sec}}$$

Eau de constitution :

Nous faisons l'hypothèse que l'eau de constitution est de 1 % et qu'il part totalement au cours de pré-chauffage dans (B1).

De plus, puisque l'on ne connaît pas les réactions chimiques de départ d'eau de constitution, nous considérons le phénomène comme une évaporation simple.

$$\text{donc : } \boxed{\text{H}_2\text{O de constitution } 10 \text{ kg/t}}$$

Somme d'eau entre avec le minerai : 132 kg/t

$$\text{donc : } \boxed{\text{H}_2\text{O Humidité} + \text{H}_2\text{O constitution} = 132 \text{ kg}}$$

soit le nombre de moles d' $\text{H}_2\text{O} = \frac{132}{18} \times 10^3 = 7330$ moles H_2O

son enthalpie à $T_8 = 269^\circ\text{C}$ sera

$$q_5 = 7330 \times 8,48 \cdot 10^{-3} \times 244 + 7330 \times 10,3 = 90800 \text{ Kcal}$$

$$\text{soit } \boxed{q_5 = 90.800 \text{ Kcal}}$$

Somme de chaleur sortant

$$H_2 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5$$

$$H_2 = 60892 + 36900 + 48100 + 30590 + 90800$$

$$H_2 = 267282 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{H_2 = 267.282 \text{ Kcal}}$$

Perte thermique

$$\text{II}^- = H_1 - H_2 = 277760 - 267282 = 10.478 \text{ Kcal}$$

$$\text{II}^- = 10478 \text{ Kcal/t}$$

$$\text{Pourcentage de perte} = \frac{10478}{267282} \times 100 = 3,92 \%$$

$$\boxed{\text{soit une perte } 4 \%$$

Le bilan boucle assez bien.

Commentaire :

Malgré toutes les hypothèses qu'on a faites et bien qu'on n'ait pas pu faire le bilan matière avant de calculer le bilan thermique, nous retrouvons à la fin une perte thermique de 4 % qui nous apparaît comme une valeur acceptable.

On peut dire que le compartiment de préchauffage fonctionne d'une façon normale, si les paramètres qu'on a pris ne sont pas entachés d'erreur.

Cependant il est nécessaire de noter que la température T_7 dans la gaine de gaz n'était pas normale dans la période d'études : elle donnait des indications plus basses que la réalité ; les calculs que nous avons faits avec cette température donnaient des résultats négatifs et on a été obligé de corriger la température T_7 par la température de marche du mois d'Avril 1970 qui nous semblait plus juste.

BILAN THERMIQUE DU COMPARTIMENTDE CALCINATION

Nous faisons le bilan thermique à 25°C et on adapte le cheminement thermodynamique représenté par l'équation :

$$H_1 = H_2 + DH_0^{\circ} + II^{-}$$

C'est le même cheminement que dans le cas de (B1) : H_0°

n'est pas nul dans le cas de (B₂)

les pertes thermiques $II = H_1 - (H_2 + DH_0^{\circ})$

Plan du bilan thermique :

Chaleur entrant H_1	Chaleur sortant H_2	Réactions chimiques DH_0°
Air de fluïdisation Air d'émulsion	gaz de combustion solide sortant avec le gaz	réaction de dé- carbonatation
Fuel Solide venant du préchauffage	solide sortant par vanne à glissière	réaction de for- mation des sili- cates.

