

## ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE - المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

## PROJET DE FIN D'ETUDES

1 ex

### SUJET

Analyse des Problèmes de l'Atelier  
de Séchage et de Broyage du Cru  
de la Cimenterie de Meftah

1<sup>er</sup> PARTIE

Proposé par :

Z.L. AIDOUN

Etudié par :

BOUCHEFFA A.

YOUNES R.

Dirigé par :

Z.L. AIDOUN

PROMOTION JUIN 1987

EXTERA SPIRODNGI

BB. ST. MS. 5712925

## ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

## PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

Analyse des Problèmes de l'Atelier  
de Séchage et de Broyage du Cru  
de la Cimenterie de Meftah

PARTIE

Proposé par :

Z.L AIDOUN

Etudié par :

Dirigé par :

Z.L AIDOUN

PROMOTION JUIN 1987

- الموضوع : تحليل مشاكل ورشة معالجة المواد الخام في مصنع اسمنت مفتاح .
- الطغص : يدعى هذا المشروع بشكل رئيسي بالبحث عن الحلول الممكنة لرفع مستوى إنتاج الاسمنت في مصنع مفتاح .
- وفي هذا الصدد تم القيام بدراسة وصفية للمراحل المتعاقبة لعملية الإنتاج ، إضافة للعناصر المولفة لورشة المواد الخام ، بالإضافة الى تحديد للمشاكل الرئيسية لهذه الورشة ، ومن ثم طرح الحلول للمشاكل الأكثر تأثيراً على عملية الإنتاج .

SUJET : Analyse des problèmes de l'atelier de broyage cru de la Cimenterie de MEFTAH.

RESUME: Ce projet a pour but essentiel de rechercher les solutions possibles permettant d'améliorer la production de ciment de l'usine de Meftah. Les phases consécutives dans la préparation du ciment ont été décrites ainsi que les différents constituants de l'atelier du cru.

Les problèmes principaux affectant les performances du système ont été ensuite identifiés et une proposition de solution pour les problèmes jugés de plus grande influence sur l'usine a été faite.

SUBJECT: An analysis of drying problems of the raw material Workshop

ABSTRACT: The purpose of this project is to look for improvement solutions in order to increase the efficiency of Meftah's cement production factory.

Working towards this the consecutive phases of the cement preparation process are clarified and the different elements of the raw material workshop are described.

The main problems upsetting the performance of the system are identified and a solution is sought for the point which are thought to be of greater influence on the cement production.

D E D I C A C E S

Je dédie ce travail à :

- Mes parents qui attendent ce jour depuis longtemps
- Mon frère Nazim en espérant qu'il arrivera sans difficultés au terme de ses études,
- A ma soeur Ouarda,
- A mes cousins Rachid, Mokhtar, Mouloud et Chérif
- A toute la famille
- A tous mes amis (es)
- Et à mes grands-parents qui auraient été si fiers.

BOUCHEFFA

REMERCIEMENTS

Au terme de ce travail, nous tenons à remercier tous les enseignants de l'Ecole Nationale Polytechnique qui ont contribué à notre formation d'Ingénieur et, en particulier, ceux du Département de Génie Mécanique.

Nous réitérons nos remerciements et notre gratitude à Monsieur Z.L. AIDOUN pour les conseils et le suivi constant qu'il n'a cessé de nous prodiguer tout au long de ce travail.

Nous adressons aussi notre profonde reconnaissance à tous les responsables de la cimenterie Meftah Messieurs BOUBEKEUR, MOURAH, HADDAD, BOUCHATEN, TALANTIKIT et tout le personnel de la cimenterie, en particulier ceux du bureau de formation.

Nous tenons également à remercier la personne dont la modestie empêche de citer le nom et dont l'aide a été précieuse pour la confection de ce mémoire.

Que tous ceux qui ont contribué, de près ou de loin, à cette réalisation trouvent ici l'expression de notre profonde gratitude.

Boucheffa et Younès.

*Parrehemin*

TABLE DES MATIERES

	Page
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE I : GENERALITES .....	3
I.1. - HISTORIQUE DE L'USINE.....	4
I.2. - LE CIMENT.....	5
I.2.1. Définition.....	5
I.2.2. Historique du ciment.....	5
I.2.3. Mécanisme réactionnel.....	8
I.2.4. Différents types de ciment Portland....	11
I.3. - DIFFERENTS MODES DE PRODUCTION DU CIMENT... 11	11
I.3.1. Voie Humide.....	12
I.3.2. Voie semi - sèche.....	13
I.3.3. Voie sèche .....	13
CHAPITRE II : DESCRIPTION DE LA CHAINE DE FABRICATION.....	18
II.1.- INTRODUCTION.....	19
II.2.- CARRIERES.....	19
II.2.1. Carrière de calcaire.....	20
II.2.2. Carrière d'argile .....	20
II.2.3. Sable et Minerai de fer.....	20
II.3. - CONCASSAGE, MANUTENTION ET STOCKAGE DU CALCAIRE.....	21
II.3.1. Données générales .....	21
II.3.2. Description.....	21
II.4. - CONCASSAGE DE L'ARGILE ET STOCKAGE DE L'ARGILE, DU SABLE ET DU FER.....	24
II.4.1. Données générales.....	24
II.4.2. Description.....	24
II.5. - BROYAGE ET SECHAGE CRU.....	27

*Barthelemy*

II.5.1. Données générales.....	27
II.5.2. Description.....	28
II.6. - HOMOGENEISATION DU CRU.....	34
II.6.1. Données générales.....	34
II.6.2. Description.....	34
II.7. - PRODUCTION CLINKER : FOUR & REFROIDISSEUR..	38
II.8. - RECEPTION, MANUTENTION ET STOCKAGE DU GYPSE	49
II.8.1. Données générales.....	49
II.8.2. Description.....	49
II.9. - BROYAGE ET STOCKAGE DU CIMENT.....	51
II.9.1. Introduction .....	51
II.9.2. Description de l'installation .....	52
II.10.- MANUTENTION DU CIMENT ET CHARGEMENT EN VRAC ET EN SACS.....	57
II.11.- SERVICES.....	59
CHAPITRE III : APPAREILS DE L'ATELIER CRU.....	61
III.1. - INTRODUCTION.....	62
III.2. - FOYER AUXILIAIRE .....	63
III.3. - ALIMENTATEURS-DOSEURS.....	66
III.4. - CONCASSEUR-SECHEUR.....	68
III.4.1. Caractéristiques générales.....	68
III.4.2. Conception et fonctionnement.....	69
III.5. - LE BROYEUR ET SES UNITES AUXILIAIRES.....	71
III.5.1. Généralités.....	71
III.5.2. Broyeur.....	71
III.5.3. Séparateur.....	76
III.6. - RECUPERATION DES POUSSIÈRES.....	81
III.6.1. Généralités.....	81
III.6.2. Description et mode de fonctionnement....	82
CONCLUSION.....	84



SOMMAIRE DE LA 2ème PARTIE

Page

INTRODUCTION..... 1

CHAPITRE IV : PROBLEMES DE L'ATELIER CRU..... 3

CHAPITRE V : ETUDE DES SOLUTIONS..... 43

CONCLUSION..... 62

Jarochemin



L.A.P.

LISTE DES FIGURES

N°	<u>TITRES</u>	Page
2.1.	CONCASSAGE ET MANUTENTION DU CALCAIRE .....	23
2.2.	RECEPTION ET MANUTENTION DE L'ARGILE DU SABLE ET DU FER .....	26
2.3.	STOCKAGE DE L'ARGILE, DU FER, DU SABLE ET DU CALCAIRE .....	29
2.4.	ATELIER DE BROUAGE ET SECHAGE DU CRU 1ERE PARTIE .....	31
2.5.	ATELIER DE BROUAGE ET SECHAGE DU CRU 2EME PARTIE .....	33
2.6.	ATELIER D'HOMOGENEISATION .....	37
2.7.	ATELIER DE CUISSON (PRODUCTION CHUKER).....	39
2.8.	ATELIER DE CUISSON (PRODUCTION CHUKER) 2EME PARTIE (TOUR DE PRECHAUFFAGE, DE CONDITION- NEMENT, ELECTROFILTRE).....	43
2.9.	ATELIER DE CUISSON (PRODUCTION CHUKER) .....	45
	3EME PARTIE (FOUR)	
2.10.	ATELIER DE CUISSON (PRODUCTION CHUKER) 4EME PARTIE (REFROIDISSEUR) .....	46
2.11.	STOCKAGE CHUKER .....	48
2.12.	RECEPTION, MANUTENTION ET STOCKAGE DU GYPSE ....	50
2.13.	BROUAGE ET STOCKAGE CIMENT 1ERE PARTIE (REPRISE DES SILOS) .....	53
2.14.	BROUAGE ET STOCKAGE CIMENT 2EME PARTIE (BROYEUR ET SEPARATEUR .....	56
2.15.	STOCKAGE CIMENT .....	58
3.1.	.....	64
3.2.	.....	67
3.3.	.....	70
3.4.	.....	74
3.5.	.....	75
3.6.	.....	75
3.7.	.....	79/80
3.8.	.....	83

LISTE DES TABLEAUX

N°	<u>TITRES</u>	Page
1.1.	INFLUENCE DES DIFFERENTS COMPOSES.....	16
1.2.	VALEURS TYPIQUES D'ANALYSE DE DIVERS CEMENTS PORTLAND.....	17
3.1.	CIRCUIT DE BROYAGE.....	72

## INTRODUCTION

Dès que l'Algérie eut fini de récupérer ses richesses naturelles, elle s'était mise en position de pouvoir lancer, dans tous les domaines, de grands projets de développement. Mais aussitôt, certains de ces projets initiés, le Pays s'était vite aperçu combien il était tributaire de l'extérieur en matière d'études, d'équipements, et même de réalisation des infrastructures industrielles ; il fallait pratiquement tout importer.

Si certains de ces problèmes ne pouvaient être résolus dans l'immédiat, d'autres par contre, pouvaient l'être pour peu que l'on s'y attaque. C'était le cas pour les matériaux de construction et, en particulier, le ciment dont l'Algérie avait un besoin important.

C'est ainsi qu'il a été décidé de programmer la construction de nombreuses cimenteries, dont celle de Meftah, objet de notre mémoire.

Lancé en 1970, la réalisation de ce projet a été confiée à de nombreuses entreprises tant nationales qu'étrangères.

Au démarrage de l'unité en 1975, les responsables se trouvent confrontés à une multitude de problèmes qui font chuter la production, et il s'en trouve un, plus important que les autres, que nous nous proposons de considérer afin de lui trouver une solution éventuelle.

Il s'agit du problème de l'atelier de broyage et de séchage du cru qui entraîne une chute spectaculaire du rendement de la cimenterie.

Ce travail, intitulé "Analyse des problèmes de l'atelier de broyage et de séchage du cru" est divisé en 2 parties. La première porte essentiellement sur la description de la chaîne de fabrication ainsi que les appareils constituant l'atelier. La deuxième concerne l'analyse des problèmes proprement dits.

Il va de soi que la première partie est destinée non seulement aux lecteurs désirant s'informer de la manière de fabriquer du ciment, mais aussi à tout lecteur désirant comprendre la deuxième partie, celle-ci étant complémentaire de la première.

I - GENERALITES

I. 1. - HISTORIQUE DE L'USINE

I. 2. - LE CIMENT

I.2.1. Définition

I.2.2. Historique du ciment

I.2.3. Mécanisme réactionnel

I. 3. - DIFFERENTS MODES DE PRODUCTION DU CIMENT

I.3.1. Voie Humide

I.3.2. Voie semi - sèche

I.3.3. Voie sèche



- Refroidisseur	Constantin (France)	5./
- Ensachage	Haver et Boecker (RFA)	
- Equipement de dépoussièrage	Walther et Cie (RFA)	
- Equipements électriques	Siemens (RFA)	
- Equipements pneumatiques	Fuller	

Les travaux commencèrent en novembre 1970 et le démarrage de l'usine eut lieu en 1975.

## I. 2. - LE CIMENT

### I.2.1. : Définition

En terme très généraux, un ciment est une substance adhésive capable, seule ou en combinaison avec un liquide, d'unir des pièces ou masses en matière solide pour former un tout compact.

Jusqu'aux années récentes, le terme ciment ne s'appliquait qu'aux liants inorganiques dont le constituant principal était la chaux ; toutefois, l'emploi généralisé des matières plastiques dans les constructions d'aujourd'hui a introduit divers liants organiques souvent appelés ciments, tels que "ciment caoutchouc" ou "ciment epoxy".

### I.2.2. : Historique du ciment

La technique de joindre des blocs de pierre au moyen d'un liant plastique prenant et durcissant par la suite est connue depuis des milliers d'années. Ainsi les pyramides consistent-elles



en pierres reliées entre elles par un mortier mélangé de sable et de gypse cuit ou de chaux. Une analyse entreprise en 1865 sur la grande pyramide a démontré une teneur en  $\text{CaSO}_4$  de 81,5 % contre une teneur en  $\text{CaCO}_3$  de 9,5 % seulement.

Les Egyptiens connaissaient l'art de cuire la chaux, alors qu'avant l'analyse précédente, on pensait que la cuisson de chaux prenait son origine en Crête d'où cette science se serait étendue à la Grèce puis aux Romains.

Les Grecs comme les Romains, savaient que certains dépôts volcaniques connus aujourd'hui sous le nom de pouzzolanes naturelles donnaient un mortier d'une résistance supérieure pouvant également faire face aux actions de l'eau, si on les broyait finement et les mélangeait avec de la chaux et du sable. Ils savaient aussi que tuiles et poteries en poudre avaient le même effet ; il est également intéressant de noter que le terme ciment dans ses formes du latin récent et du vieux français était le premier à désigner les matières classifiées de nos jours comme les pouzzolanes artificielles.

Le prochain pas en avant important fut fait en 1856 lorsqu'un Anglais du nom de John SMEATON avait été investi de la tâche d'ériger un nouveau phare sur le rocher d'Eddystone sur la côte de Cornouailles. Il découvrit que la chaux cuite provenant du calcaire contenant une quantité considérable d'argile donnait de meilleurs résultats que celle provenant d'un calcaire plus pur mais il considérait toujours que l'addition de pouzzolane était une néce

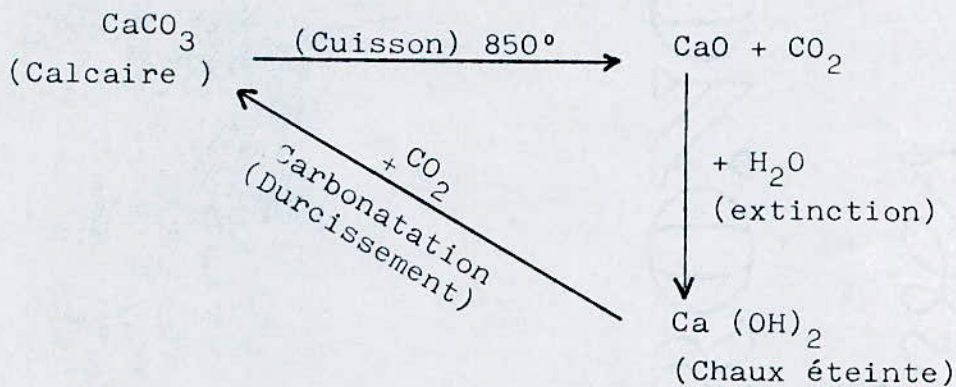
Vers 1800, on a introduit un ciment produit par la calcination de morceaux de calcaire argileux et désigné "Ciment de Rome", bien qu'ayant très peu en commun avec le mortier de Rome d'origine. Toutefois, il avait des caractéristiques hydrauliques à cause d'une certaine teneur en aluminat de calcium et en silicate bicalcique. 7./

L'Invention du ciment Portland est normalement attribuée à Joseph ASPDIN, constructeur dans la ville de Leeds et il reçut son premier brevet en 1824. Cependant, les premiers ciments Portland étaient sous-cuits et donc, probablement, plus ou moins similaire en qualité au Ciment de Rome. Aux environs de 1850, Issac Charles JOHNSON découvrit qu'une cuisson plus élevée donnait un meilleur produit et il prétendait même que la température devait être suffisamment élevée pour créer une certaine vitrification. Ceci est exactement ce qui distingue le ciment Portland de ses prédécesseurs historiques.

La définition actuelle du ciment Portland est la suivante : "C'est un produit obtenu par un mélange intime de matières calcaires et argileuses ou d'autres silices, alumine et produits d'addition à l'oxyde de fer que l'on fait cuire pour le transformer en clinker ; finalement ce clinker est broyé avec addition mineure de gypse".

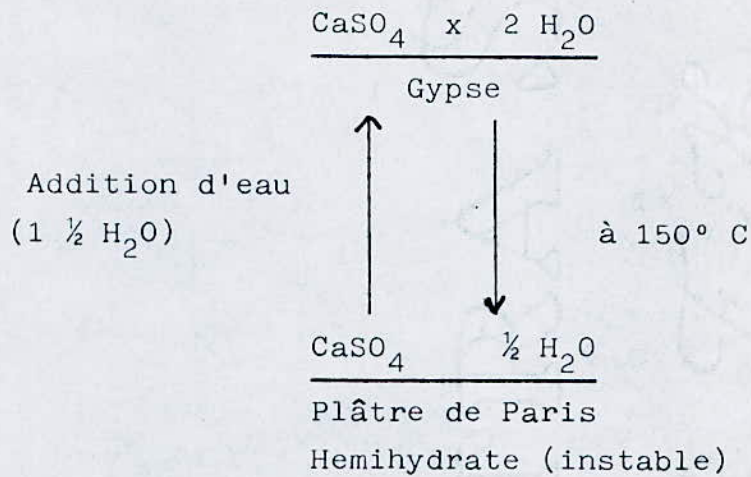
## I.2.3. : Mécanismes Réactionnels

a) Chaux cuite :



Le  $\text{CaCO}_3$  est un composé stable que l'on trouve de manière répandue sous forme de chaux ou de calcaire. Chauffées jusqu'à  $850^\circ \text{C}$ , ces matières dégagent leur bioxyde de carbone laissant subsister le  $\text{CaO}$ , oxyde de calcium. Celui-ci réagit violemment avec l'eau formant de l'hydroxyde de calcium qui réagit à son tour avec le bioxyde de carbone de l'air pour former le carbonate de calcium et de l'eau libre.

Le désavantage de ce ciment à base de chaux est sa résistance faible en début de prise, c'est à dire avant qu'une certaine carbonatation n'ait eu lieu et son incapacité complète de durcir en l'absence de  $\text{CO}_2$  (soit l'air) comme par exemple dans le cas d'immersion sous l'eau.



Le gypse (dihydrate de sulfate de calcium,  $\text{CaSO}_4 \times 2 \text{ H}_2\text{O}$ ) se trouve dans la nature ce qui veut dire qu'il est stable. Son eau de cristallisation fait partie intégrante de la molécule et n'est donc pas une "humidité".

En prise d'eau, le semi hydrate retourne à son état de gypse libérant l'énergie sous forme de chaleur d'hydratation. Si les cristaux individuels sont suffisamment près l'un de l'autre le gypse s'agglomèrera par une combinaison d'intercroissance du cristal et de diverses forces moléculaires.

Les désavantages du gypse comprennent sa durabilité faible dans des conditions humides, sa prise rapide à moins qu'elle ne soit retardée et sa forte chaleur d'hydratation entraînant des fissures thermiques dans le cas d'applications massives.

## c) Ciment Portland artificiel

Le ciment Portland s'obtient par broyage d'une roche artificielle appelée "clinker" auquel on ajoute au moment du broyage environ 5 % de gypse.

Le clinker lui-même est obtenu par cuisson vers 1400° C d'un mélange approprié de calcaire (80 %) et d'argile (17 %) ainsi que du sable (2 %) et du fer (1 %). Ce mélange se compose des constituants chimiques suivants :

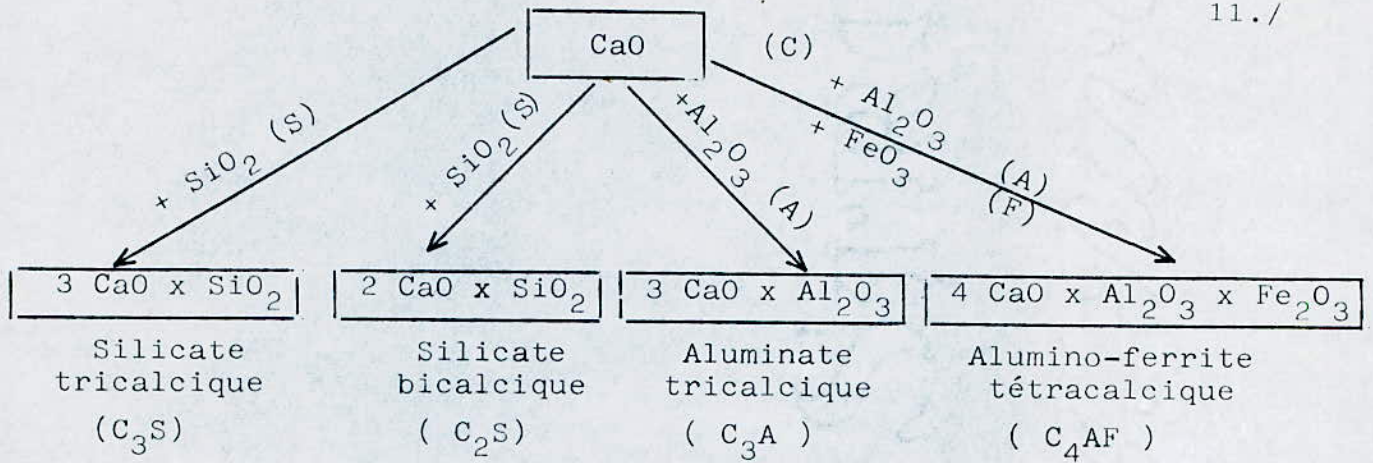
- $\text{CaCO}_3$  Provenant essentiellement du calcaire
- $\text{SiO}_2$  provenant essentiellement du sable
- $\text{Al}_2\text{O}_3$  provenant essentiellement de l'argile
- $\text{Fe}_2\text{O}_3$  provenant essentiellement du fer.