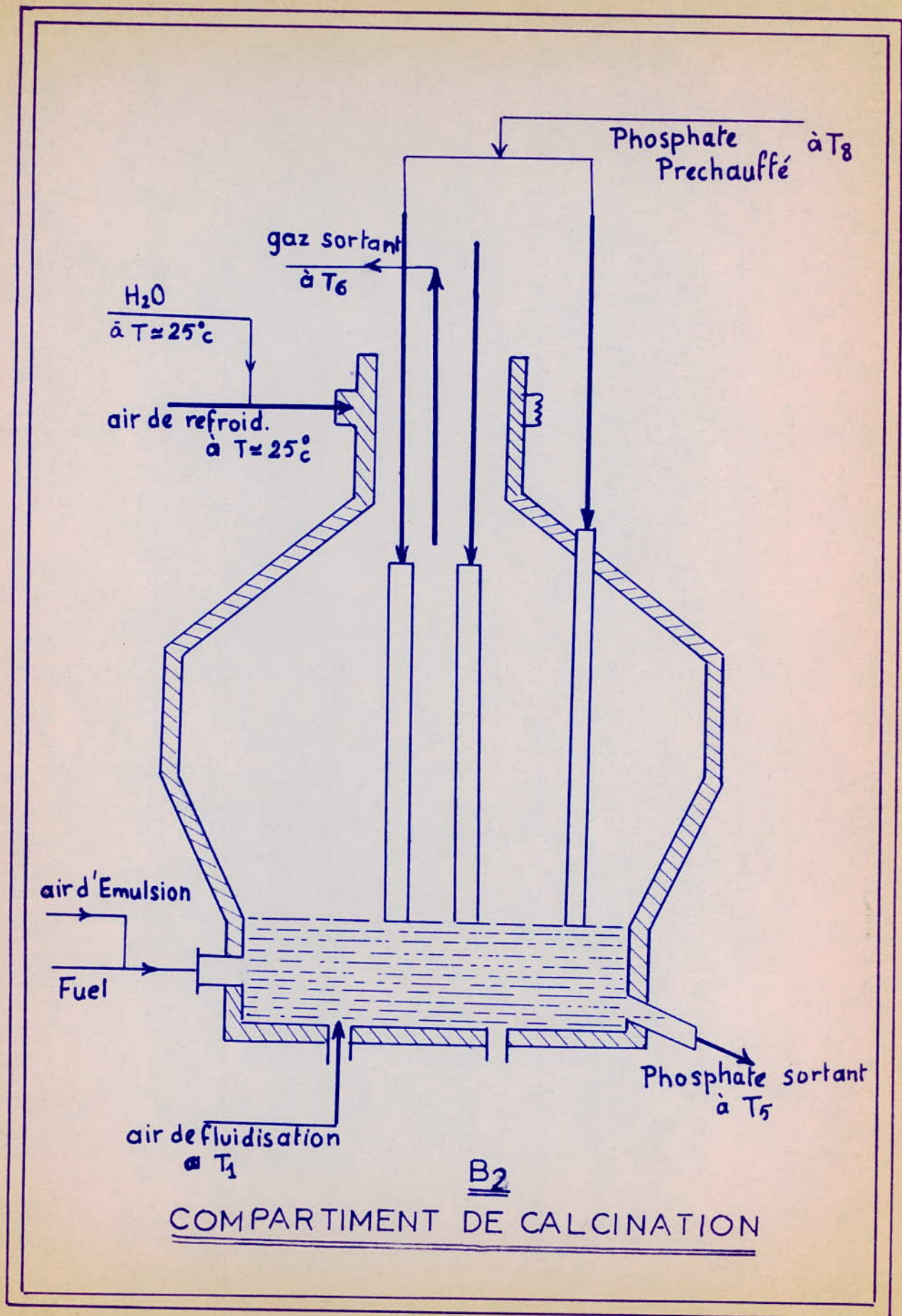
I - Chaleurs entrant

- 1) Chaleur entrant avec l'air de fluïdisation à $T_3 = 425^{\circ}\text{C}$
débit d'air : $452 + 2,21 = 454,21 \text{ m}^3$; $C_p = 7,44 \text{ Kcal/Kmole}$

soit $\frac{454,21}{22,4} \times 10^3 = 20.300 \text{ mole d'air}$

$$q_1 = N C_p DT = 20.300 \times 400 \times 7,44 \cdot 10^{-3} = 60.250 \text{ Kcal}$$

$$q_1 = 60.250 \text{ Kcal}$$



2) Air d'émulsion :

il n'apporte pas de chaleur, il rentre à 25°C

$$\text{donc } \boxed{q_2 = 0}$$

3) Solide venant de pré-chauffage à $T_8 = 269^\circ\text{C}$

Sur une tonne calciné seulement 941,7 kg rentre en B_2

$$q_3 = M C_p \Delta T$$

$$M = 941,7 \text{ kg} ; C_p = 0,197 \text{ Kcal/kg}$$

et $\Delta T = 244^\circ\text{C}$

$$q_3 = 941,7 \times 0,197 \times 244 = 45.400 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_3 = 45.400 \text{ Kcal}}$$