Après un certain nombre d'opérations (qui seront détaillées plus loin), on introduit le mélange dans le four où se déroulent les réactions chimiques suivantes :



à une température plus élevée, le CaO réagit avec les différents composés chimiques du mélange cité précédemment :

./.



Chacun des composés obtenus participe dans le rôle du ciment (Tab.1.1)

#### I.2.4. : Différents types de ciment Portland

1. - Ciment Portland ordinaire
2. - Ciment Portland à durcissement rapide
3. - Ciment à toutes résistances
4. - Ciment résistant au sulfate
5. - Ciment à faible dégagement de chaleur.

Les valeurs typiques d'analyse des divers ciments Portland sont données par le tableau (1.2)

#### I. 3. - DIFFERENTS MODES DE PRODUCTION DU CIMENT

Il existe trois modes de fabrication du ciment :

- La voie humide
- La voie semi-sèche
- La voie sèche

12./

La production du ciment par l'une ou l'autre de ces méthodes dépend du degré d'humidité de la matière première.

### I.3.1. - Voie humide

Ce procédé s'emploie lorsque les matières premières sont naturellement riches en eau et facilement délayables.

L'extraction des matières premières se fait sous eau (excavatrice) ou à ciel ouvert (par tir d'explosif ou par roue pelle).

Après l'extraction, les blocs sont déversés dans un bassin alimenté en eau et à l'intérieur duquel se trouve une tresse qui effrite et divise la matière. La pâte, encore grossière, doit être broyée afin de favoriser les combinaisons ultérieures. Cette opération s'appelle broyage. La pâte est envoyée ensuite dans les bassins de stockage où son homogénéité est entretenue mécaniquement (stockage et dosage).

Quand la pâte atteint la bonne composition, elle est stockée dans un bassin de grande capacité qui sert de volant de marche puis elle est introduite dans un four rotatif. Elle y subit

./.

d'abord une dessiccation puis une carbonatation et enfin une calcination appelée clinkerisation (cuisson).

Le clinker ainsi obtenu est broyé dans un broyeur à boulets avec l'addition d'une certaine quantité de gypse, ce qui donne le ciment.

### I.3.2. - Voie semi-sèche

Ce procédé s'emploie lorsque les matières premières sont pauvres en eau. Il s'agit de les dessécher complètement afin d'obtenir une poudre. Les opérations sont les suivantes :

- Extraction des matières premières
- Concassage et broyage-séchage simultané à l'aide des gaz du four
- Homogénéisation : La poudre obtenue est fluidisée et ses divers constituants sont intimement mélangés par un brassage réalisé par des moyens pneumatiques.
- Cuisson : La poudre est agglomérée par humidification sous forme de boulettes de 10 à 15 mm à l'aide d'un granulateur à solde tournante. Les granulés ainsi formés sont envoyés dans un four rotatif muni d'un échangeur (grille Lepol) ou dans un four vertical. Dans ce dernier cas, le combustible est incorporé aux granulés.

### I.3.3. - Voie sèche

Ce procédé est employé lorsque les matières premières sont naturellement pauvres en eau. Il diffère du procédé en semi-



sèche par des échangeurs différents et par la présence d'un refroidisseur.

a/ - Les échangeurs en voie sèche : Ils sont de deux types : Humbolt et Duppol.

Les échangeurs Humbolt sont constitués par une succession de cyclones, tandis que les échangeurs Duppol sont constitués par une alternance de cyclones et de chambres de turbulence. Les échanges thermiques s'effectuent à contre-courant entre la matière descendante soumise à la gravité et au cyclonage, et les gaz remontants aspirés par le ventilateur de tirage. Le début de décarbonatation s'effectue dans le tour échangeur. Le four termine la décarbonatation et la clinkerisation. Le clinker partiellement refroidi dans la partie ovale du four tombe dans le refroidisseur.

b/ - Les refroidisseurs : Le refroidissement du clinker est obtenu à l'aide d'un courant d'air frais qui constitue, après réchauffage au contact du clinker, l'air secondaire de la combustion.

Les refroidisseurs utilisés sont de deux (02) types : à ballonnets et à grilles.

Les refroidisseurs à ballonnets sont constitués d'une série de tubes munis intérieurement de chaînes et accolés au four rotatif, en arrière de la zone de clinkerisation.

Les refroidisseurs à grilles, les plus répandis, sont constitués d'une série d'éléments fixes et mobiles favorisant l'avan-

cement du clinker et au travers desquelles circule l'air de refroidissement fourni par des ventilateurs.

Influence des différents composés

Composé	Température à la formation du clinker	Résistance initiale	Résistance finale	Chaleur d'hydratation (cal)	Résistance aux produits chimiques	Développement de la résistance
$C_3S$	Plus élevée	forte	forte	120	Normale	rapide
$C_2S$	-	faible	forte	62	Normale	lent
$C_3A$	Réduite	faible	faible	207	faible	très rapide
$C_3AF$	Réduite	Très faible	très faible	100	Forte	rapide

TAB.1.1

Le Tableau ci-dessous montre les valeurs typiques d'analyse de divers ciments Portland

Composée %

Ciment	Valeur	C <sub>3</sub> S	C <sub>2</sub> S	C <sub>3</sub> A	C <sub>4</sub> AF	CaSO <sub>4</sub>	CaO libre	Mg <sup>0</sup>	Perte au feu
Type I	Max.	65	31	14	12	3,4	1,5	3,8	2,3
	Min.	42	8	5	6	2,6	0,9	0,7	0,6
	Moy.	49	25	12	8	2,9	0,8	2,4	1,2
Type II	Max.	55	39	8	10	3,4	1,8	4,4	2,0
	Min.	37	19	4	6	2,1	0,1	1,5	0,5
	Moy.	46	29	8	12	2,8	0,6	3,0	1,0
Type III	Max.	70	38	17	10	4,6	4,2	4,8	2,7
	Min.	34	0	7	6	2,2	0,1	1,0	1,1
	Moy.	56	15	12	8	3,9	1,3	2,6	1,9
Type IV	Max.	44	57	7	18	3,5	0,9	4,1	1,0
	Min.	21	34	3	6	2,6	0,0	1,0	0,6
	Moy.	30	46	5	13	2,9	0,3	2,7	1,0
Type V	Max.	54	49	5	15	3,9	0,6	2,3	1,2
	Min.	35	24	1	6	2,4	0,1	0,7	0,8
	Moy.	43	36	4	12	2,7	0,4	1,6	1,0

TAB.1.2

II - DESCRIPTION DE LA CHAÎNE  
de FABRICATION

II. 1. - INTRODUCTION

II. 2. - CARRIÈRES

II.2.1. Carrière de calcaire

II.2.2. Carrière d'argile

II.2.3. Sable et minerai de fer

II. 3. - CONCASSAGE, MANUTENTION ET STOCKAGE DU CALCAIRE

II.3.1. Données générales

II.3.2. Description

II. 4. - CONCASSAGE DE L'ARGILE ET STOCKAGE DE L'ARGILE, DU SABLE  
ET DU FER

II.4.1. Données générales

II.4.2. Description

II. 5. - BROYAGE ET SECHAGE CRU

II.5.1. Données générales

II.5.2. Description

II. 6. - HOMOGENEISATION DU CRU

II.6.1. Données générales

II.6.2. Descriptions

II. 7. - PRODUCTION CLINKER : FOUR ET REFROIDISSEUR

II. 8. - RECEPTION, MANUTENTION ET STOCKAGE DU GYPSE

II.8.1. Données générales

II.8.2. Description

II.9. - BROYAGE ET STOCKAGE DU CIMENT

II.9.1. Introduction

II.9.2. Description de l'installation

II. 10.- MANUTENTION DU CIMENT ET CHARGEMENT EN VRAC ET EN SACS

II. 11.- SERVICES

## II - DESCRIPTION DE LA CHAÎNE DE FABRICATION

## II. 1. - INTRODUCTION

La cimenterie de Meftah est divisée en plusieurs ateliers ou divisions qui sont au nombre de dix (10). Ce sont :

- Division 0 : Carrières
- Division 1 : Concassage, manutention et stockage calcaire
- Division 2 : Concassage de l'argile, manutention et stockage de l'argile, du sable et du fer
- Division 3 : Broyage et séchage du cru
- Division 4 : Homogénéisation du cru
- Division 5 : Production clinker (Four et refroidisseur)
- Division 6 : Réception, manutention et stockage du gypse
- Division 7 : Broyage et stockage du ciment
- Division 8 : Manutention du ciment et chargement en vrac et en sac
- Division 9 : Service.

Dans les pages suivantes, chacune de ces divisions sera décrite et chaque description sera accompagnée d'un schéma de l'installation décrite.

## II. 2. - CARRIÈRES

Ce sont les lieux d'où sont extraits les matières premières. Il en existe deux, distinctes. La carrière de calcaire et celle d'argile situées à proximité de la cimenterie ; cette

disponibilité des principaux matériaux bruts est la raison pour laquelle Meftah a été choisi comme site idéal pour l'usine.

#### II.2.1. - Carrière de calcaire

Le travail comprend essentiellement le forage, le sautage primaire, le sautage secondaire si nécessaire, et le chargement des camions de transport au concassage. De plus, les chemins d'accès doivent être entretenus et prolongés.

#### II.2.2. - Carrière d'argile

Le travail consiste principalement à arracher l'argile, la charger et la transporter par camions jusqu'au concassage de l'argile. De plus des routes d'accès et des fossés de drainage doivent être entretenus et prolongés.

#### II.2.3. - Sable et Minerai de fer

Le sable est amené par route à l'aide de camions à benne basculante des gisements suivants :

- Sablière du Figuier, sablière de Sadexa, Plage du Nord de Reghaia, sablière de Courbet, sablière à l'ouest d'Alger, Bougara, Menaceur. Quant au minerai de fer, il est acheminé d'El Hadjar jusqu'à Dellys par voie maritime puis de Dellys à Meftah par route à l'aide de camions à benne basculante.

Les principales mines de fer sont : Zaccar et El Maddene.

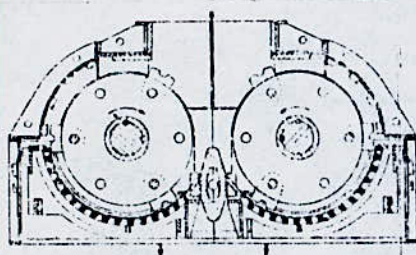
## II. 3. - CONCASSAGE, MANUTENTION ET STOCKAGE DU CALCAIRE (Fig.2.1)

## II.3.1. - Données Générales

- . Production requise : 29.000 T/semaine
- . Temps normal de travail : 2 équipes de 8 h/j.  
5 j./semaine
- . Débit de l'installation : 150 t/h
- . Dimension maximale permise des blocs :  
1.300 x 1.100 x 900 (mm<sup>3</sup>)

## II.3.2. - Description

Le calcaire, transporté par des camions à bennes basculantes de la carrière à l'atelier de concassage est déversé dans une trémie en béton armé de 40 m<sup>3</sup>. Au fond de la trémie, un alimentateur incliné n° 101 récupère la matière et alimente un concasseur à marteaux DRAGON n° 102 à rotor double, chaque rotor étant commandé par un moteur électrique de 400 kw et 1500 tr/mn.



— Concasseur à marteaux articulés birôtor.

Les dimensions du produit sortant du concasseur seront les suivantes :

<u>Granulo-</u> <u>métrie</u>	<u>Avec marteaux</u> <u>neufs (%)</u>	<u>Avec marteaux</u> <u>usés (%)</u>
0-10 mm	65	60
0-25 mm	90	85
0-50 mm	99,5	99
0-100 mm	100	100



Sous le concasseur, un extracteur n° 103 qui est, en fait, un transporteur à bande, recueille la matière et la déverse sur le transporteur n° 105. Celui-ci est muni d'un peseur n° 104 qui permet de mesurer le débit horaire ainsi que le tonnage total de calcaire. La matière est ensuite déposée sur le transporteur n° 106 qui achemine la matière de la carrière à la cimenterie.

Les caractéristiques de ce tapis sont :

- Longueur entre axe : 420 m
- Largeur : 800 mm
- Descente : 59,4m
- Montée : 21,3 m

Initialement, ce transporteur déversait la matière dans un silo de stockage d'une capacité de 18.000 T. utiles. Ce silo, se bourrant trop souvent, il a été supprimé et remplacé par un hall de stockage.

Le transport au hall de stockage se fait à l'aide d'un transporteur intermédiaire n° 106-2 qui recueille la matière du n° 106 et la déverse dans un transporteur d'épandage n° 106-3 qui se trouve dans la structure du toit du hall qui a les dimensions suivantes : 50 x 250 x h ( m x m x m)

A l'aide d'un charriot verseur n° 109, dont est muni le transporteur d'épandage, on répartit la matière en plusieurs tas.

Le calcaire contenant des poussières, on aura, à chaque point de transfert d'un transporteur à un autre, et dans les appareils où la matière est brassée, l'apparition de poussières

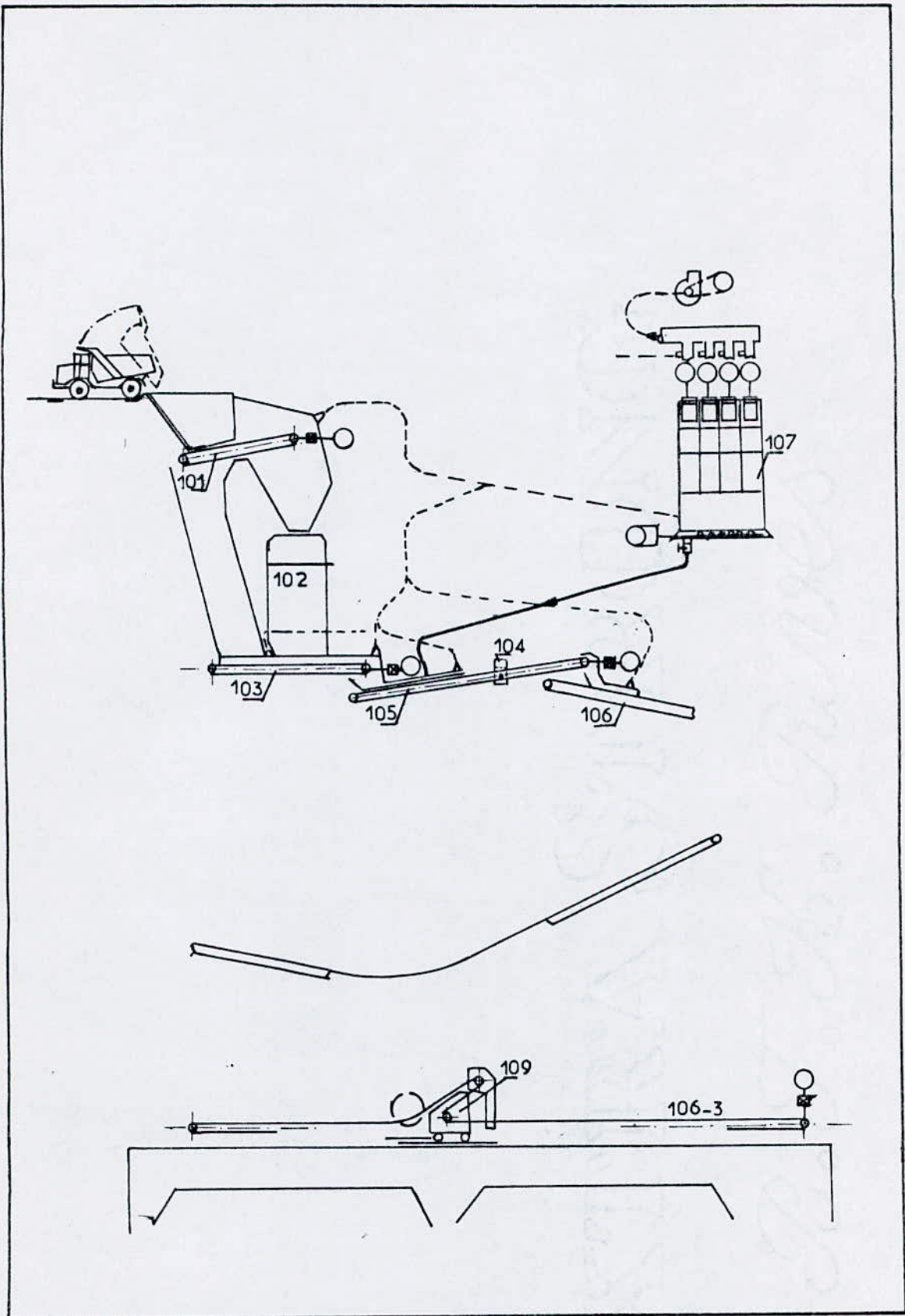


Fig. 2.1. : Concassage et manutention  
du calcaire

en suspension qui, par mesure d'économie, et pour éviter la pollution, doivent être récupérées. D'où la nécessité d'installer des dépoussiéreurs.

Un dépoussiéreur n° 107 dessert le concasseur ainsi que le point de transfert entre les transporteur 105 et 106. La poussière récupérée est déversée sur le transporteur n° 105 à l'aide d'une pompe à vis.

Un second dépoussiéreur n° 108 enlève la poussière du point de passage de la matière du transporteur intermédiaire 106-2 vers le transporteur d'épandage 106-3 ainsi qu'au niveau du charriot verseur n° 109 et la déverse sur le transporteur n° 301 de la division 3.

## II. 4. - CONCASSAGE DE L'ARGILE ET STOCKAGE DE L'ARGILE, DU SABLE ET DU FER (Fig. 2.2)

### II.4.1. - Données Générales

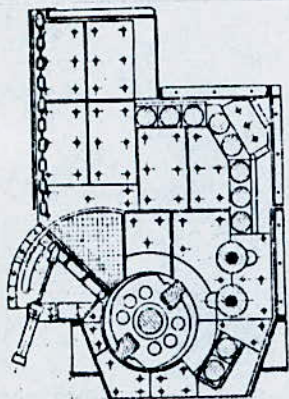
. Production requise	400.000 T/an
. Exploitation de la carrière d'argile	39 semaines
. Production par semaine	10.000 T/semaine
. Temps de travail	8 à 16 h/j. 5 J/semaine
. Alimentation normale moyenne	200 T/h.

### II.4.2. - Description

L'argile est transportée de la carrière vers l'unité de concassage à l'aide de camions à bennes basculantes de 32 T. qui la décharge dans une trémie en béton armé ayant une capacité de 50 m<sup>3</sup>.

Le même système est utilisé pour la réception du sable et du minerai de fer.

Au bas de la trémie, un alimentateur à tablier métallique n° 201 récupère la matière et alimente un concasseur à percussion n° 202 à simple rotor.



— Concasseur à percussion à grande chambre d'expansion.

Les dimensions à l'entrée et à la sortie du concasseur sont les suivantes :

. A l'alimentation : 0-350 mm avec 5 % de morceaux allant jusqu'à 500 mm dans une dimension.

. A la sortie du concasseur :

	Batteurs neufs	Batteurs usés
0-5 mm	65 %	55 %
5-25 mm	30 %	35 %
25-50 mm	5 %	10 %

Un volet n° 204 à commande électrique est installé dans la goulottè de décharge de l'alimentateur. Il permet de contourner le concasseur quand il n'est pas requis (pour le sable, par exemple).

Après passage dans le concasseur, la matière tombe sur un transporteur à courroies horizontal n° 203 qui l'achemine jusque sur le transporteur intermédiaire n° 205 qui permet de

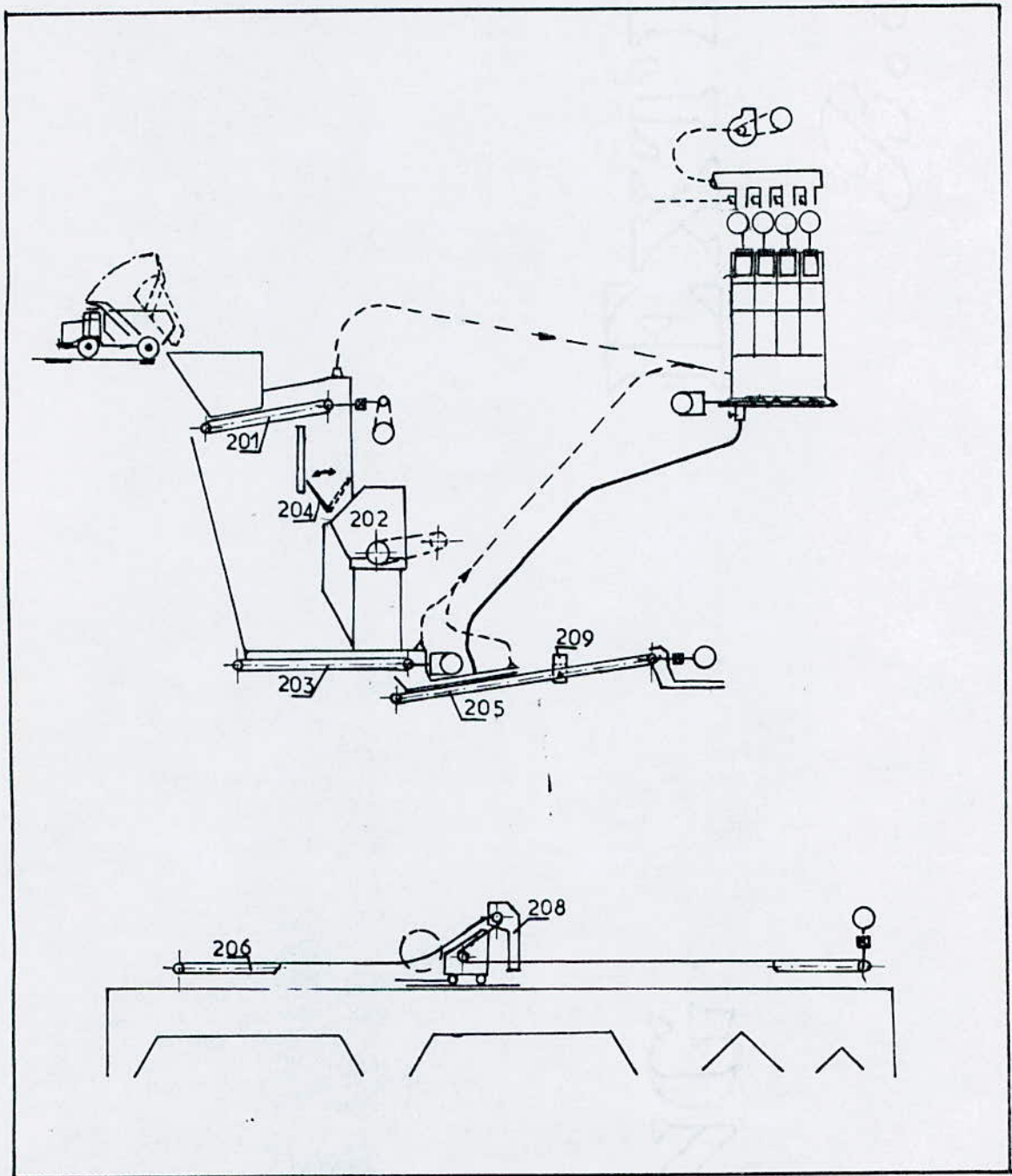


Fig. 2.2. : Réception et manutention de l'argile, du sable et du fer.

connaître le débit horaire ainsi que le tonnage total à l'aide d'un peseur n° 209.

Le transporteur n° 205 transporte la matière jusqu'au sommet du hall de stockage (ayant les mêmes dimensions que celui du stockage calcaire) où se trouve un transporteur d'épannage n° 206 muni d'un charriot verseur permettant de répartir la matière en plusieurs tas différents et ainsi de former les talus d'argile, de sable et de minerai de fer.

Une unité de dépoussiérage dessert cet atelier et récupère les poussières à tous les endroits où elles sont susceptibles de se former. Elles sont déchargées sur le transporteur n° 205.

Un opérateur contrôle l'ensemble de ces équipements à l'aide d'un panneau de commande.

## II. 5. - BROYAGE ET SECHAGE CRU (Fig. 2.3, 2.4 et 2.5)

### II.5.1. - Données générales

. Production	* Farine cru	32.331 T/semaine
	* Poussière du four	1.987 T/Semaine
	* Total	34.318 T/semaine
. Temps normal de travail		24 H/J.
		6 J./semaine
. Production nominale		
	* Farine cru	240 T/H
. Maximum d'humidité avant concassage		8 %
. Condition après broyage		12 à 14 % de refus sur tamis 90
		Température : 100°C
		Humidité inférieure à 0,5%

## II.5.2. - Description

Le calcaire est repris du hall 1 de stockage au moyen d'un gratteur récupérateur n° 301 pouvant se déplacer sur une longueur de 230 m qui déverse la matière sur un transporteur à bande n° 302. Celui-ci alimente un autre transporteur n° 303 qui lui-même dépose la matière sur le transporteur n° 304.

La matière est ensuite déposée dans une trémie d'une capacité de 440 T. L'argile, le sable et le minerai de fer sont extraits du hall 2 à l'aide de 2 gratteurs de récupération 1 et 2 (n° 305 et 306) de type semi-portique. Ils peuvent se déplacer sur une distance de 230 m, ce qui leur permet d'attaquer n'importe quel tas.

Un système de 6 transporteurs est utilisé pour la manutention des 3 matériaux mentionnés vers les trémies de l'atelier de broyage. La capacité nominale des transporteurs est de 200 t/h et les données principales sont :

N°	Désignation	Longueur
307	Transporteur - gratteur 1	257,0 m
308	Transporteur - gratteur 2	255,5 m
309	Transporteur - raccordement	24 m
310	Transporteur - ajouts	50,4 m
312	Transporteur trémies	84,0 m
313	Transporteur réversible	5,7 m

La répartition des trois matériaux mentionnés dans leurs trémies respectives, se fait à l'aide d'un volet d'aiguillage actionné manuellement.

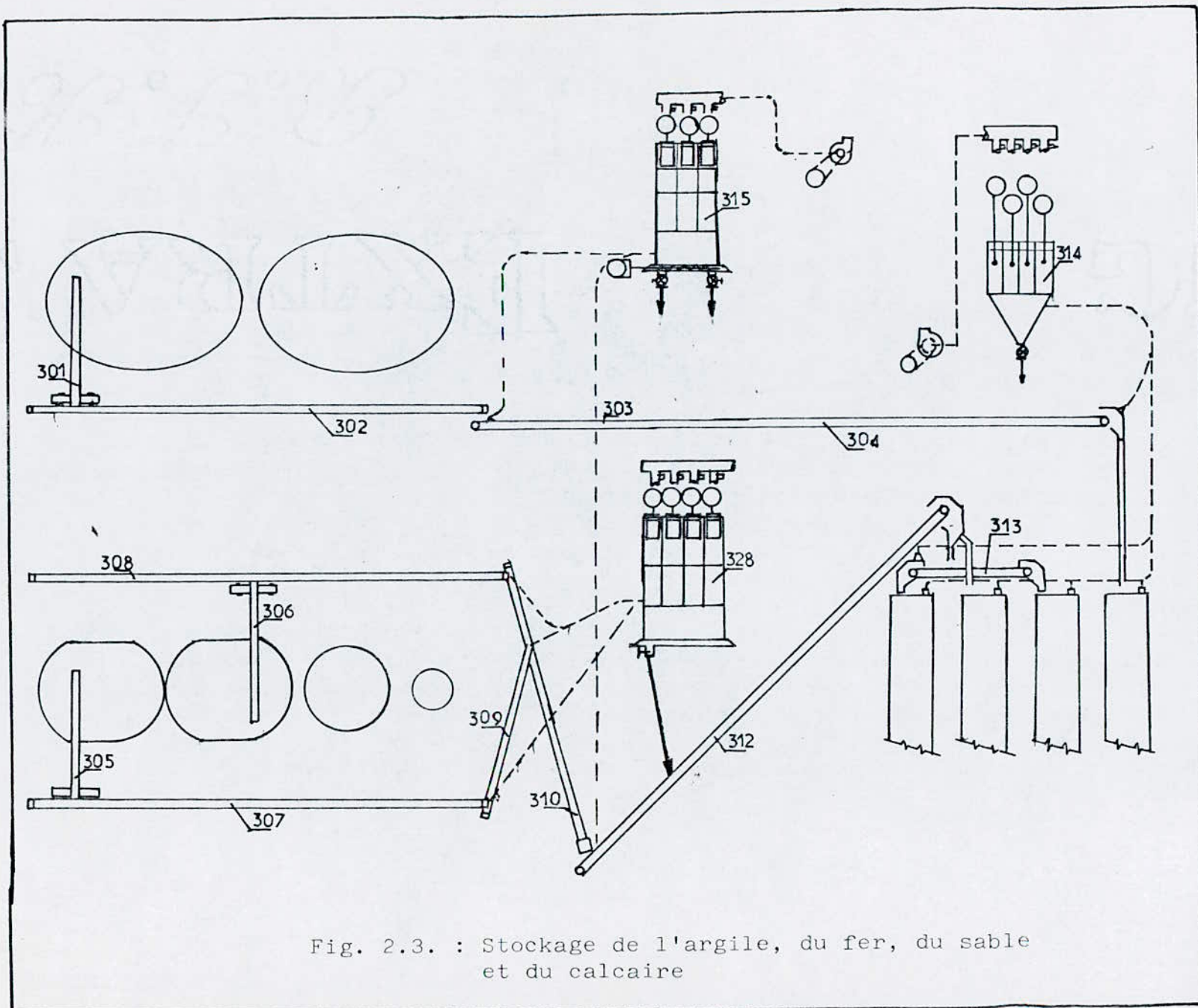


Fig. 2.3. : Stockage de l'argile, du fer, du sable et du calcaire



Les matières sont ensuite extraites des trémies par 4 balances-doseuses désignées et numérotées comme suit :

N°	Désignation
316	Doseur fer
317-01	Doseur argile
318	Doseur sable
319	Doseur calcaire

Remarque / Le doseur argile est pourvu d'un extracteur-argile n° 317-02 à tablier métallique qui a pour but de prévenir la possibilité de blocage du fond de la trémie par l'argile humide..

Le débit des 4 balances-doseuses est rassemblé sur le transporteur sous-doseur n° 320 qui décharge la matière sur le transporteur concasseur n° 321 qui, à son tour, alimente le concasseur n° 322.

La matière est concassée et, en même temps, séchée par un flux d'air chaud venant du foyer auxiliaire n° 323. Elle est récupérée par le transporteur de sortie concasseur n° 339 qui décharge la matière dans l'élévateur broyeur n° 324 qui alimente le broyeur n° 330.

La matière traverse le broyeur où elle est broyée et en même temps séchée par un flux d'air chaud venant du foyer auxiliaire. Elle est ensuite envoyée par l'intermédiaire d'aéroglossière et d'élévateur n° 332 et 333 dans un séparateur qui, comme son nom l'indique, sépare la matière finie du produit non encore broyé convenablement appelé refus, la matière est aussi

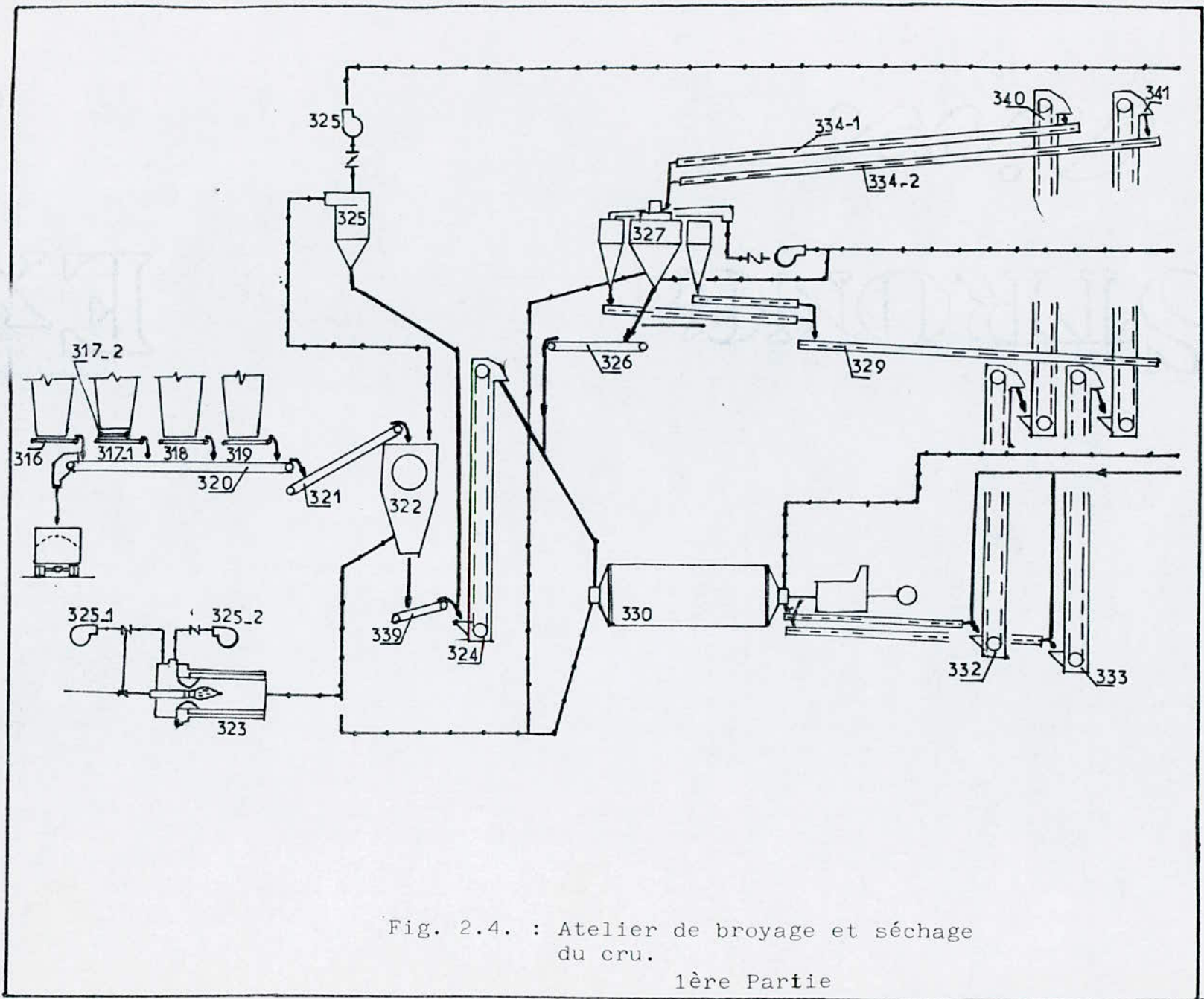


Fig. 2.4. : Atelier de broyage et séchage du cru.

1ère Partie

32./

séchée par un flux d'air chaud venant du foyer auxiliaire. Les refus sont renvoyés dans le broyeur par l'intermédiaire du transporteur de rejet n° 326 et le produit fini est transporté par l'intermédiaire des aéroglissières sortie séparateur n° 327 vers le mélangeur n° 360 d'où il est admis par gravité dans un échantillonneur n° 361 puis dans les pompes pneumatiques 370 et 373 qui l'acheminent vers la division 4. L'air comprimé de ces pompes est fourni par 4 compresseurs n° 371, 372, 374 et 375.

Le septième jour de la semaine, jour d'arrêt de l'atelier, les poussières récupérées au niveau de l'électrofiltre n° 516 sont déposées à l'aide de la pompe à vis n° 354 dans la trémie poussière n° 362 ou trémie 7ème jour où elles sont emmagasinées. Elles sont ensuite récupérées par la pompe à vis n° 364 transportées par l'élévateur n° 363 et déversées par l'intermédiaire de la pompe à vis n° 355 dans une trémie tampon 358 d'où elles s'écoulent par gravité dans le mélangeur n° 360 et rejoignent ainsi le circuit normal.

Les gaz traversant le concasseur étant chargés de poussières, ils passent à travers un tétracyclone n° 325 qui récupère les poussières et les retourne au pied de l'élévateur n° 324.

De même les gaz du broyeur passent à travers le tétracyclone n° 345 où ils sont dépoussiérés et les poussières sont retournés aux pieds des élévateurs n° 332 et 333.

Les gaz sortants de ces deux tétracyclones sont refoulés dans la tour de conditionnement n° 519 à l'aide des ventilateurs n° 325 et 345.

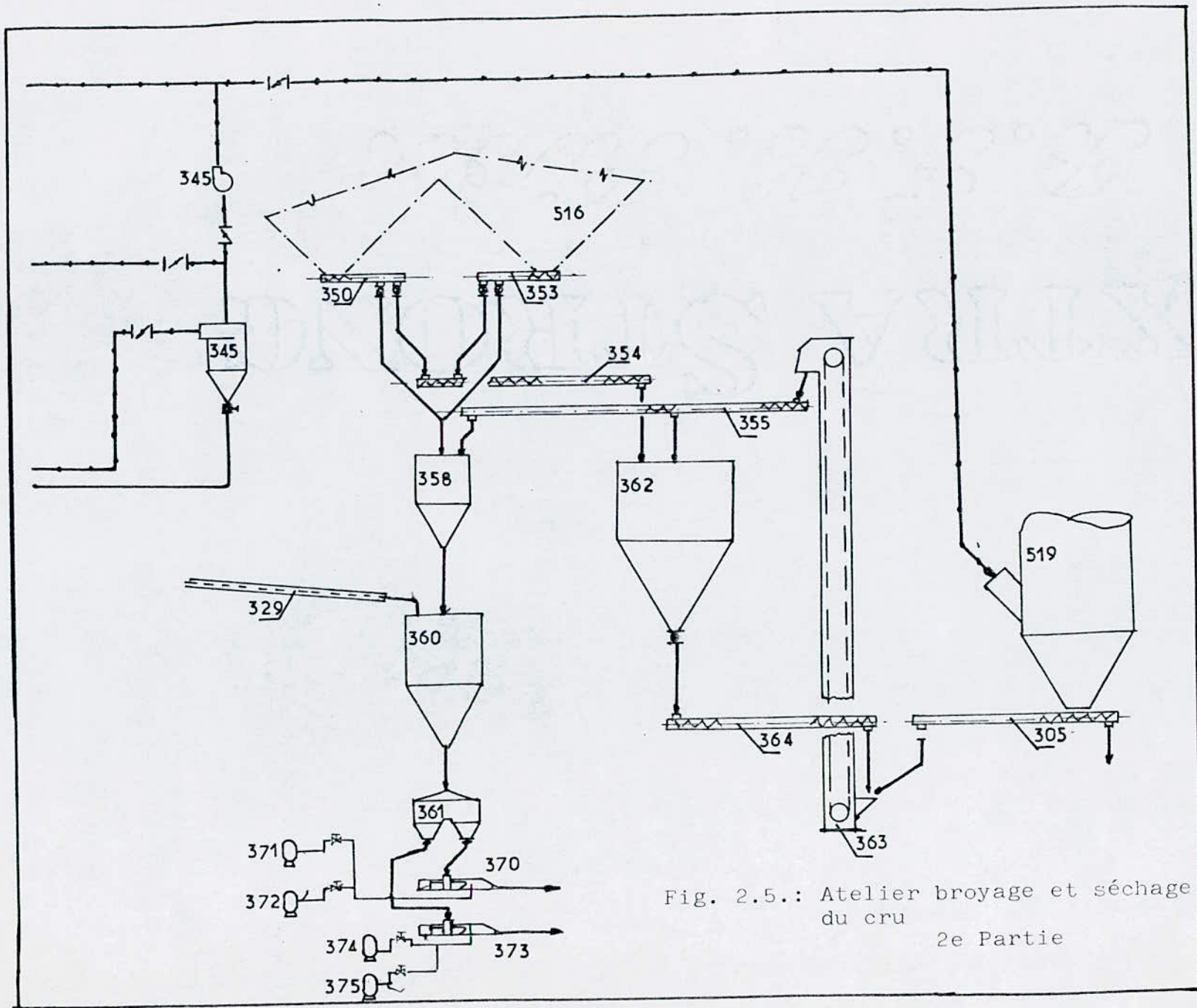


Fig. 2.5.: Atelier broyage et séchage du cru  
2e Partie

## II. 6. - HOMOGENEISATION DU CRU (Fig. 2.6)

## II.6.1. - Données générales

- Caractéristiques générales entrant dans l'homogénéisation :  
Les mêmes que celles de la sortie du broyage cru.
- Capacités des silos
  - . 2 silos d'homogénéisation de 2.500 T. chacun
  - . Capacité utile en matière aérée : 2.650 m<sup>3</sup>
  - . Stockage : 2 silos de 5.000 T.
- Teneur en poussières de l'air
  - . Teneur maximum en poussières de l'air à la sortie du dépeussièrege : 50 mg/Nm<sup>3</sup>

## II.6.2. - Description

L'atelier homogénéisation est constitué principalement de ce qui suit :

1. Les équipements des deux silos d'homogénéisation
2. Les équipements des deux silos de stockage
3. Les équipements de transports et de manutention
4. Les équipements de dépeussièrege.

La matière finie est acheminée par les pompes pneumatiques Fuller de l'atelier 3, est déversée par le sommet dans les silos d'homogénéisation où elle est brassée à l'aide de soufflage d'air sous pression par la base des silos d'homogénéisation.

Chaque silo d'homogénéisation est équipé d'une double sortie latérale inférieure pour le soutirage d'un débit total

de 150 à 280 T/H et d'une sortie verticale au travers de la dalle du fond du silo permettant le transfert vers l'autre silo d'homogénéisation ou vers l'un ou l'autre des silos de stockage. Les dimensions des silos d'homogénéisation sont :

- . Diamètre intérieur 14,480 m
- . Hauteur intérieure libre  
entre dalle du fond et  
toiture 21 m

Quant aux silos de stockage, ils sont eux aussi équipés d'une double sortie latérale inférieure pour le soutirage au débit total de 150 à 280 t/h, ainsi que d'une sortie au centre de la dalle de fond pour la recirculation vers les autres silos.

Les dimensions des silos de stockage sont :

- . Diamètre intérieur : 14,480 m
- . Hauteur intérieure libre  
entre dalle de fond et  
toiture 34 m

Le dispositif de brassage utilisé dans l'atelier d'homogénéisation est celui dit par "cadran" qui fonctionne suivant le principe suivant :

- 2 types d'air sont soufflés au travers de parois poreuses placées au fond du silo d'homogénéisation qui est divisé en 4 cadrans. Au travers de 3 d'entre eux on souffle un air dit "inactif" (basse pression) fourni par un compresseur et qui a pour rôle de maintenir la matière en état de fluidisation. Au travers du dernier cadran est soufflé l'air dit "actif" (haute pression) à l'aide de 2 autres compresseurs, qui brasse la matière.