4) Combustion du fuel

La consommation du fuel est de 38,38 kg/t. sec

Le pouvoir calorifique inférieur du fuel :

$$\text{P.C.I.} = 10.118 \text{ Kcal/kg}$$

$$q_4 = 38,38 \times 10118 = 388.000 \text{ Kcal}$$

Somme des chaleurs entrant :

$$H_1 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4$$

$$H_1 = 60.250 + 0 + 45.400 + 388000 = 493.650 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{H_1 = 493.650 \text{ Kcal}}$$

II - Chaleurs sortant du B_2 :1) Enthalpie du sortant du B_2 à $T_6 = 940^\circ\text{C}$

a) Enthalpie du gaz carbonique CO_2

$$H_{\text{CO}_2} = 4043 \times 13,5 \cdot 10^{-3} \times 915 = 50.000 \text{ Kcal}$$

./..

b) Enthalpie d' N_2

$$H_{N_2} = 16.600 \times 8,08 \times 10^{-3} \times 915 = 123.000 \text{ Kcal}$$

c) Enthalpie d' O_2

$$H_{O_2} = 427 \times 8,54 \times 10^{-3} \times 915 = 3.340 \text{ Kcal}$$

d) Enthalpie d' H_2O

$$N_{H_2O} : 2530 \times 10,32 \times 10^{-3} \times 915 + 2530(10,3) = 49.920 \text{ Kcal}$$

Somme des chaleurs sortant avec les gaz :

$$q_1 = 226.260 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_1 = 226.260 \text{ Kcal}}$$

2) Chaleurs sortant par le solide extrait par les
vannes à glissière :

$$\text{à } T_5 = \underline{909} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,238$$

Sur le 814 kg sortant de B_2 on a

$$\frac{814 \times 70}{100} = 570 \text{ kg qui sortent par la vanne à glissière}$$

et $814 - 570 = 244$ kg par cyclone chaud

$$q_2 = 570 \times 0,238 \times 884 = 115.900 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_2 = 115.900 \text{ Kcal}}$$

3) Chaleurs sortant par solide entraîné avec les
gaz à $T_6 = 940^\circ\text{C}$

quantité du solide : 244 kg/T sec

$$q_3 = 244 \times 0,238 \times 915 = 53.100 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_3 = 53.100 \text{ Kcal}}$$

./..

Somme des chaleurs sortant H_2

$$H_2 = q_1 + q_2 + q_3$$

$$H_2 = 226.260 + 115.900 + 53.100 = 395.260 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{H_2 = 395.260 \text{ Kcal}}$$

III - Chaleur de réaction DH_0° :

Voici les premières données concernant le compartiment thermique quantitatif du minerai du Djebel Onk

1) Saint Chamant fit deux rapports

- "Etude de laboratoire sur la décarbonatation du minerai de phosphates".

L'endothermicité du minerai fut évalué à 15.190 Kcal/t pour un échantillon dont la teneur en CO_2 égalait 7,9 %

- L'autre à échelle semi-industrielle "Essai de mesure de la chaleur de réaction globale du minerai du Djebel Onk au cours de la calcination".

L'endothermicité du minerai, dont le titre en CO_2 était de 9,80 %, fut évaluée à 66.200 mth/t.

La valeur obtenue en laboratoire, cofrigée en fonction de l'augmentation de la teneur en CO_2 de l'échantillon soumis à l'essai industriel et de la présence d'eau correspondant à l'humidité du minerai dont on n'avait pas tenu compte, fut évaluée à l'époque de 41.900 mth/t. de minerai cru.

./..

... plus récemment . A. BRASSENS, fit un rapport intitulé :

"Etude comparée du compartiment thermique du trois échantillons du minerai du Djebel Onk".

D'après cette étude, on conclut que la chaleur de réaction de deux échantillons débourbés (campagne 1965 et campagne 1966) est endothermique entre 110 et 1100°C ; celui de la campagne 1966 possède une endothermicité égale à 13.400 mth/t, qui est supérieure à celle du débourbé de la campagne 1965 (12.400mth/t). L'augmentation provient surtout de la teneur plus élevée en carbonate du premier échantillon.