Par le jeu de l'alternance des cadrans réglés par minuterie, la farine est soumise à un mouvement vertical doublé d'un mouvement de rotation. Le débit d'air total à fournir au silo à homogénéiser est d'environ 6.000 m<sup>3</sup>/h à 1 - 1,5 - 2 et 2,5 bars.

Un surpresseur de débit de 4700 m<sup>3</sup>/h à 0,25 bar est utilisé pour la fluidisation et la vidange de la farine.

Lorsque la farine est homogénéisée, elle est soutirée par les sorties latérales à l'aide d'aéroglossière dans les trémies.

Un certain nombre d'aéroglossière, d'élévateurs et de conduites permettent tous les transferts de matière d'un silo aux trois autres. Cette particularité permet deux types de marche :

- La marche continue : Le produit alimente une première cuve qui surverse une deuxième, laquelle est généralement soutirée par le fond pour alimenter le four directement ou par l'intermédiaire d'un silo de stockage.
- L'homogénéisation discontinue, quant à elle, consiste à utiliser les deux cuves mais alternativement, l'une alimentant le four, tandis que l'autre est en remplissage puis en homogénéisation.

A la cimenterie de Meftah, on utilise, en général, le second type de marche.

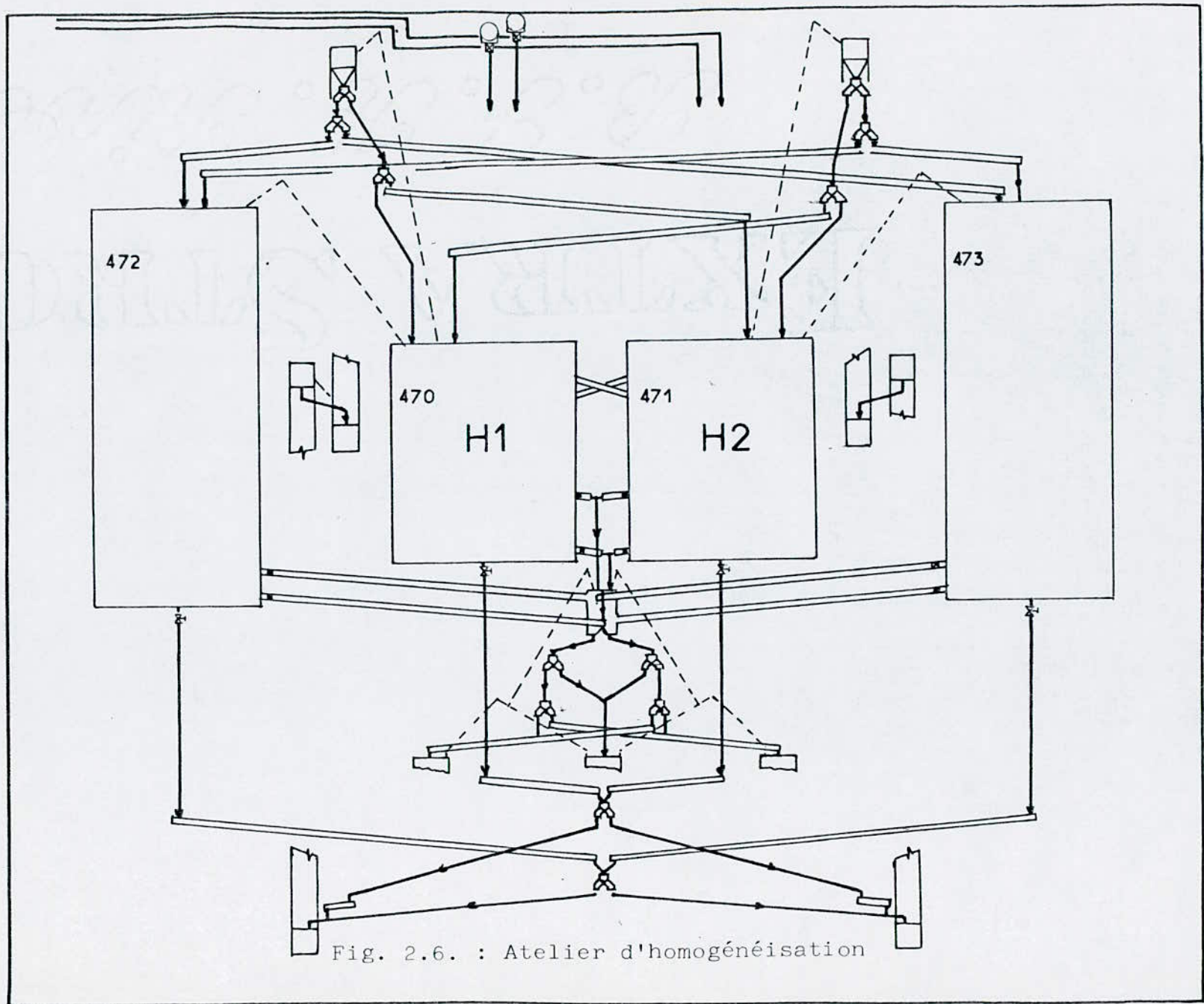


Fig. 2.6. : Atelier d'homogénéisation



II.7. - PRODUCTION CLINCKER : FOUR ET REFROIDISSEUR (Fig. 2.7, 2.8, 2.9, 2.10, 2.11)

Après l'homogénéisation, la farine, ayant la finesse et la composition chimique requise, est déversée dans les trémies à niveau constant n° 474, 475 et 476 situées dans l'atelier d'homogénéisation.

Elle est ensuite transportée vers le préchauffeur du four par voie pneumatique à l'aide de pompes Fuller n° 501, 504 et 507. En opération normale, deux pompes sur trois sont en service, la troisième étant mise en réserve. Le soutirage d'une trémie à niveau constant s'effectue au moyen de "registre sortie trémie" n° 511, 512 et 513.

L'alimentation des deux tours du préchauffeur nécessitant la combinaison de deux pompes Fuller sur trois, on réalise cette combinaison à l'aide de deux vannes motorisées 509 et 510.

L'air de transport nécessaire aux pompes pneumatiques est fourni par un ensemble de 5 compresseurs n° 502, 503, 504, 505, 506 et 508 combinés deux à deux (on a besoin de 2 compresseurs par pompe).

La tour de préchauffage fonctionnant en échangeur de chaleur, les gaz chauds aspirés vers le sommet de la tour et la matière introduite par le sommet de la tour et progressant vers le bas, se croisent et échangent ainsi leurs calories.

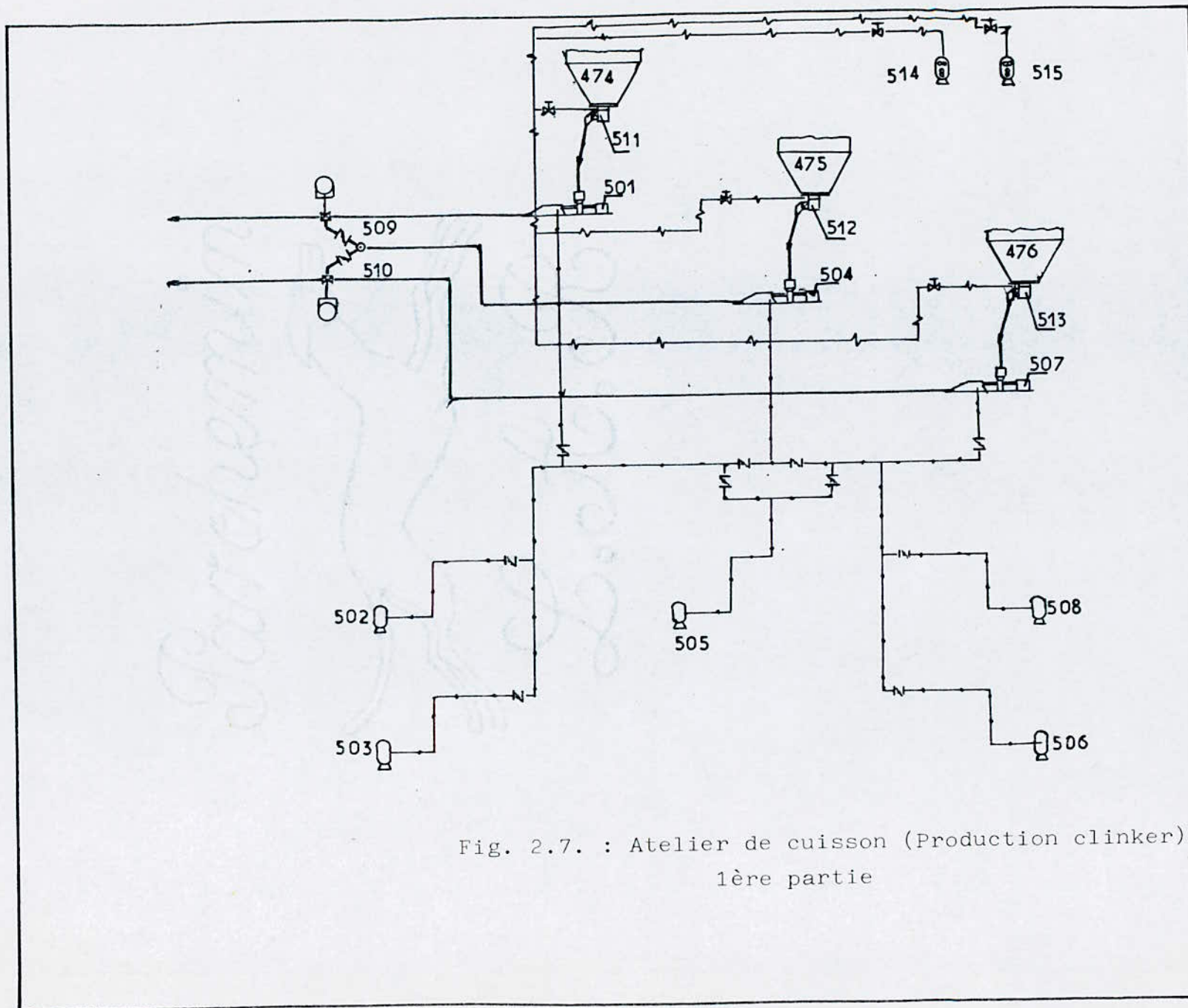


Fig. 2.7. : Atelier de cuisson (Production clinker)  
1ère partie

Les échangeurs sont constitués de cyclones répartis sur 4 étages permettant l'échange de chaleur tout en empêchant la matière d'être emportée avec le gaz.

La tour de préchauffage est constituée de 2 colonnes symétriques où les cyclones sont repérés comme suit :

Repères	Colonne Sud	Colonne Nord
Etage 1	525-1 et 526-1	525-2 et 526-2
" 2	527-1	527-2
" 3	528-1	528-2
" 4	529-1	529-2

Les dimensions principales de la tour sont les suivantes :

- Hauteur de l'axe du four au plancher supérieur : 42,6 m
- Diamètres des cyclones : . Etage 1 : 3,425 m
- . Etage 2 : 5,8 m

La circulation de la matière et des gaz dans la tour de préchauffage se fait selon un schéma compliqué qui est donné dans la figure 2.8.

Deux prises d'air frais sont prévues au sommet des 2 colonnes pour la mise en communication de la tour avec l'atmosphère lors de la mise en route du four et pour les cas d'urgence nécessitant un appel d'air froid.

Le tirage des gaz à travers la tour est assuré par deux ventilateurs de fumée n° 517 et 518 ayant les caractéristiques suivantes :

- Débit unitaire : 72 m<sup>3</sup>/s
- Pression statique au refoulement : 600 mmCE
- Pression totale réalisée : 650 mmCE
- Vitesse de rotation nominale : 695 Tr/mn
- Puissance du moteur : 740 Kw

Les gaz aspirés ont les caractéristiques suivantes :

- Températures de fonctionnement : 350° C
- Températures maximums : 400° C
- Teneur en poussières : 60 g/Nm<sup>3</sup>
- Composition moyenne des gaz :
 

O <sub>2</sub> : 4 %	SO <sub>2</sub> , SO <sub>3</sub> : 0,5%
N <sub>2</sub> : 60 %	CO <sub>2</sub> : 25 %
CO : 0,5 %	H <sub>2</sub> O : 10 %

A la suite des ventilateurs de fumées, les gaz de cuisson sont refoulés dans l'atmosphère non sans subir au passage deux opérations de traitement nécessaire :

- Un abaissement de température dans la tour de conditionnement n° 519.
- Un dépeussièreage dans l'électrofistre n° 516.

Le refroidissement des gaz dans la tour de conditionnement n° 519 est rendue nécessaire par la température élevée (350° C) en sortie de l'échangeur et des exigences de fonctionnement du filtre électrostatique.

Le refroidissement est produit par une installation d'injection d'eau qui assure en même temps l'humidification indispensable des gaz.

Les caractéristiques de la tour sont les suivantes :

- Diamètre : 7,5 m
- Hauteur : 37 m
- Débits des gaz :
  - . Effectifs : 480.000 m<sup>3</sup>/h
  - . Normaux : 210.000 Nm<sup>3</sup>/h
- Températures
  - . Entrée : 350° C
  - . Sortie : 150° C
- Vitesse des gaz dans la tour : 2,5 m/s
- Débit d'eau injectée : 24 m<sup>3</sup>/h
- Pression de pulvérisation : 40 b.

Les gaz provenant du concasseur et du broyeur de l'atelier cru sont ainsi aspirés à travers la base de la tour et de l'électrofiltre.

Après la tour, les gaz passent par l'électrofiltre dont les caractéristiques sont les suivantes :

- . Débit de gaz : 320.000 Nm<sup>3</sup>/h
- . Température des gaz : 110 ° C
- . Teneur en eau : 110 g/m<sup>3</sup>
- . Point de rosée mini : 55 ° C
- . Teneur en poussière à l'entrée : 60 g/m<sup>3</sup> effectif
- à la sortie : 50 mg/Nm<sup>3</sup>

Les gaz sont ensuite entraînés vers l'extérieur par le ventilateur 516-1.

La matière descendant dans la tour de préchauffage entre dans la chambre de fumée n° 530 puis dans la virole du four qui a les caractéristiques suivantes :

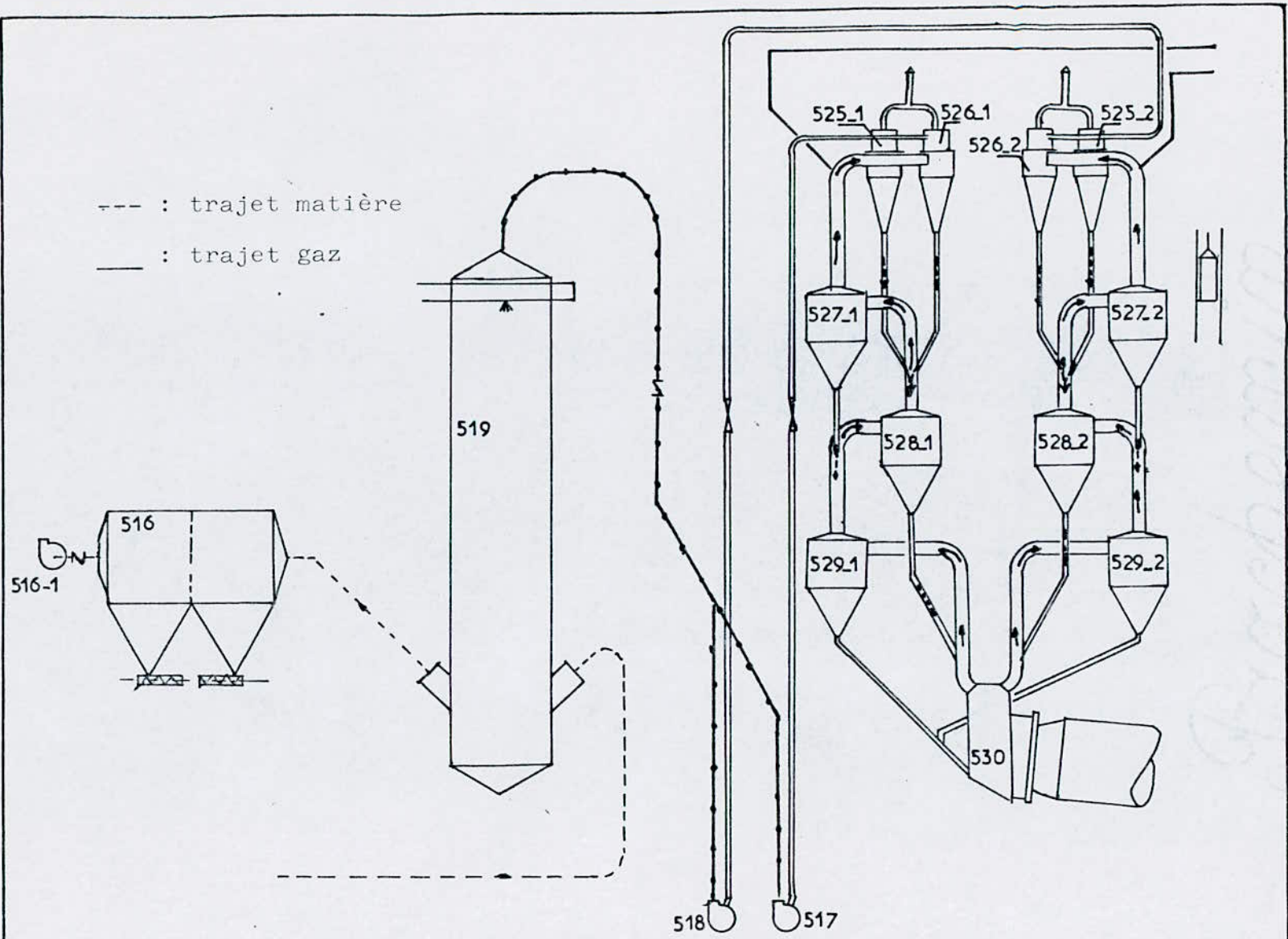


Fig. 2.8. : Atelier de cuisson (Production clinker)  
 2e Partie

(Tour de préchauffage, de conditionnement et électrofiltre)

- Pente de l'axe de la virole : 3 %
- Vitesse de rotation : 0,63 à 1,9 Tr/mn
- Diamètre extérieur de la virole : 5,6 m
- Epaisseur de la virole
  - . Zone de cuisson : 38 mm
  - . Zone de décarbonatation : 32 mm
- Longueur : 84 m

La virole repose sur trois appuis par l'intermédiaire de roulement type monobloc et un dispositif de butée hydraulique n° 546 répartissant la poussée axiale du four sur les appuis 2 et 3.

La chaleur nécessaire à la cuisson est fournie par une flamme développée en bout de four par une tuyère alimentée au gaz naturel.

La matière cuite se déverse au bout du four dans un refroidisseur où 6 ventilateurs n° 561, 562, 563, 564, 565 et 566 soufflent de l'air frais afin de faire subir dans un premier temps une trempe, puis un refroidissement du clinker jusqu'à une température proche de l'ambiance. L'air chargé des calories du clinker contribue à la chauffe du four.

Dans le refroidisseur, le clinker chemine au-dessus de 3 grilles en mouvement de va-et-vient et percées d'orifices afin de permettre le passage de l'air frais soufflé par la batterie de ventilateur.

L'air soufflé se divise en deux flots :

- Air secondaire utilisé pour la chauffe du four
- Air d'exhaure qui est dépoussiéré dans un flitre à manche puis rejeté dans le milieu extérieur.

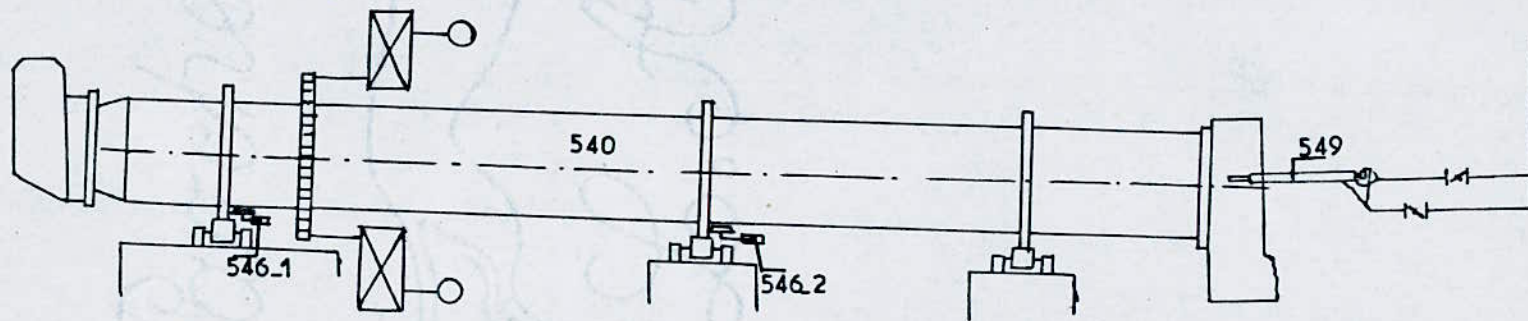


Fig. 2.9. : Atelier de cuisson ( Production clinker)  
3ème partie  
(Four)



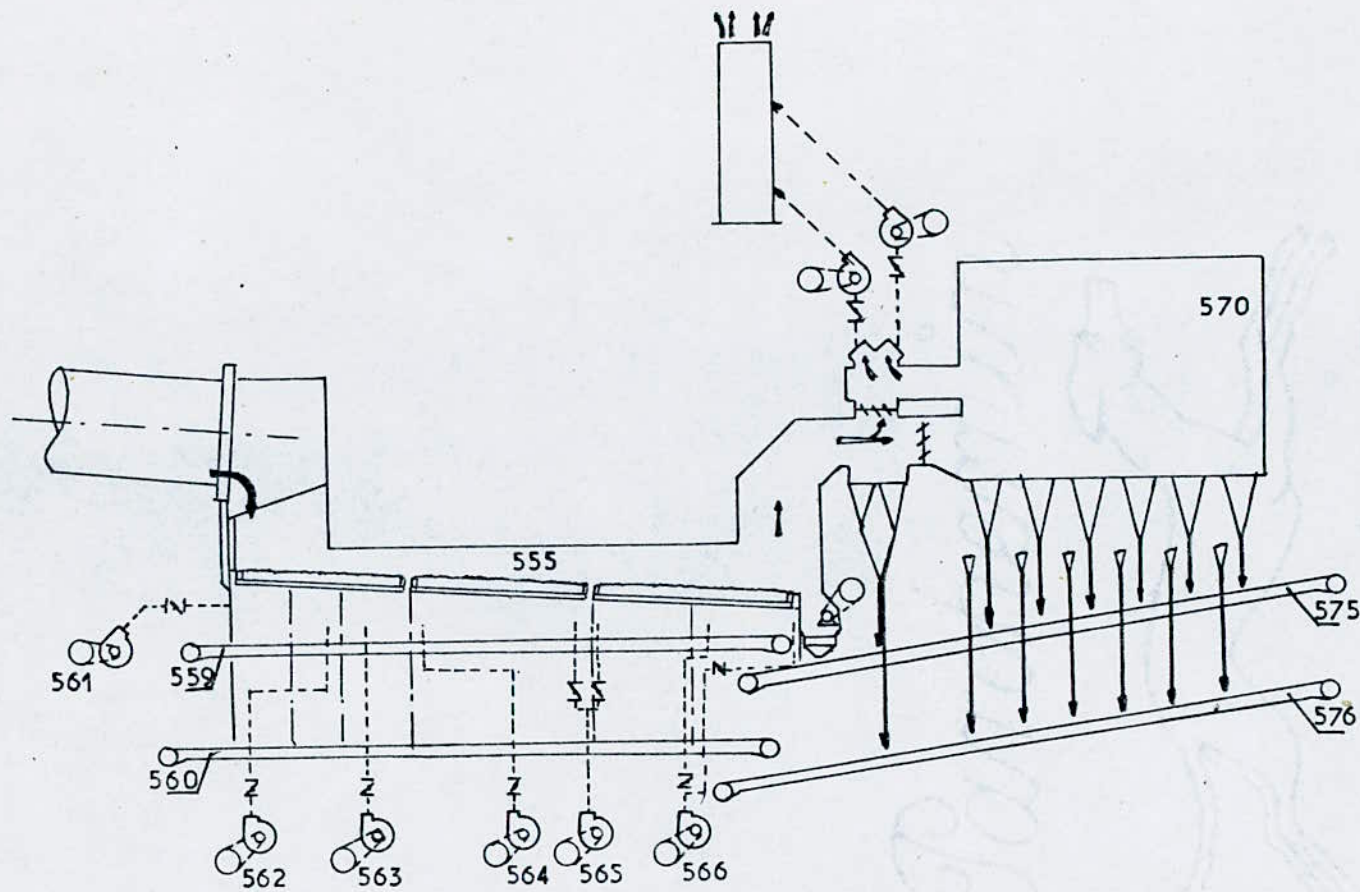


Fig. 2.10. : Atelier de cuisson (Production clinker)  
 4e Partie  
 ( Refroidisseur )

Les grilles du refroidisseur étant percées, on a une certaine quantité de clinker qui passe au travers. celle-ci est récupérée par deux chaînes trainantes n° 559 et 560 qui déversent la matière recueillie dans un concasseur à marteaux n° 569. Le clinker n'ayant pas traversé les grilles du refroidisseur passe lui aussi dans le concasseur.

Le clinker concassé est transporté par deux autres chaînes trainantes n° 575 et 576 dans lesquelles sont déversées les poussières recueillies par le filtre à manche.

Au bout de ces deux chaînes trainantes, le clinker peut-être orienté dans deux directions :

- En marche normale : Le clinker est repris par un élévateur n° 591 puis déversé sur un transporteur d'épandage n° 582 muni d'un chariot verseur n° 583 pouvant alimenter n'importe lequel des silos de stockage clinker.
- En opération exceptionnelle, causée par exemple par un dépassement des capacités de stockage disponible du clinker, ou par une panne d'élévateur ou encore par une panne du transporteur d'épandage ou par le passage d'un clinker douteux. à mettre de côté, le clinker peut alors être dévié vers la chaîne trainante d'urgence n° 580 pour la confection d'un tas de clinker à l'air libre. Un transporteur n° 581 de reprise est prévu pour remettre ce clinker en circuit.

Les silos clinker sont au nombre de cinq (5) dont les capacités et les effectations sont les suivantes :

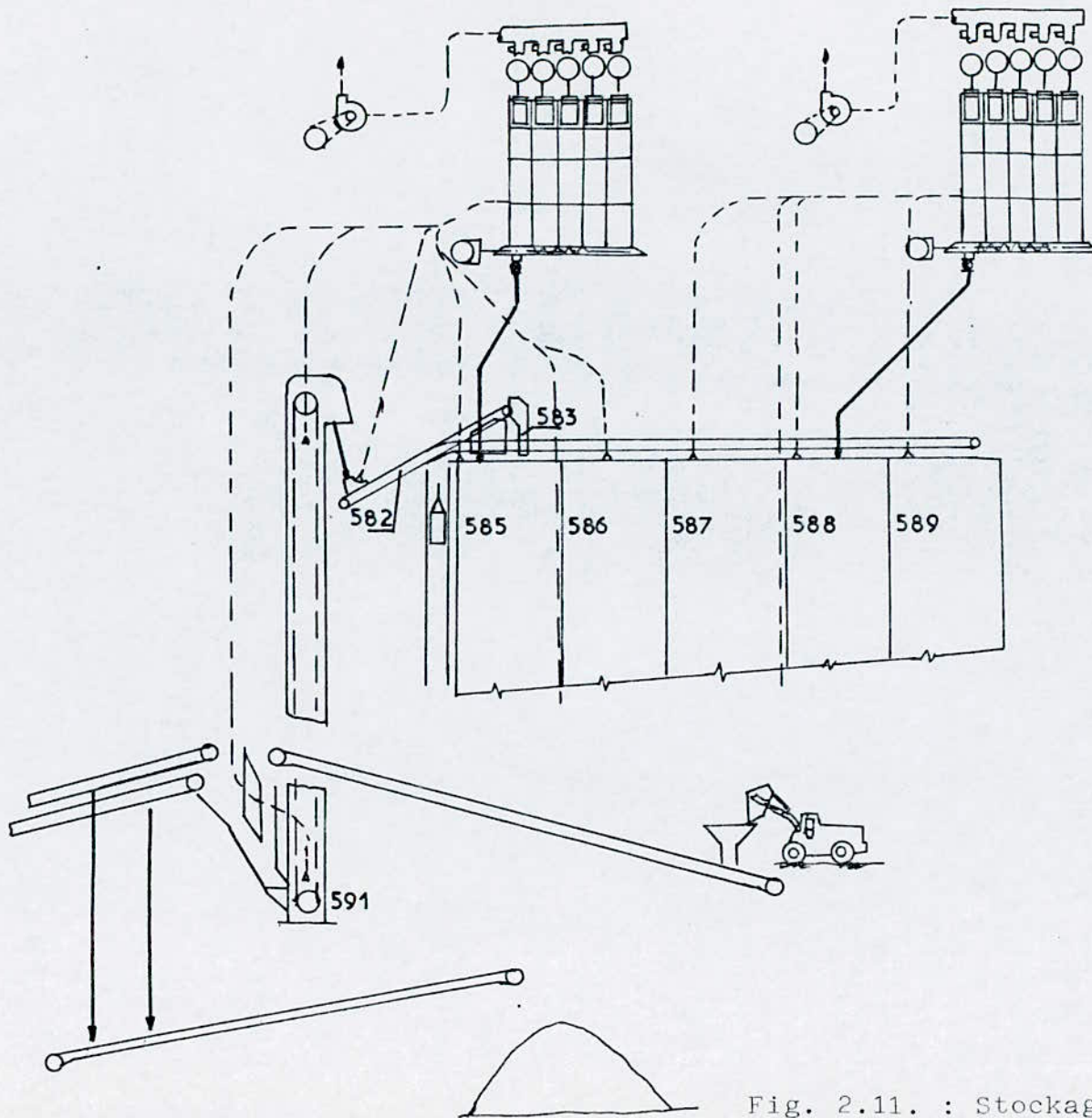


Fig. 2.11. : Stockage clinker

Silos clinker	Capacité (T.)	Affectation
585	15.000	) ) ) ) Clinkers pour ciments CPA 325
586	15.000	
587	15.000	
588	15.000	
589	600	Clinkers pour ciments spéciaux.

## II. 8. - RECEPTION, MANUTENTION ET STOCKAGE DU GYPSE (Fig. 2.12)

### II.8.1. Données générales

Débit requis : 1.100 T/semaine  
 Débit de l'installation : 100 T/h  
 Temps normal de travail : 1 équipe de 8h selon  
 les besoins  
 Granulométrie : 0 - 25 mm.

### II.8.2. Description

La réception du gypse se fait soit par voie ferrée soit par camion. A cette fin, une trémie d'une capacité d'environ 30 m<sup>3</sup> est prévue et arrangée de manière à permettre le déchargement des camions de 32 t. et des wagons de chemin de fer.

Un alimentateur vibrant à commande électromagnétique n° 601 avec tablier incliné à 10 degrés, décharge le gypse de la trémie sur un transporteur n° 603 à raison de 100 T/H.

Ce transporteur monte avec une pente de 26 % et est muni d'un peseur n° 602 qui permet de connaître le débit horaire ainsi que le tonnage total.

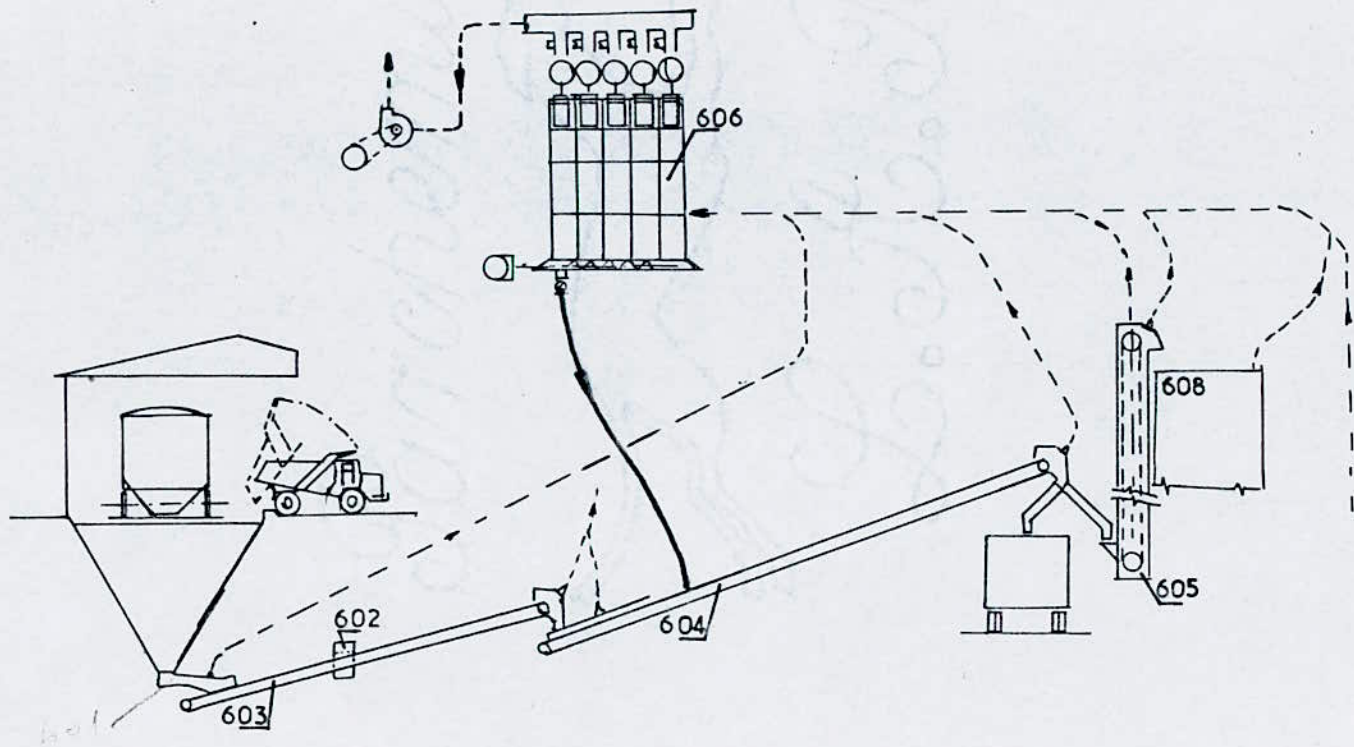


Fig. 2.12. : Réception, manutention, et stockage du gypse

La matière est ensuite transférée sur un autre transporteur n° 604 ayant une pente de 30 % et ayant à son extrémité un volet commandé par servomoteur permettant de décharger le gypse dans des camions ou dans un élévateur n° 605.

Cet élévateur ayant une hauteur utile de 32,5 m décharge la matière dans le silo à gypse décrit en division 5.

Comme dans tous les ateliers, une unité de dépoussiérage n° 606 assure la récupération des poussières qui se sont formées lors des passages d'un transporteur à un autre. C'est un filtre à manche ayant une capacité de 4,5 m<sup>3</sup>/s qui décharge la poussière sur le transporteur n° 604.

## II. 9. - BROYAGE ET STOCKAGE DU CIMENT (Fig. 2.14 et 2.15)

### II.9.1. - Introduction

La dernière phase de fabrication du ciment se fait dans cet atelier. Il comprend les installations suivantes :

1. Reprise du clinker et du gypse de leurs silos et leur manutention vers les trémies de l'atelier broyage ciment.

La Division 9 étant constituée de deux chaînes de broyage identique, nous nous contenterons d'en décrire une. Chaque atelier de broyage comprend :

2. Les alimentateurs - doseurs.
3. Le broyeur avec les éléments auxiliaires fonctionnant en circuit fermé.
4. La récupération des poussières de l'air de ventilation.
5. Le stockage du ciment dans les silos

## II.9.2. - Description de l'installation

Le clinker et le gypse sont repris sous les silos au moyen d'extracteurs vibrants au nombre de 4 par silo de clinker normal, de deux pour le silo de clinker spécial et enfin 1 pour le silo de gypse.

Les extracteurs vibrants n° 701, 702, 703, 704, 705 et 706 déversent le clinker ou le gypse sur le transporteur extracteur n° 707 qui se déverse sur le transporteur-élévateur n° 710 muni d'un peseur n° 709 qui permet de connaître le débit horaire de matière ainsi que le débit total.

L'élévateur n° 711 recueillant la matière du transporteur 710 achemine la matière jusqu'au sommet des trémies où un volet à commande électrique permet de répartir le clinker et le gypse dans leur trémie respective du broyeur ciment n° 1 ou encore sur un tapis réversible n° 712, lui-même muni à son extrémité d'un volet à commande électrique qui permet de déverser le clinker ou le gypse dans leurs trémies respectives du broyeur ciment n° 2.

Les trémies des broyeurs 1 et 2 ont les capacités suivantes :

	Broyeur 1	Broyeur 2
Trémie clinker	630 T.	572 T.
Trémie Gypse	408 T.	350 T.

A partir des trémies, les circuits de chaque broyeur sont distincts et les opérations suivantes ont lieu dans les deux chaînes de broyage.

./.

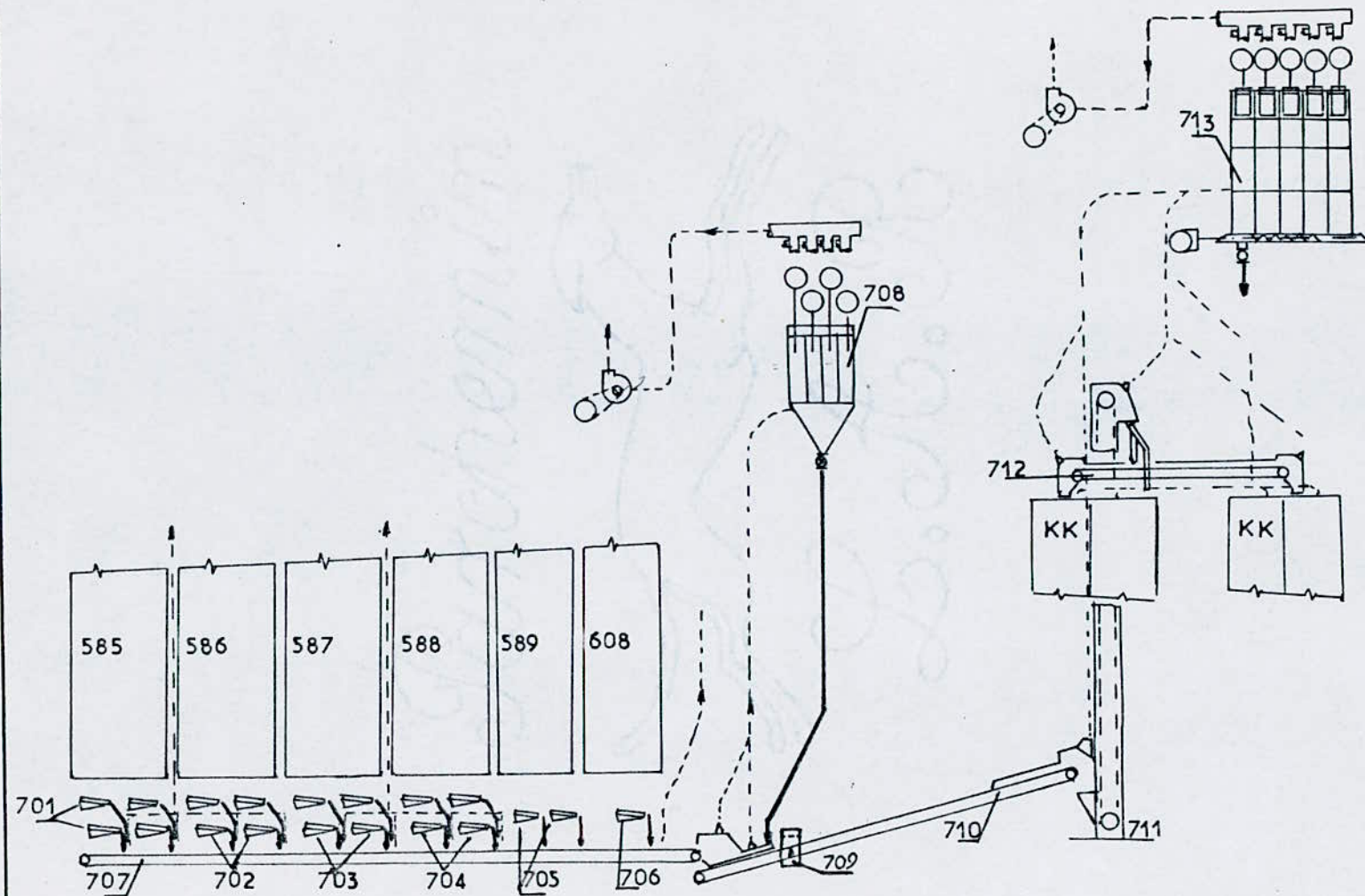


Fig. 2.13. : Broyage et stockage ciment  
 1ère Partie  
 (Reprise des silos)



Le clinker et le gypse sont extraits des trémies au moyen de deux balances-doseuses SCHENCK n° 715 et 716 avec réglage automatique de débit présentant les spécifications suivantes :

<u>N°</u>	<u>Désignation</u>	<u>Débit (T/H)</u>
715	Doseur clinker	20 à 200
716	Doseur gypse	1 à 10

Les débits des deux balances doseuses s'ajoutent ensuite sur le transporteur sous-doseur n° 717. Ce transporteur est réversible pour permettre une dérivation dans des camions afin de vérifier l'étalonnage des doseurs. En opération normale le gypse et le clinker entrent dans le broyeur.

Le broyeur est du type "à boulets", il présente les caractéristiques suivantes :

a/ - Débit	90 T/H de ciment
b/ - Virole :	
. Diamètre intérieur	4.200 mm
. Longueur	13.500 mm
. Vitesse	15, 2 Tr/mn

La matière sortant du broyeur est transportée par l'aéroglossière sortie broyeur n° 722 vers l'élévateur sortie broyeur n° 726 de débit nominal de 500 t/h et de 30,5 m d'entre-axe. Une aéroglossière sortie élévateur n° 723 transporte la matière de l'élévateur au séparateur à air qui est constitué de ce qui suit :

- Un distributeur centrifuge qui envoie la matière dans un flux d'air
- 8 cyclones où des particules fines contenues dans l'air sont récupérées et déchargées à travers des volets à contre-poids
- Le séparateur proprement dit où les particules insuffisamment

broyées descendent vers le bas et elles sont déchargées à travers un volet à double contre-poids pour le retour au broyeur.

- Un ventilateur de circulation de 2.900 m<sup>3</sup>/mn de débit à 120° C et 300 mmCE

La matière sortant du bas du séparateur est acheminée à l'aide du transporteur à courroie n° 718 vers l'entrée du broyeur. Ce transporteur étant muni d'un peseur n° 719 permet de mesurer la matière finie du bas des cyclones, la dépose dans une autre aéroglossière n° 724 qui, elle-même alimente "l'élévateur stockage ciment" n° 730.