Nous avons demandé une étude de la chaleur de réaction au calorimètre haute température, mais ceci n'a pas encore été possible.

En l'absence des connaissances et données précises, nous supposons que la décarbonatation du phosphate s'effectue uniquement à partir de la décomposition de Ca CO_3 et de plus nous serons obligés de négliger les autres réactions de vent de décarbonatation.



on a 1325 moles CO_2 venant de la décomposition de :

Ca CO_3 donc on avait 1325 moles Ca CO_3 décomposés

la chaleur de réaction sera :

$$1325 \times 42,5 = 56.400 \text{ Kcal}$$

donc

$$\boxed{\text{DH}_0^{\circ} = 56.400 \text{ Kcal/t. sec}}$$

./..

Les constructeurs de l'installation industrielle prévoient une chaleur de réactions de 96.000 Kcal/t, cette valeur ne peut être expliquée qu'en supposant des conditions idéales : d'abord que la décarbonation est complète, ensuite qu'il n'y a pas d'autres réactions thermiques ; or, ce n'est pas le cas, les réactions de formation des silicates sont exothermiques et ceci pourrait expliquer l'endothermicité assez faible trouvée par A. BRASSENS.

Perte thermique

$$II = H_1 - (H_2 + DH_0^{\circ})$$

$$II = 493650 - (395.260 + 56.400)$$

$$II = 493650 - 451.660 = 41.990 \text{ Kcal}$$

perte : 41.990 Kcal/t.

$$\text{perte } \% : \frac{41.990}{493.650} \times 100 = 8,5 \%$$

perte : 8,5 %

Commentaire :

Si la chaleur de réaction a bien la valeur qu'on a calculé théoriquement, on voit qu'une perte thermique assez considérable se produit au niveau du compartiment de calcination ,

Nous pouvons cependant considérer cette perte de 8,5% comme possible quand on connaît la température élevée de travail (920°C).

BILAN THERMIQUE DU COMPARTIMENTDE REFROIDISSEMENT

Le bilan thermique fait à une température de référence de 25°C

$$H_1 = H_2 + DH_0^{\circ} + \overline{II}$$

H_1 = chaleur entrant

H_2 = chaleur sortant

DH_0° = chaleur de réaction ; \overline{II} = Pertes thermiques

Plan du bilan thermique

Chaleur entrant (H_1)	Chaleur sortant (H_2)	Réaction DH_0°
Air de fluïdisation	Air de fluïdisation	pas de réaction
Air de fluïdisation cône-valve (F_3)	Air de fluïdisation cône-valve (F_3)	
Solide venant de la calcination	Solide sortant par vanne à glissière	

I - Chaleur entrant H_1 1) Chaleur entrant dans l'air de fluïdisation :