La matière est ensuite récupérée de l'élévateur par un ensemble d'aéroglossières situé au-dessus d'une batterie de huit silos identiques. L'un de ces silos assigné au stockage des ciments spéciaux est divisé en trois compartiments, ce qui donne pour les huit silos, dix volumes de stockage. Ils ont, respectivement, les capacités suivantes :

<u>Silo</u>	<u>Capacité (T.)</u>	<u>Affectation</u>
741	5.000	CPA 325
742	5.000	
743	5.000	
744	5.000	
745	5.000	
746	5.000	
747	2.000	Ciments spéciaux
748	2.000	
749	2.000	
750	500	

./.

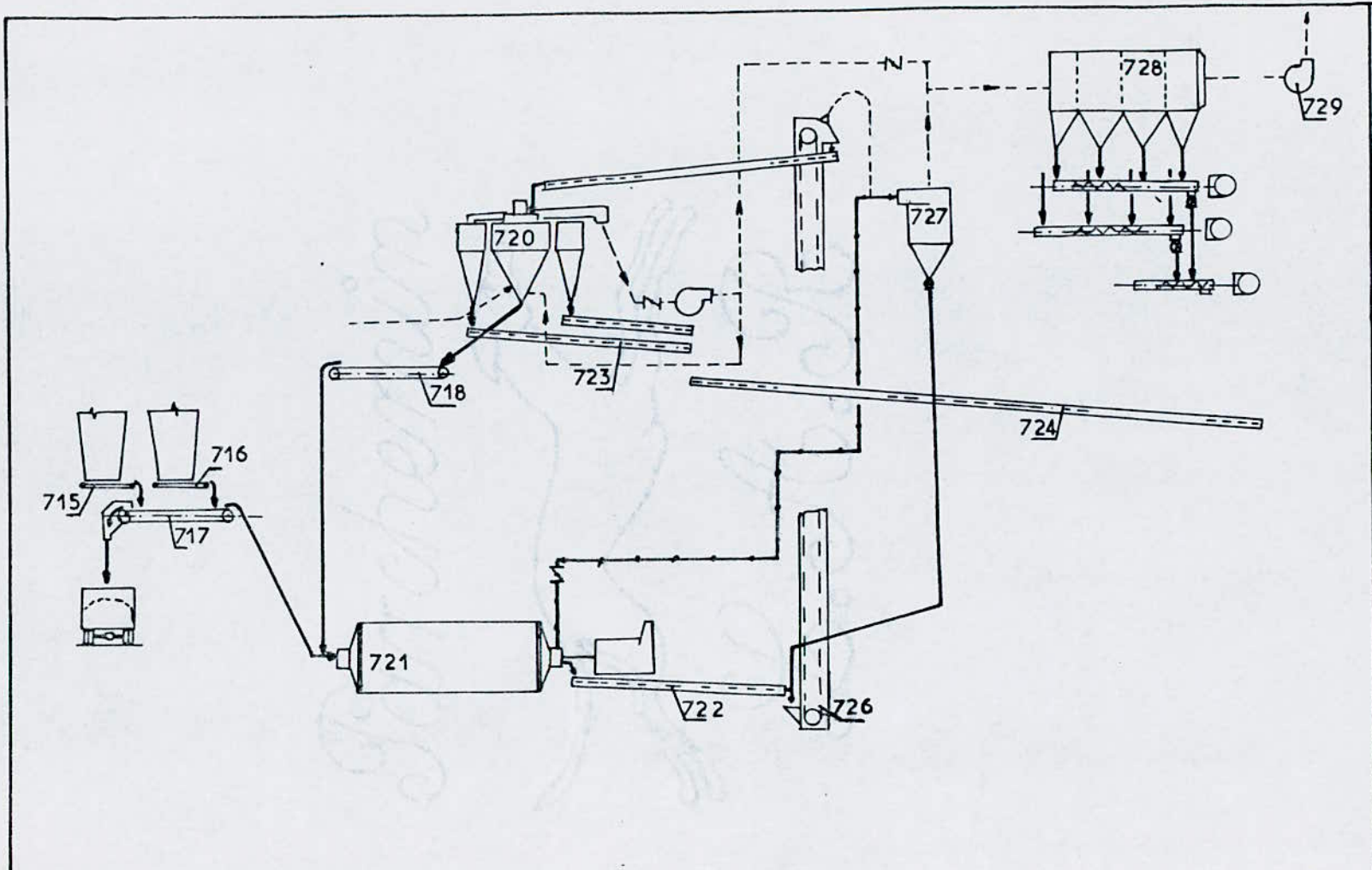


Fig. 2.14. : Broyage et Stockage du Ciment  
 2è Partie  
 (Broyeur et séparateur)

Le dépoussiérage du circuit fermé de l'atelier de broyage ciment est assuré par deux types d'équipements :

- Un multicyclone n° 727 placé dans le circuit d'air de ventilation du broyeur où les poussières de celui-ci sont récupérées et retournées au pied de l'élévateur n° 726.
- Un filtre électrostatique n° 728 disposant de trois chambres de 1.000 Nm<sup>3</sup>/mn qui récupère les poussières de tout le circuit d'air avant de rejeter l'air dans l'atmosphère. Il a les caractéristiques suivantes :

. Température intérieure	110° C
. Teneur en poussière	
- A l'entrée	20 g/Nm <sup>3</sup>
- A la sortie	On a un débit de 15 T/h.

Les poussières se formant au point de transfert de matière sont récupérées par des filtres à manches au nombre de six (06) dont quatre (04) sont destinés au dépoussiérage de la partie supérieure des silos. Ils sont numérotés : 735, 736, 737, et 738.

Quant aux deux autres filtres, ils assurent le dépoussiérage au niveau des trémies clinker et gypse (n° 713) et au niveau des extracteurs vibrants (n° 708).

Après le stockage, le ciment est prêt à l'expédition.

## II. 10 - MANUTENTION DU CIMENT ET CHARGEMENT EN VRAC ET EN SACS

A ce stade, le ciment est prêt à être expédié. Il ne reste donc que le conditionnement. On a trois types de chargement du ciment :

./.

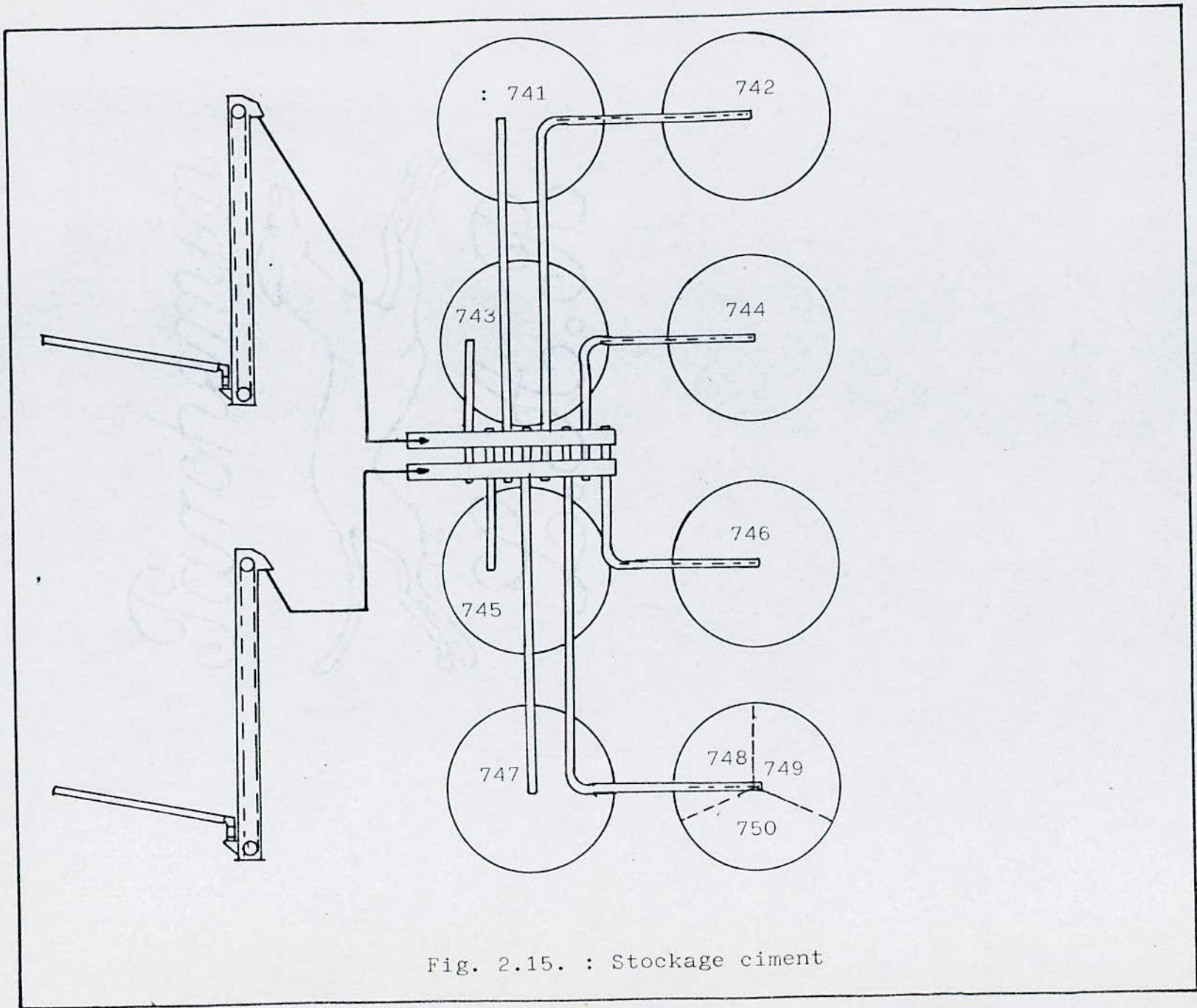


Fig. 2.15. : Stockage ciment

- Le chargement en vrac des camions
- Le chargement en vrac des wagons
- Le chargement des sacs de ciment en camions et en wagons.

On doit donc assurer, au niveau de cet atelier, l'extraction du ciment des silos de stockage et le transport du ciment des points d'extraction vers les postes de chargement.

Les spécifications globales du département de maintenance et de chargement se résument comme suit :

- Débit d'extraction et de transport du ciment
  - \* 200 T/H vers les deux stations de chargement en vrac/camions
  - \* 150 T/H vers les deux stations de chargement en vrac/wagons
  - \* 120 T/H vers 4 ensacheuses rotatives respectivement
  - \* 60 T/H vers une ensacheuse fixe.
- Débit d'ensachage du ciment
  - \* 2.000 sacs/heure pour chacune des 4 ensacheuses rotatives mais débits variables entre 350 s/h et 2.500 s/h.
  - \* 1.000 à 11.000 sacs/heure pour l'ensacheuse fixe.

## II. 11. - SERVICES

Cette division comprend les sections suivantes :

- Alimentation en eau - station de pompage et réservoir d'eau
- Traitement des eaux usées
- Tour de refroidissement et refroidisseur d'eau
- Distribution du gaz naturel
- Distribution d'air comprimé
- Distribution d'énergie électrique et groupe de secours

- Bâtiment des commandes
- Liste des bâtiments auxiliaires
- Routes, voies ferrées.

Patchemir





### III - APPAREILS DE L' ATELIER CRU

III. 1. - INTRODUCTION

III. 2. - FOYER AUXILIAIRE

III. 3. - ALIMENTATEURS - DOSEURS

III. 4. - CONCASSEUR - SECHEUR

III.4.1. Caractéristiques générales

III.4.2. Conception et fonctionnement

III.5. - LE BROYEUR ET SES UNITES AUXILIAIRES

III.5.1. Généralités

III.5.2. Broyeur

III.5.3. Séparateur

III.6. - RECUPERATION DES POUSSIERS

III.6.1. Généralités

III.6.2. Description et mode de fonctionnement.



## III. 1. - INTRODUCTION

On peut considérer qu'avec l'atelier de cuisson, l'atelier de broyage et de séchage de cru est le plus important de toute la chaîne de fabrication du ciment.

Comme son nom l'indique, le rôle de cet atelier est de faire subir une certaine préparation à la matière première. Celle-ci consiste en un séchage poussé qui réduit l'humidité jusqu'à 0,5 % et en un broyage assez poussé.

Le broyage, ou encore la fragmentation, a trois buts principaux :

- Réduction de la dimension des corps solides en vue de faciliter leur conditionnement,
- Faciliter, grâce à la réduction, des opérations purement physiques telles que le triage, mélange, homogénéisation...
- Permettre et faciliter les réactions physico-chimiques ou chimiques qui se déroulent dans le four, et dont la rapidité est normalement fonction de l'importance des surfaces exposées.

Quant au séchage, il est nécessaire afin d'éliminer l'humidité contenue dans la matière, car :

- Elle risque d'intervenir dans les réactions se déroulant dans le four. L'optimum technologique convenable pour le four rotatif est de 0,5 % d'humidité.
- Elle rend difficile la circulation et le transport de la matière (risque de bourrage).

Notre projet consistant en "L'optimisation de l'atelier Broyage et séchage du cru", il est donc indispensable de bien

saisir le fonctionnement des appareils constituant celui-ci.

Au cours de la description des éléments de l'atelier, nous allons parler de deux circuits différents mais indissociables étant donné que les appareils utilisés assurent, en même temps, deux fonctions (séchage et broyage) :

a/ Le circuit gaz utilisé pour le séchage, le transport et la séparation,

b/ Le circuit matière où se déroulent les opérations de fragmentation.

Les éléments constituant cet atelier sont :

- Le foyer auxiliaire,
- Les alimentateurs-doseurs,
- Le concasseur-sécheur,
- Le broyeur avec ses unités auxiliaires, marchant en circuit fermé,
- La récupération des poussières des gaz d'échappement,
- Le transfert du produit vers la division 4:
- La manutention des poussières provenant des unités de dépoussièrage commune vers les division 3 et 5,
- Les unités et installations auxiliaires.

### III. 2. - FOYER AUXILIAIRE (Fig. 3.1)

L'air chaud, nécessaire au séchage de la matière, est fourni par le foyer auxiliaire ayant une capacité de  $22.10^6$  Kcal/h. Cette quantité de chaleur est théoriquement capable de réduire l'humidité de 240 t/h de matière, d'un maximum de 8 % à 0,5 %.

./.

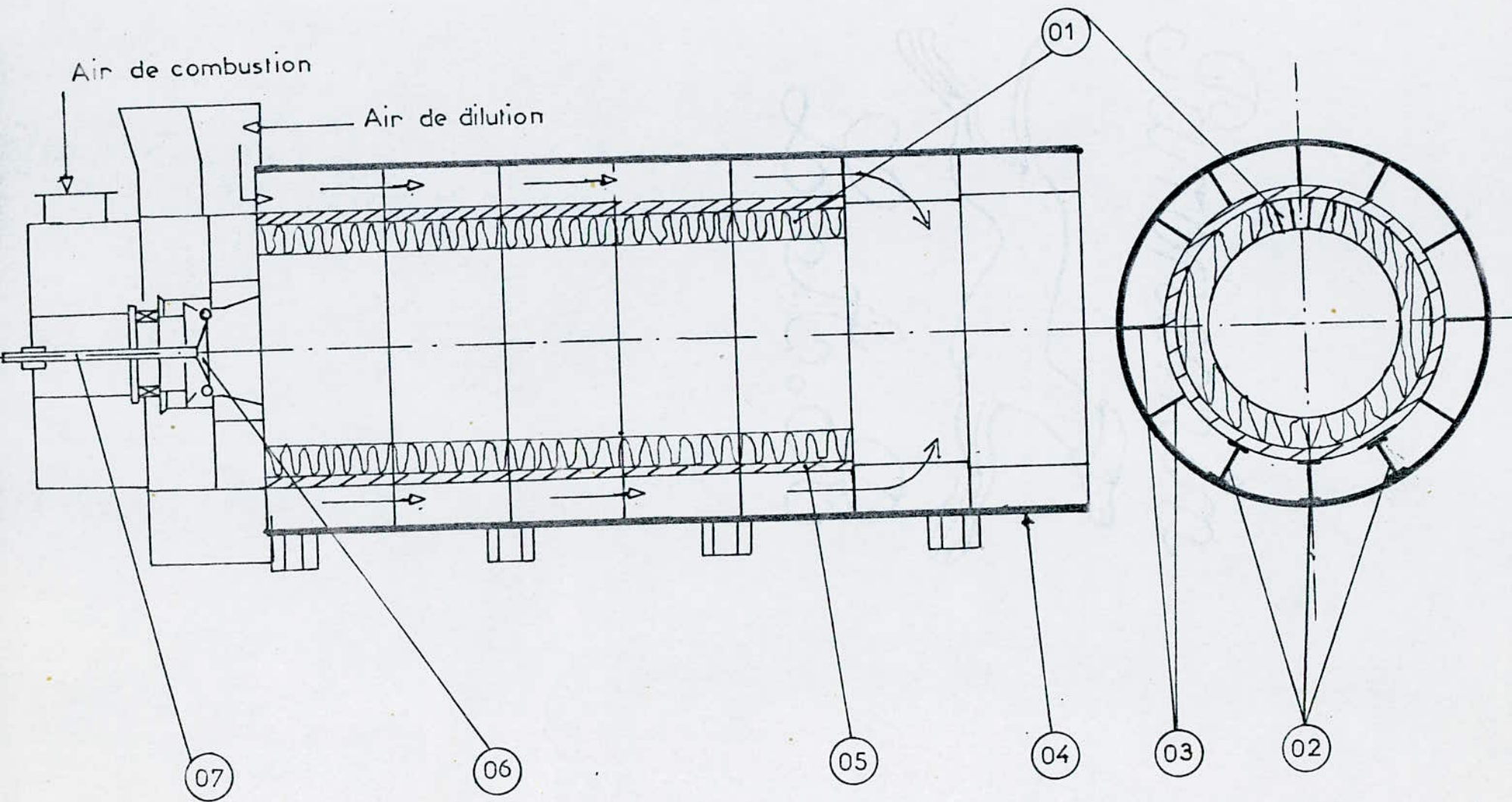


FIG 3.1

Le combirex est constitué par une virole métallique cylindrique (04) de diamètre de 2650 mm, à l'intérieur de laquelle sont soudées neuf (09) lames longitudinales dont trois (03) en formes de I (02) à la base et les sept autres étant des fers plats. (03).

Sur ces lames repose une seconde virole (05) métallique de diamètre 2250 mm dont la face inférieure est recouverte de briques réfractaires (01) de section trapézoïdale et de hauteur de 220 mm.

La longueur de la virole est de 7050 mm.

L'entrée du foyer est dotée d'un brûleur à gaz constitué par :

- Un anneau à gaz (07) qui est placé à l'entrée de la poterie du gueulard et qui est entouré d'un tube sur lequel sont prévus un grand nombre de trous d'éjection. L'anneau à gaz sert à éjecter le gaz vers le centre de la poterie du gueulard.
- Un bec d'allumage central (06) situé au centre du gueulard dont l'extrémité perforée éjecte également du gaz.

Le gaz fourni par ces deux éléments se met en contact avec l'air de combustion fourni par le ventilateur primaire (325.1) par tournoiement obtenu à l'aide du registre (volets).

L'anneau du gaz et le bec d'allumage central sont utilisés tous les deux comme veilleuse et assurent une combustion complète ; le pourcentage du débit est de 80 % pour l'anneau et de 20 % pour le bec d'allumage central.

Le tournoiement de l'air est assuré par le registre de type DA 2 qui est constitué de deux ailettes : l'Une, envoyant l'air vers l'extérieur du gueulard avec un tournoiement dans un sens, et l'autre, vers le centre du gueulard avec un tournoiement en sens inverse. Grâce à ces deux tournoiements en sens contraire on a l'apparition d'un tourbillonnement sur la surface à la limite des deux zones de rotation de l'air, ce qui assure un mélange parfait de l'air - combustible. On arrive aussi à obtenir une combustion complète et à régler la forme de la flamme.

L'air de dilution fourni par le ventilateur secondaire (325.2) passe dans l'espace compris entre les deux viroles et arrive à l'extrémité du foyer où il se mélange aux gaz chauds de combustion.