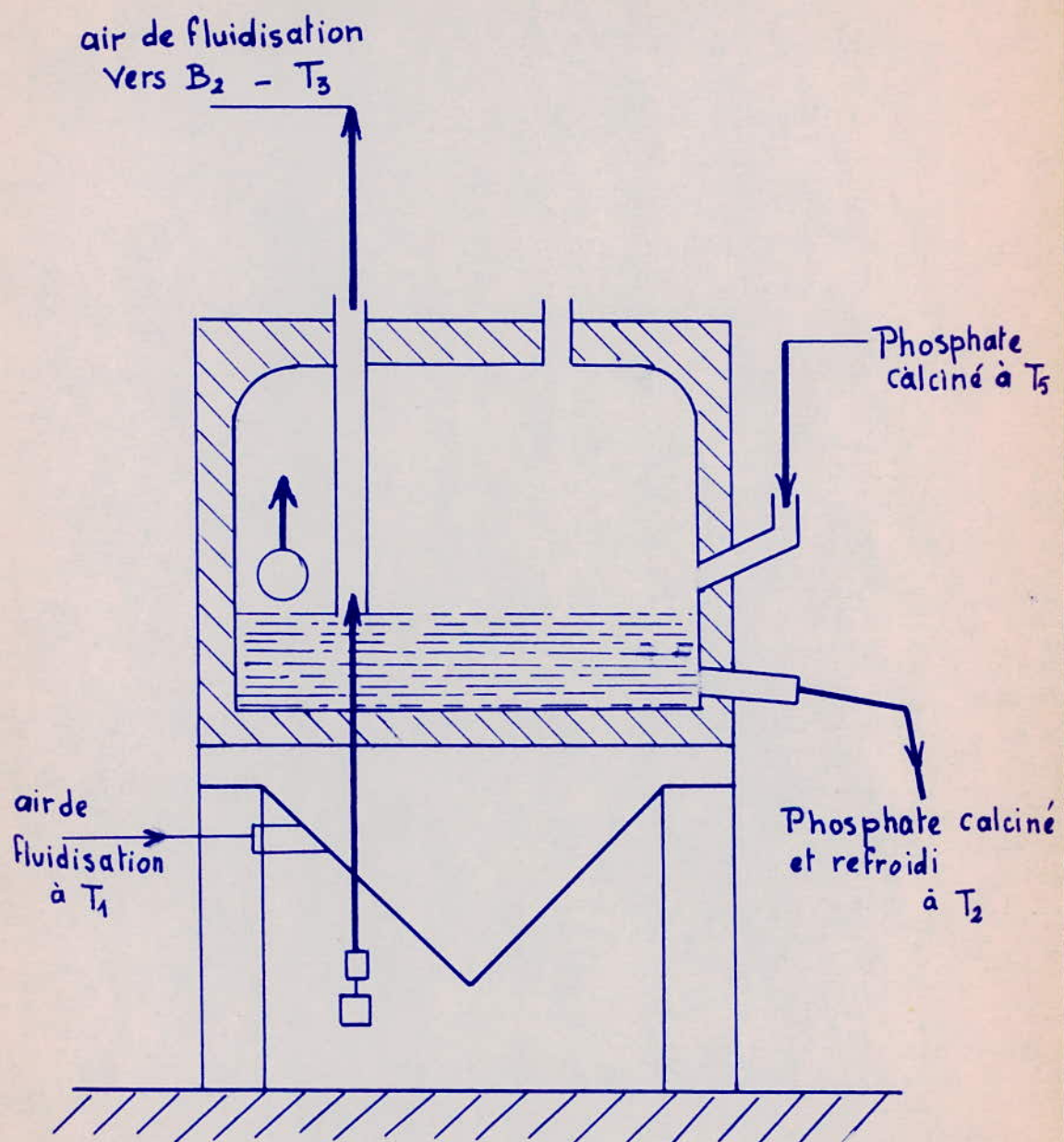
température d'air : 46°C $C_p = 6,97$ Kcal/K mole

débit d'air : 452 Nm³/t

$$Q_1 = \frac{452}{22,4} \times 10^3 \times (46 - 25) \times 6,97 \cdot 10^{-3}$$

$$Q_1 = \frac{452}{22,4} \times 21 \times 6,97 = 2950 \text{ Kcal}$$

./..



air de fluidisation
Vers B₂ - T₃

Phosphate
câciné à T₅

air de
fluidisation
à T₁

Phosphate câciné
et refroidi
à T₂

B₃

COMPARTIMENT DE REFROIDISSEMENT

2) Chaleur entrant par cône-valve F_3 :

$$Q_2 = \frac{2,21}{22,4} \times 21 \times 6,97 = 14,9 \text{ Kcal} \quad 15 \text{ Kcal}$$

$$Q_2 = 15 \text{ Kcal}$$

3) Chaleur entrant avec le solide venant de la calcination

$$\text{Température de solide} = T_5 = 909 \text{ }^\circ\text{c}$$

$$Q_3 = 570 \times 0,238 \times 884 = 115.900 \text{ Kcal.}$$

Somme de chaleur entrant H_1 :

$$H_1 = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$H_1 = 2950 + 15,0 + 115.900 = 118.865$$

$$\boxed{H_1 = 118.865 \text{ Kcal}}$$

II - Chaleur sortant H_2

1) Chaleur sortant avec l'air de fluidisation et air cône-valve

$$\underline{F_3}$$

$$\text{à } T_3 = 425^\circ\text{c} \quad ; \quad C_p = 7,44 \text{ Kcal / K mole}$$

$$\text{débit d'air} = \frac{454,21 \times 10^3}{22,4} = 20.300 \text{ moles}$$

$$q_1 = 20.300 \times 400 \times 7,44 \cdot 10^{-3} = 60.250 \text{ Kcal}$$

$$\boxed{q_1 = 60.250 \text{ Kcal}}$$

./..

2) Chaleur sortant avec le solide sortant par vanne à glissière

$$\text{à } T_2 = 450^\circ\text{c}$$

$$Q_2 = 425 \times 570 \times 0,21 = 51.800 \text{ Kcal}$$

$$Q_2 = 51.800 \text{ Kcal}$$

Somme de chaleur sortant H_2

$$H_2 = q_1 + q_2$$

$$H_2 = 60.250 + 51.800 = 112.050 \text{ Kcal}$$

$$H_2 = 112.050 \text{ Kcal}$$

Perte thermique

$$\Pi = H_1 - H_2$$

$$\Pi = 118.865 - 112.050 = 6.815 \text{ Kcal/t}$$

soit en pourcentage de :

$$\frac{6.815}{118.865} \times 100 = 5,77 \%$$

$$\text{perte } 5,7 \%$$

./..

Commentaire:

Le bilan thermique du compartiment de refroidissement boucle à 5,7 %.

Cette perte d'énergie est cependant acceptable sur le plan industriel et s'explique par la température élevée (950 à 425°C.).

Conclusion :

Les valeurs des pertes thermiques bien qu'elles soient importantes par rapport à ce qui a été prévu par le constructeur sont acceptables du point de vue industriel. Nous remarquons qu'il est tout à fait normal que les pertes thermiques soient d'autant plus fortes que la température du compartiment étudiée est elle-même plus élevée.

. compartiment pré-chauffage B_1 $T=270^{\circ}\text{c}$	4%
. compartiment refroidissement B_3 $T=520^{\circ}\text{c}$	5,7 %
. compartiment calcination B_2 $T =930^{\circ}\text{c}$	8,5 %

Pour diminuer les pertes d'énergie, nous avons deux remarques à formuler. Une première anomalie a été constatée : la température T_6 au "toit" du compartiment de calcination est supérieure de 30 à 40°c à la température T_5 du "lit" de calcination. La combustion du fuel est incomplète dans le lit fluïdisé et elle se poursuit au-dessus : il y a donc un excès de fuel.

Une deuxième remarque peut être ajoutée concernant le rejet dans l'atmosphère des gaz sortant de B_1 à 200°c : le débit très important de ces gaz nous conduit à nous demander si une telle quantité d'énergie n'est pas récupérable pour une utilisation dans un autre atelier de l'usine.

En conclusion, nous pouvons dire que l'utilisation maximale du four réside dans la modification de la distribution du fuel à l'intérieur du compartiment de calcination.

De plus, nous avons constaté que certains appareils de contrôle ne respectent pas les normes d'utilisation : il s'agit surtout des gaines de thermocouple pour la mesure des températures ; ces défauts peuvent amener des risques d'accidents non négligeables et de plus elles sont la source de grandes difficultés pour l'établissement de tout bilan thermique.

BIBLIOGRAPHIE

- 1- Documents C. E . R . R . P . H . O . S .
- 2- Colloque International sur les phosphates minéreaux .
- 3- Projet de fin d'Etudes de MM Bennachenou et Kaache
 - . Traitement pneumatique du phosphate brut
 - . Lavage du phosphate - à l'eau de mer
 - à l'eau douce .
- 4- These de fin d'etude de MM Cherifi et Ouareth
 - . Etude de la solubilité des coposés stériles
 - dans le phosphate calciné du Djebel - Onk .
- 5 - Pascal - Nouveau traité de chimie Minérale - Tome IV Masson Paris
(1958) .
- 6 - Pré cis de Génie chimique tome I - J . Givaudon
 - P. Masson
 - R . Bensimon . (Gicper - Paris
1960)
- 7 - Métallurgie - tome 2 - par C. Chaussin e t G . Hilly
(Dunod Paris 1965)

~~~~~  
~~~~~  
~~~~~  
~~~~~  
~~~~~  
~~~~~  
~~~~~  
~~~~~