### III. 3. - LES ALIMENTATEURS - DOSEURS (Fig. 3.2.)

Le calcaire, l'argile, le sable et le minerai de fer sont extraits des trémies au moyen de 4 balances-doseuses SCHENCK à courroies avec un réglage de débit automatique comme suit :

<u>N°</u>	<u>Désignation</u>	<u>Débit</u> (t/h)	<u>Moteur</u> (kw)	<u>Courroie</u> (mm)
01	Doseur fer	0,01 à 0,1 et 0,1 à 1,0	0,58	600
03	Doseur argile	8,5 à 85	3,4	1400
04	Doseur sable	0,1 à 1,0 et 1,0 à 10	0,57	600
05	Doseur calcaire	30 à 300	5,1	1600

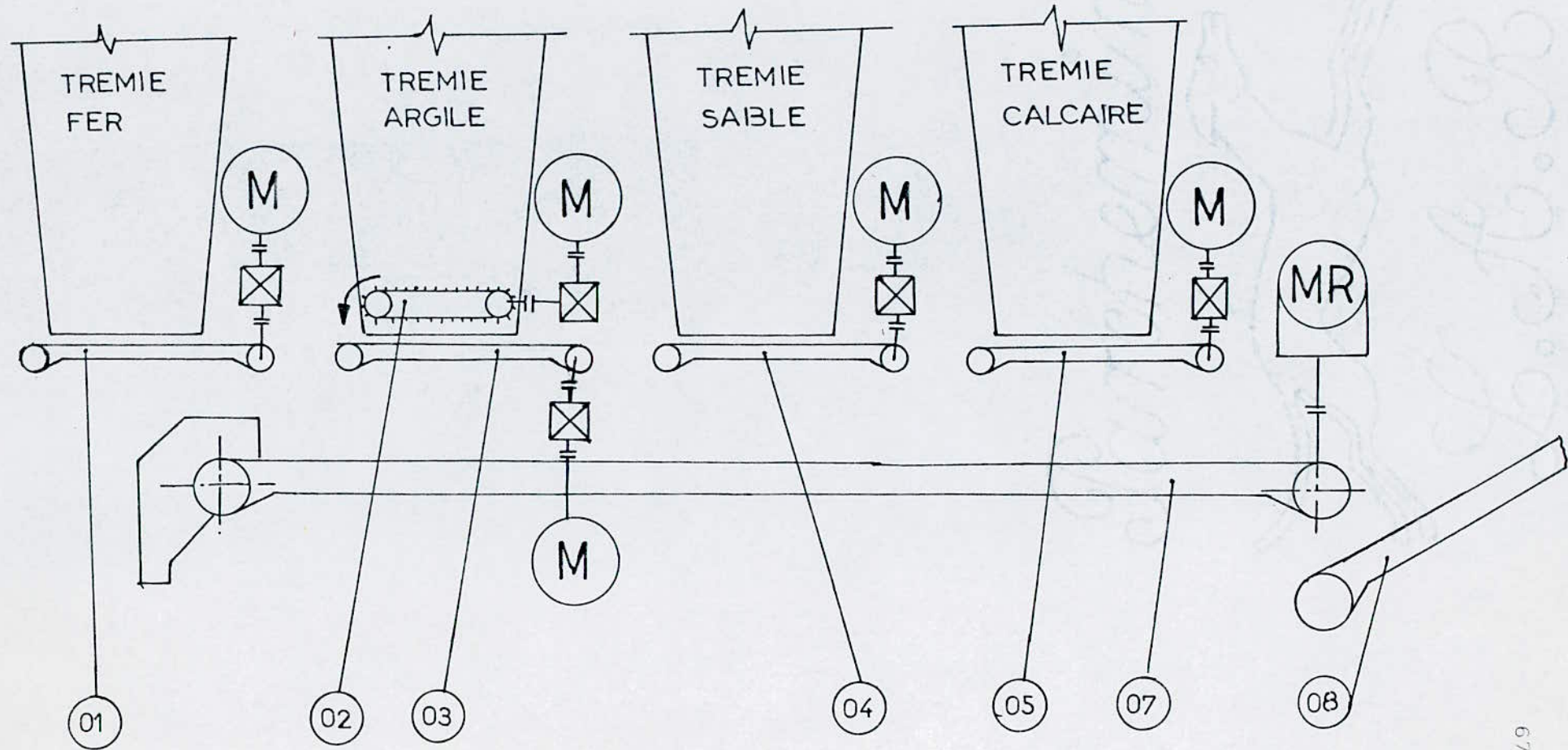


FIG 3.2

En outre, le doseur argile est muni d'un extracteur-argile (02) qui précède la courroie doseuse. Cet extracteur à tablier métallique a pour but de prévenir la possibilité de blocage de la trémie par l'argile humide.

Les cinq moteurs des courroies doseuses sont à courant continu et à vitesse variable.

Le débit des quatre balances-doseuses est rassemblé sur le transporteur (n° 07). Celui-ci est réversible, ce qui permet de décharger les matériaux dans des camions pour des fins d'étalonnage des balances.

Normalement, le matériau est déchargé sur le transporteur concasseur sécheur (n° 08) qui décharge dans le concasseur-sécheur.

### III. 4. - CONCASSEUR - SECHEUR (Fig. 3.3)

#### III.4.1. - Caractéristiques Générales

- \* Matériaux : Calcaire, argile, sable et scories
- \* Débit : Maximum 240 t/h (débit séché)
- \* Température des gaz : - Entrée 700 ° C  
- Sortie 120 ° C
- \* Température des matières :  
- Entrée 20 ° C  
- Sortie 50° C
- \* Débit des gaz chauds : 935 Nm<sup>3</sup>/mn
- \* Humidité : - Entrée 8 %  
- Sortie 5,5 %
- \* Moteur : 310 kw - 50 Hz - 5.500 V.

## III.4.2. - Conception et Fonctionnement

Les matériaux tombent de la bouche de chargement (03) en glissant sur la chute d'entrée (04), reçoivent des chocs forts à l'aide des plaques de percussion (06), du rotor (07) qui tourne à grande vitesse, sont jetés dans le sens de la tangente, se heurtent à s'écraser contre les plaques de collision (05) et (02) et, en même temps, sont rejetés en se heurtant de nouveau en l'air contre les matériaux lancés et sont concassés en petites particules.

L'air chaud est alimenté par l'entrée du gaz chaud inférieur (10) et est évacué par la sortie d'échappement (01) du gaz chaud supérieur ; sur ce trajet, il provoque une violente turbulence dans la chambre de concassage et réalise efficacement le séchage par le contact avec les matériaux en dispersion.

Les matériaux concassés passent par les espaces se trouvant entre les plaques de collision frontales (11) où se répètent les opérations de collision, percussion et séchage. Et les matériaux concassés ont la granulométrie et la teneur en humidité spécifiées au moment de leur passage à la chambre des gaz chauds (08) en passant par les espaces du côté plaque de collision arrière et ils sont évacués à l'extérieur par la bouche d'échappement (09).

En outre, les matériaux s'en vont partiellement par la partie supérieure avec les gaz d'échappement.

./.



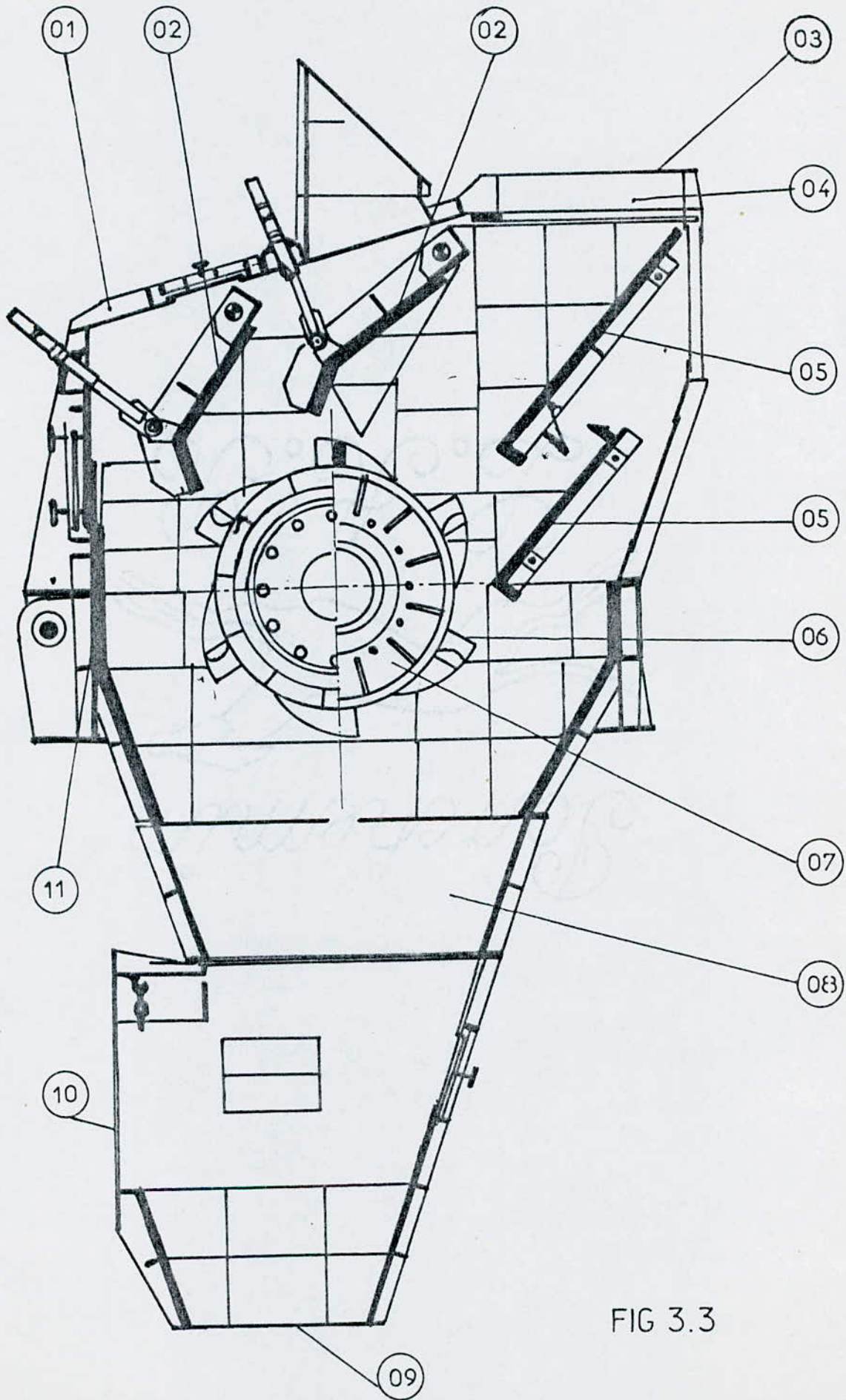


FIG 3.3

### III. 5. BROYEUR ET SES UNITES AUXILIAIRES

#### III.5.1. Généralités

Dans les cimenteries en général on fait subir à la matière première un broyage poussé, c'est à dire que le produit broyé doit contenir le maximum possible d'éléments nettement plus fins que la limite supérieure imposée, ou en d'autres termes, l'échantillon broyé doit présenter une surface spécifique aussi élevée que possible afin de faciliter les échanges thermique de matières, ainsi que de permettre au mieux les réactions chimiques lors de la cuisson. A cette fin, plusieurs circuits de broyage ont été mis au point. Ils sont décrits dans le tableau (3.1)

Dans l'ordre dans lequel ils sont présentés, ces circuits permettent d'obtenir une matière de plus en plus fine.

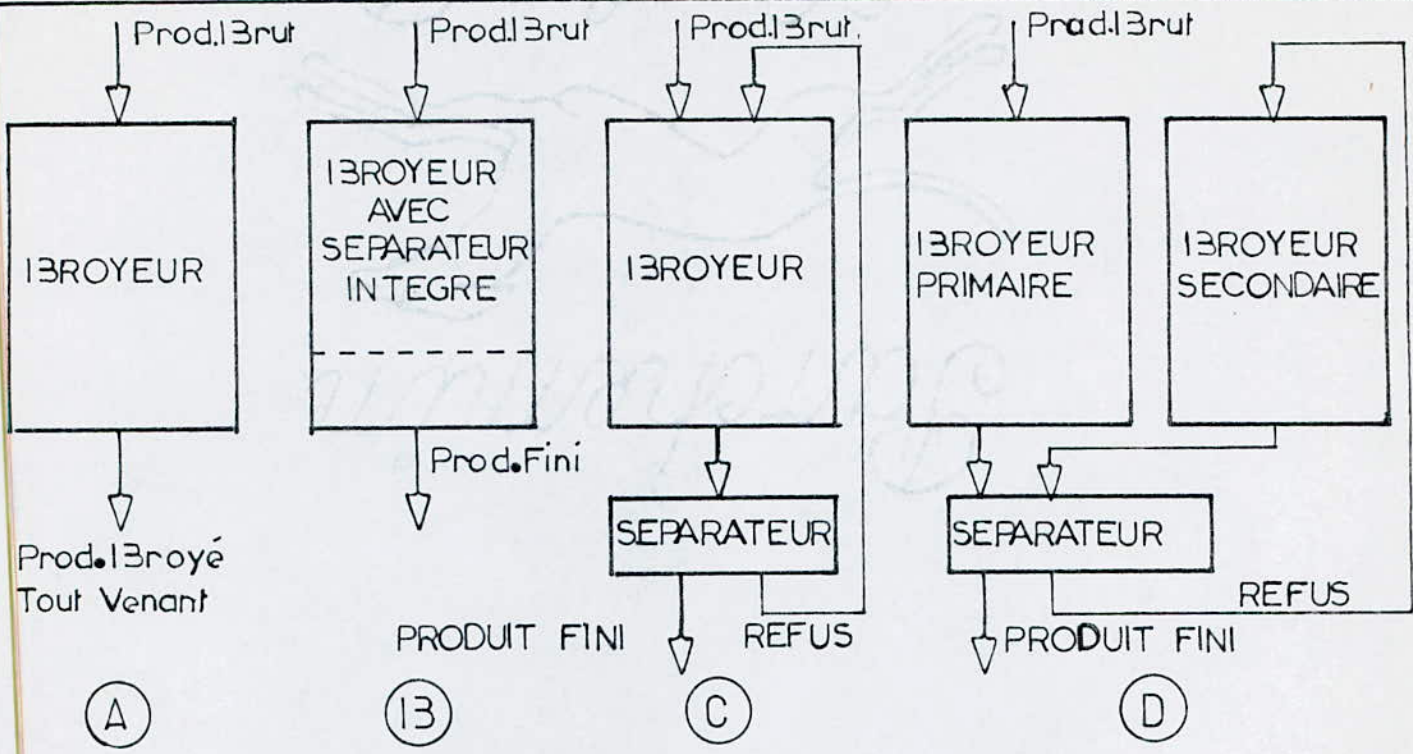
Dans l'atelier broyage et séchage cru de Meftah, le broyage se fait en circuit fermé simple.

#### III.5.2. - Broyeur (fig. 3.4)

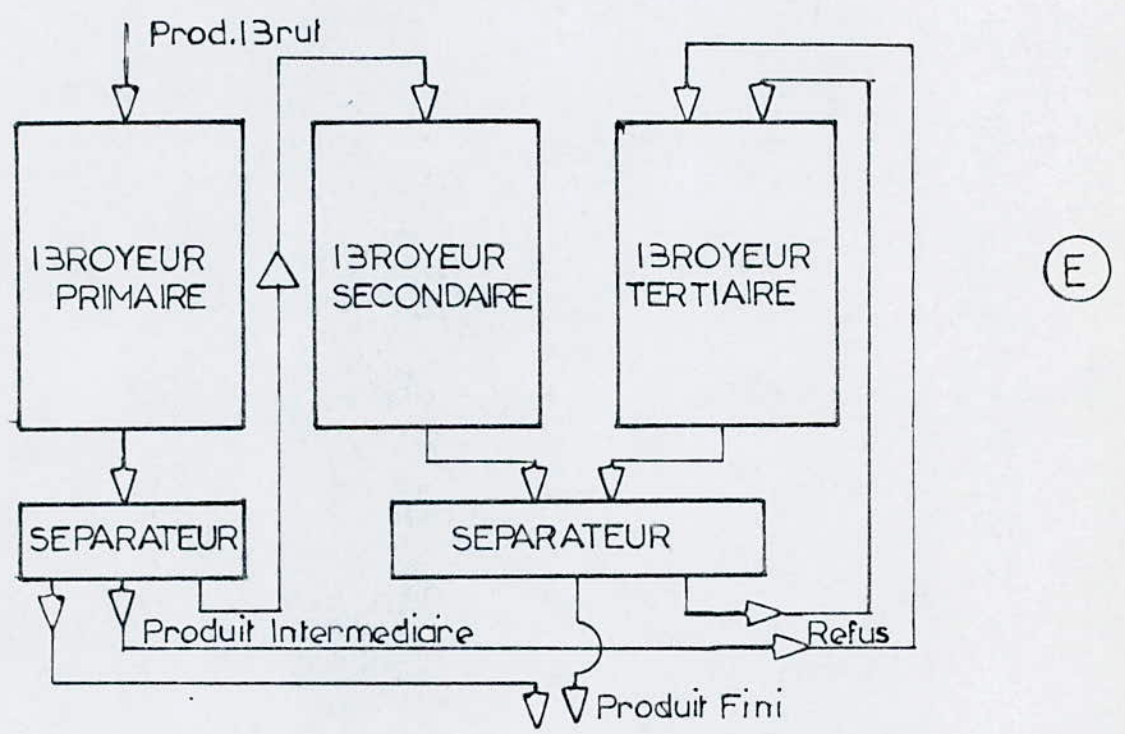
##### III.5.2.1. / Caractéristiques générales

- \* Diamètre intérieur Virole : 4m 600 x Longueur 12 m 500
- \* 1er compartiment : Longueur 4m500 - Volume 68,4 m<sup>3</sup>
- \* 2e compartiment : Longueur 7 m250 - Volume 110 m<sup>3</sup>
- \* Puissance : 5400 CV/4000 kw à commande centrale  
Vitesse de rotation : 14,3 Tr/mn
- \* Sens de rotation à gauche en regardant de l'entrée vers la sortie.

./.



CIRCUIT DE BROYAGE



- (A) BROYEUR UNIQUE TRAVAILLANT EN SIMPLE PASSE.
- (B) BROYEUR AVEC SEPARATEUR INTEGRE.
- (C) BROYEUR EN CIRCUIT FERME SIMPLE.
- (D) BROYEUR EN 2 ETAPES AVEC CIRCUITS SUR LA 2<sup>em</sup> ETAPE.
- (E) BROYEUR EN 3 ETAPES AVEC DOUBLE CIRCUIT FERME.

TAB. : 3.1.

## \* Blindages :

1er compartiment : Plaques ondulées à redan

Grille double : Cloison Pfeiffer lumières de 12 mm

2ème compartiment: Plaques autoclassantes

Grille de sortie : Cloison simple Pfeiffer, Lumières  
de 12 mm

## \* Charges broyantes

1er compartiment : 82 tonnes )

2eme compartiment : 142 tonnes ) Total 224 tonnes.

## \* Produit fabriqué : Cru

Débit nominal

## III.5.2.2.2 / Conception et fonctionnement

Le broyeur est de type à boulets appartenant à la classe des broyeurs à corps broyants libres dont les applications sont de très loin les plus importantes dans l'industrie eu égard aux tonnages annuels traités.

Il est constitué par un récipient cylindrique appelé virole (03) tournant autour de son axe disposé horizontalement et entraîné par un moteur par l'intermédiaire d'un réducteur.

La virole est constitué de deux compartiments séparés par une grille (05) chacun d'eux contenant des boulets différents. La matière entrant <sup>dans/</sup> le premier compartiment (02) par la bouche d'entrée de matière (01) subit un premier broyage à l'aide de boulets de diamètres (80 mm, 70 mm, 60 mm) répartis linéairement (Fig. 3.5.) en fonction de

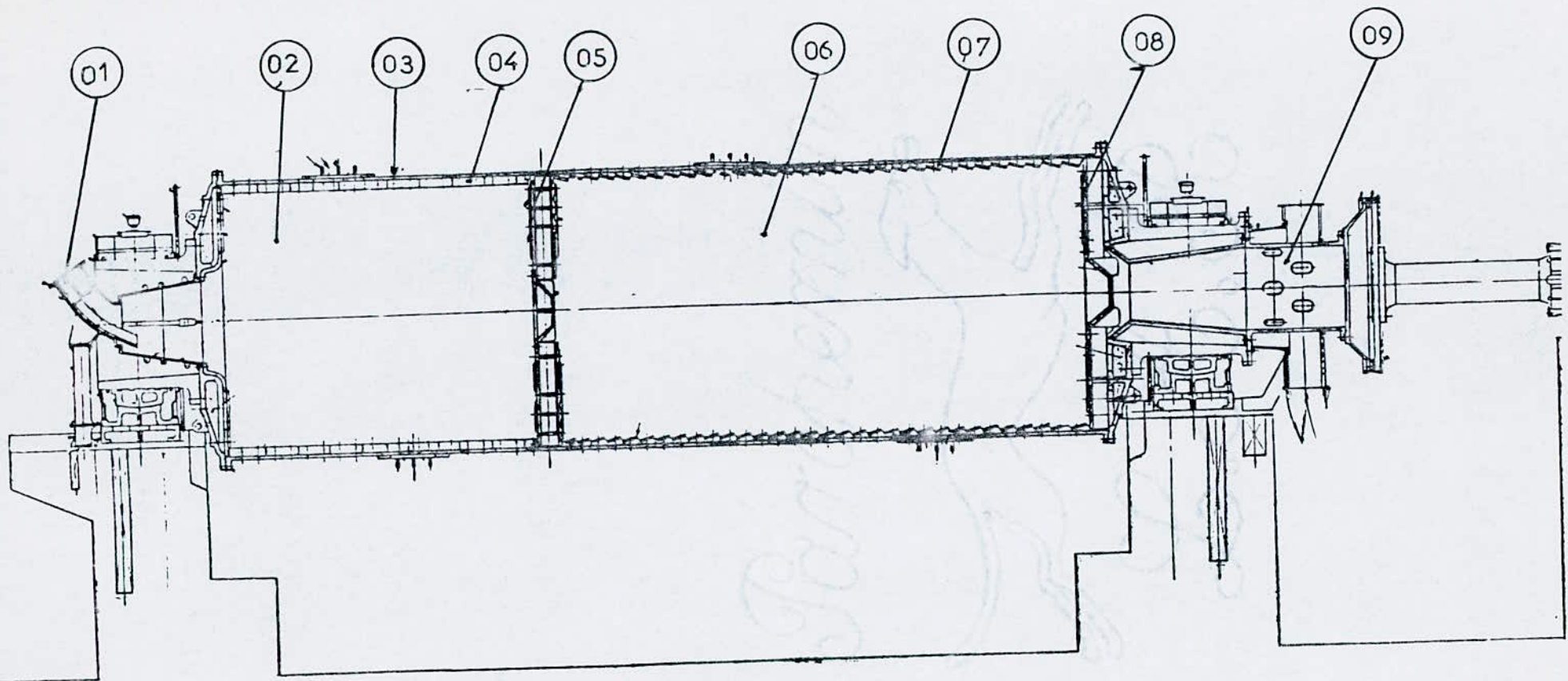
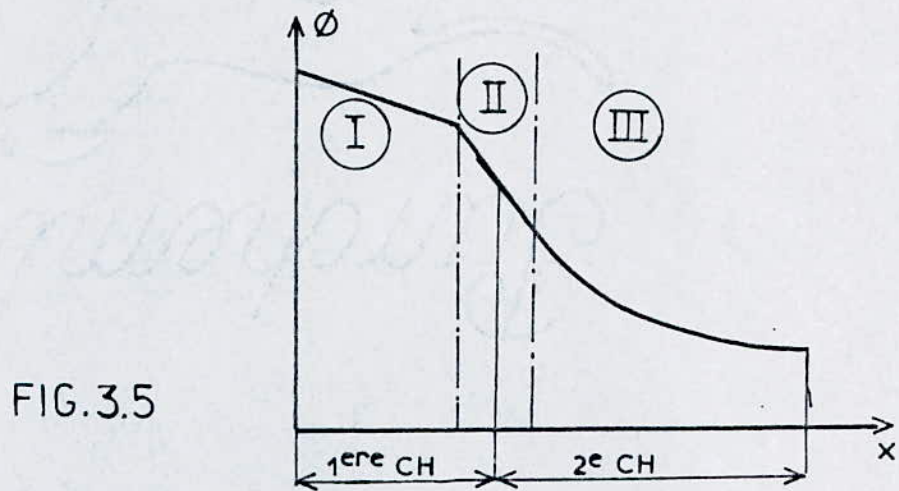
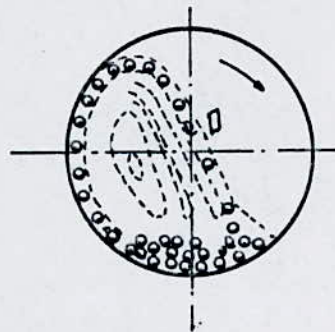


FIG 3.4



- I - 1<sup>ere</sup> chambre - Préparation (variation linéaire)  
 III - 2<sup>eme</sup> chambre - Finition (variation exponentielle)  
 II - Zone transitoire - Raccordement de I et III



- Broyeur à boulets libres  
 - Schema de fonctionnement

la longueur du compartiment. Ces boulets entraînés par la paroi recouverte par un blindage (04) pour la protéger des chocs, roulent, et retombent les uns sur les autres, soumettant la matière à de multiples actions de compression, de fragmentation et de chocs (Fig. 3.6.). Un courant d'air chaud provenant du foyer auxiliaire, entre dans le broyeur par la bouche d'entrée d'air chaud (01) assurant ainsi le séchage de la matière aussi bien que son transport vers le second compartiment (06) où elle subit un broyage de finition par les mêmes opérations que dans le premier compartiment, les diamètres des boulets (50 mm, 40 mm, 30 mm, 25 mm, 20 mm) sont répartis exponentiellement (Fig. 3.5) à l'aide d'un blindage autoclassant (07).

Ce rangement des boulets assure le broyage à la finesse désirée et améliore le rendement du broyage.

La matière toujours transportée par le courant d'air chaud traverse une 2ème grille appelée grille de sortie (08) et elle est conduite par la boîte de sortie (09) à l'élévateur la transportant jusqu'au séparateur.

### III.5.3. - Séparateur (Fig. 3.7.)

Le séparateur est utilisé avec le broyeur afin de séparer la fine du gros. La séparation se fait par dispersion du broyé dans un flux d'air par un système de pales rotatives. La partie fine est entraînée avec le flux d'air alors que le gros se dépose à contre courant du flux. La fine quitte le séparateur

avec l'air et le gros est précipité au fond. La finesse du produit fini change avec la variation de la vitesse des pales rotatives et/ou du flux d'air.

### III.5.3.1. / Caractéristiques Générales

#### \* Ventilateur de recirculation

- Débit nominal 6000 m<sup>3</sup>/mn
- Pression 300 mmCE
- Puissance 700 kw

#### \* Disperseur

- Puissance 320 kw
- Vitesse moteur 500 à 1000 tr/mn

### III.5.3.2. / Conception et fonctionnement

La matière venant du broyeur par l'intermédiaire des élévateurs et des aéroglissières, est conduite au séparateur par le haut à travers les soupapes d'entrées (01). Celles-ci s'ouvrent sous l'effet du poids de la matière ; Leurs rôles est d'empêcher l'air parasite de pénétrer dans le séparateur. La matière, ou le broyé, tombe à travers la trémie de descente (05) sur l'assiette de dispersion rotative (08) d'où elle est éjectée dans le courant ascendant traversant les persiennes (10) et (13).

Le flux d'air nécessaire à la séparation et au séchage, constitué par l'air chaud venant du foyer auxiliaire est aspiré par le ventilateur n° **345** et l'air de recirculation fourni par le ventilateur n° **3271** est acheminé entre les cônes intérieurs (09), (12) et (14) et le corps



extérieur (11) en traversant le tube (26). L'air passe ensuite par deux couronnes de persiennes (10) et (13) réglées de telle sorte qu'elles impriment à l'air le même sens de rotation que celui du système à pales (25).

La séparation du gros se fait dans la cavité au-dessus des persiennes, où les plus grosses particules, qui n'ont pas été entraînées par l'air, tombent à travers les cônes intérieurs.

La séparation de la fine se fait au moment où le flux d'air traverse le système à pales (25). Les particules séparées dans ce système sont éjectées dans la périphérie et tombent dans un cône intérieur.

La matière amassée dans le cône intérieur (14) est vidée à travers la soupape de sortie (21) et renvoyée à l'entrée du broyeur.

La soupape de sortie (21) s'ouvre sous l'effet du poids de la matière dans le cône intérieur (14).

La matière définitivement séparée, qui passe par le système à pales (25) quitte le séparateur avec l'air par le tuyau de départ (04). Elle est ensuite captée dans un cyclone dont le principe de fonctionnement sera décrit dans le paragraphe suivant.

./.

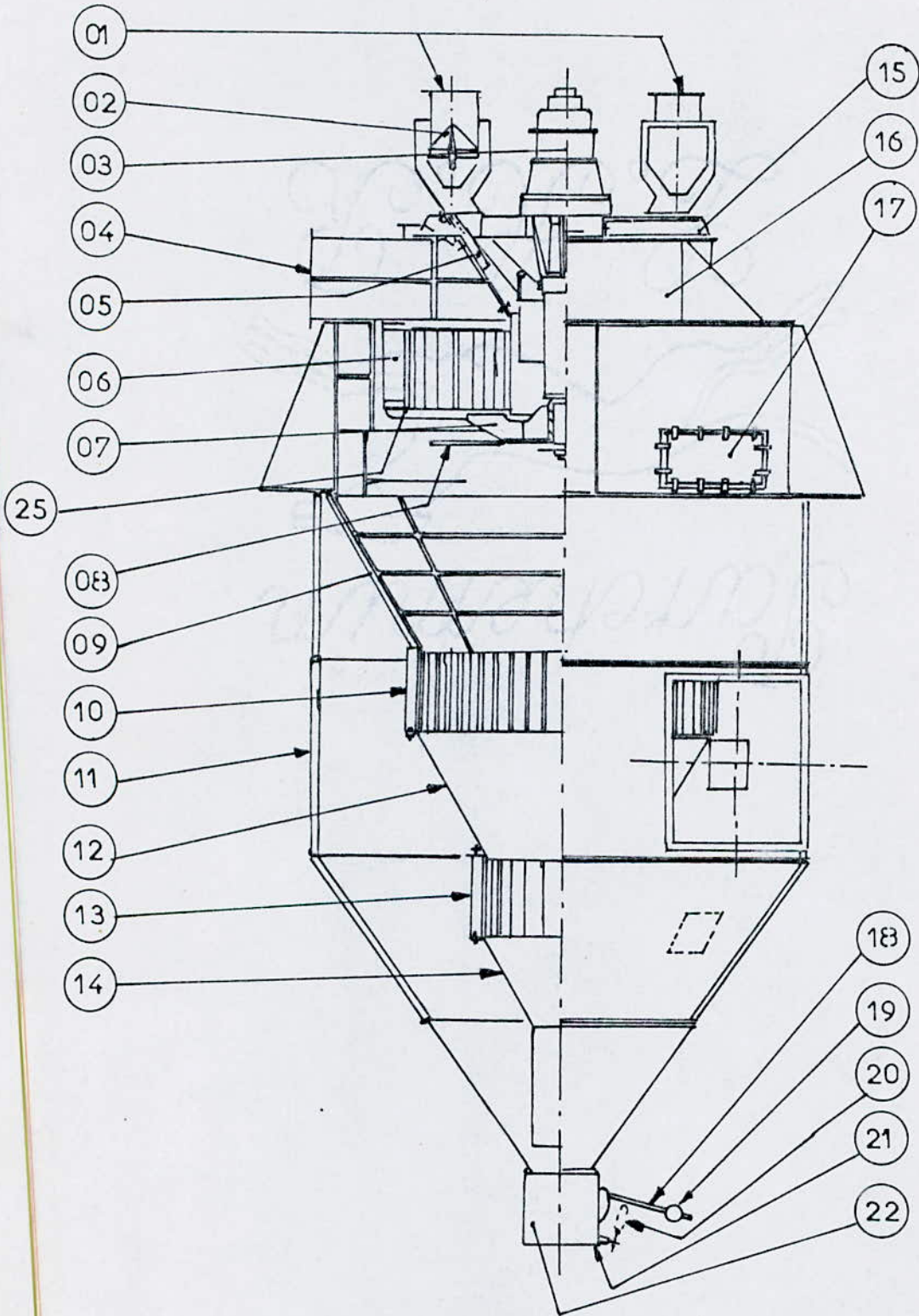
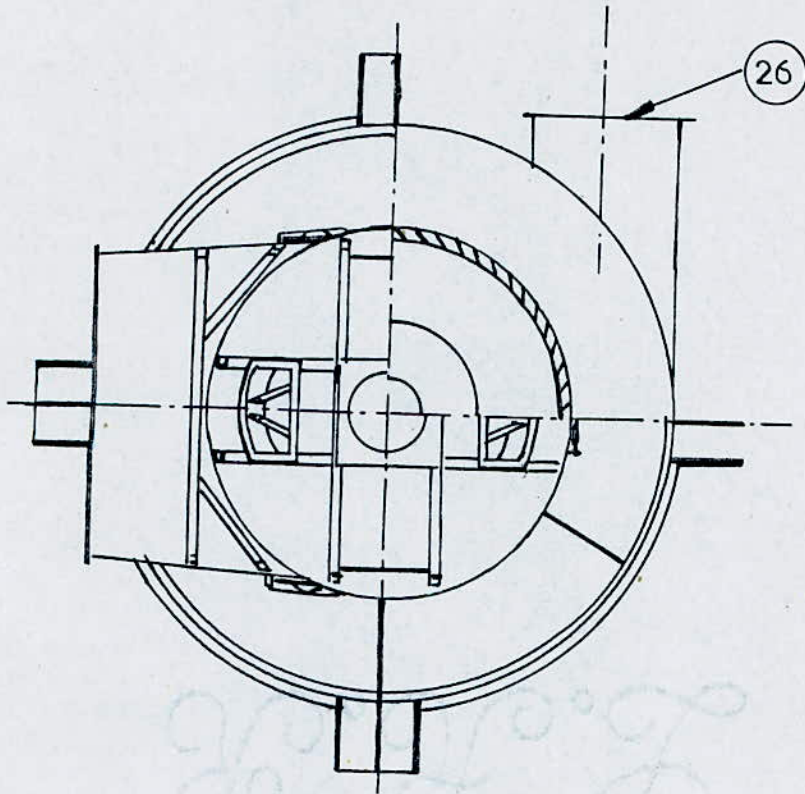


FIG 3.7



*Faint, illegible text or a watermark is visible in the lower half of the page, possibly bleed-through from the reverse side.*

## III. 6. - RECUPERATION DES POUSSIÈRES

## III.6.1. - Généralités

Au niveau de notre atelier, les sources d'émissions de poussières sont :

- Le concasseur - sécheur,
- le broyeur.

Les poussières se développent dans ces deux procédés puis elles sont suspendues dans l'air ou dans les gaz chauds.

Il s'agit donc de les récupérer à cause de deux considérations :

- L'économie : Les poussières représentent 10 à 15 % de la production de l'atelier. Les laisser s'échapper dans l'atmosphère serait donc une perte considérable,
- La lutte contre la pollution.

A cette fin, il existe plusieurs types de dépoussiéreurs qui sont :

- Les dépoussiéreurs mécaniques,
- Les dépoussiéreurs à couches filtrantes,
- Les dépoussiéreurs hydrauliques,
- Les dépoussiéreurs électriques.

Les cyclones appartiennent à la famille des dépoussiéreurs mécaniques. Ils appartiennent plus particulièrement au groupe de séparateur centrifuge où les particules en suspension dans les gaz sont soumises à un champ de force centrifuge.

## III.6.2. - Description et Mode de fonctionnement (Fig. 3.8)

Un cyclone est normalement constitué par un corps cylindroconique (03) dans lequel les gaz poussiéreux sont introduits tangentiellement à la périphérie de la partie cylindrique supérieure par une bouche d'entrée (02).

Les gaz sortent du cyclone par un tube central (01) après retournement de la composante axiale de l'écoulement. Les poussières projetées sur les parois (03) s'écoulent par gravité vers le bas de la partie conique du cyclone.

L'écoulement du fluide dans le cyclone subit successivement :

- Un mouvement hélicoïdal descendant le long de la paroi cylindrique du cyclone (Vortex descendant),
- Un mouvement en spirale centripète sous la buse de sortie (04) dans la partie conique du cyclone.,
- Un mouvement hélicoïdal ascendant au-dessus et dans la buse de sortie (Vortex ascendant).

Au niveau de l'atelier et afin d'améliorer l'efficacité et la fiabilité des cyclones, on a groupé quatre cyclones de faibles diamètres dans un bâti comprenant l'entrée et la sortie des gaz, et une trémie commune ; ceci s'appelle tetracyclone. Il y en a deux : l'un installé à la sortie du broyeur et l'autre à la sortie du concasseur-sécheur.

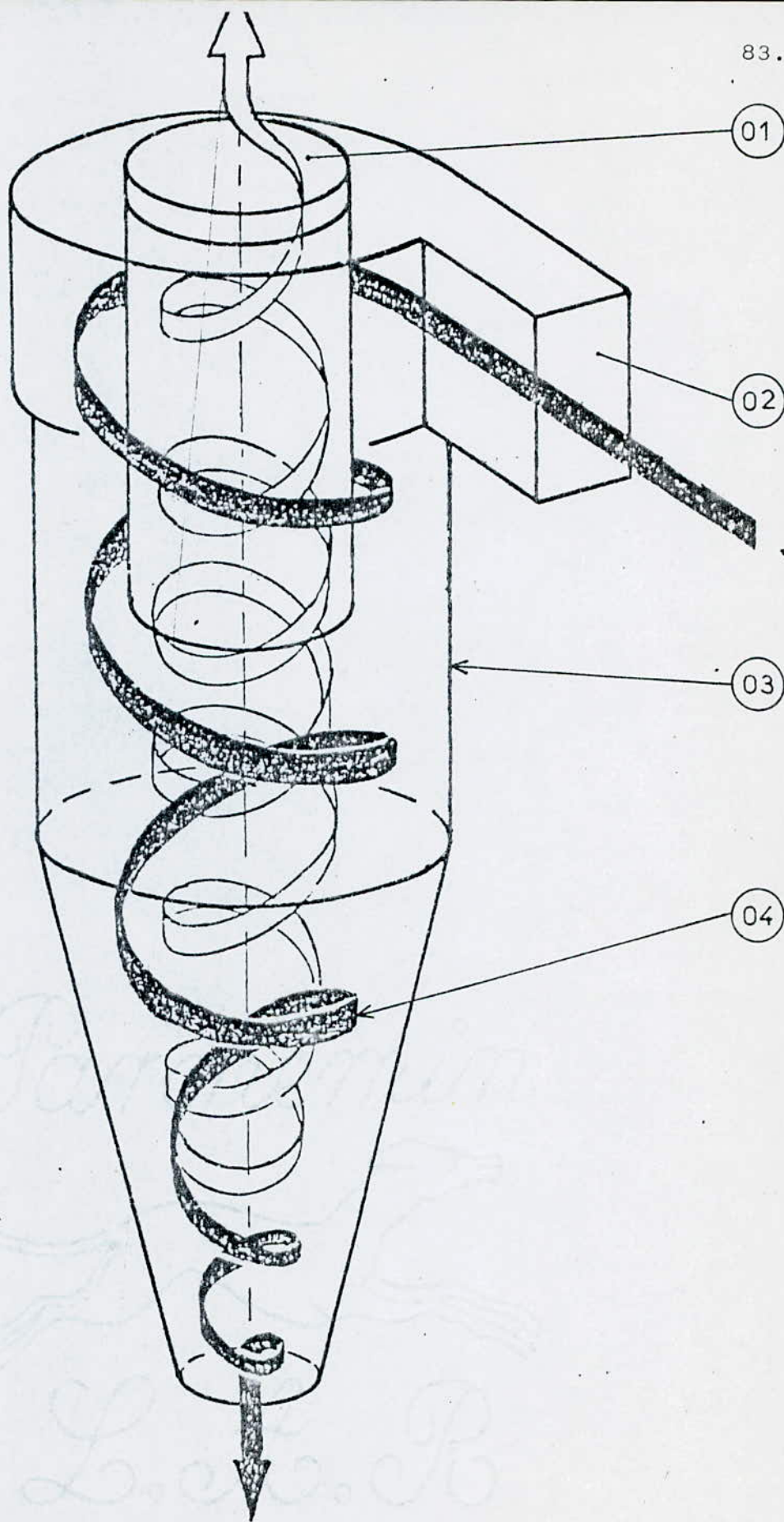


Fig. : 3.8

## C O N C L U S I O N

Dans cette partie de notre travail, nous avons introduit les différents procédés de fabrication du ciment puis nous nous sommes intéressés tout particulièrement à la chaîne de fabrication en place.

Celle-ci met en jeu un certain nombre d'appareils dont le rôle et le fonctionnement ont fait l'objet de la partie descriptive du projet. Celle-ci est loin d'être exhaustive ou très complète, mais elle constitue l'essentiel de ce qu'il faut considérer pour suivre la suite du projet donnée dans la deuxième partie.

## B I B L I O G R A P H I E

- (1) Techniques de l'ingénieur (J.2710, J.2712, J.2714, A 5050)
- (2) Documentation KAWASAKI HEAVY INDUSTRIES (KHI)
- (3) SOCIÉTÉ DES CIMENTS FRANÇAIS  
"Check-up du broyeur à cru de l'usine de Meftah 1984".
- (4) R. OUZIAUX et J.PERRIER  
"Mécanique des fluides appliquée" - Tome 2"(Dunod 1967)
- (5) YAHIAOUI M. : "Banc d'essai didactique d'un écoulement dans un lit fluidisé" - Projet de fin d'études. Génie Mécanique. Juin 1985
- (6) BOUAK F. : "Etude de la conduction dans un milieu fluidisé" Projet de fin d'études. Génie Mécanique 1986
- (7) Y.R. MAYKEW and G.F.C. ROGERS : "Thermodynamic and Transport Properties of fluides" - (Oxford basil Blackwell 1974)
- (8) Documentation SURVEYER, NENNIGER & CHENEVERT INC (SNC)
- (9) Documentation F.L. SMIDTH & Co (FLS)
- (10) J.J. BINBENET : "Le séchage dans les industries agricoles et alimentaires" - Cahiers du génie industriel alimentaire
- (11) R. DUMON ; R. JOFFRE : "Dépoussiéreurs industriels" (MASSON 84)
- (12) I.E. IDEL'CIK : "Memento de pertes de charges"(Eyrolles 1969)
- (13) MILOS C. ; ZBYNEK P. ; VLADIMIR T. : "Résultats du diagnostic de la cimenterie de Meftah" (Prague 1986)



- (14) TALANTIKIT : "Mémoire de fin d'étude" (IAP 1982)
- (15) E.R.C.C. MEFTAH : Dossier sur cru (1986)
- (16) Documentations de la cimenterie de Sour-El-Ghozlane

*Parchemin*

FRANKLIN STURDING

1801-1870



## ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

## PROJET DE FIN D'ETUDES

1ex

SUJET

Analyse des Problèmes de l'Atelier  
de Séchage et de Broyage du Cru  
de la Cimenterie de Meftah

2<sup>eme</sup> PARTIE

1 planche

Proposé par :

Z.L. AIDOUN

Etudié par :

YOUNES R.

BOUCHEFFA A.

Dirigé par :

Z.L. AIDOUN

PROMOTION JUIN 1987

W. B. BROWN & SONS, LTD.

100, Abchurch Lane, London, E.C. 4, England

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم والبحث العلمي  
Ministère de l'Enseignement et de la Recherche Scientifique

## ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

## PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

Analyse des Problèmes de l'Atelier  
de Séchage et de Broyage du Cru  
de la Cimenterie de Meftah

PARTIE

Proposé par :

Z.L AIDOUN

Etudié par :

Dirigé par :

Z.L AIDOUN

PROMOTION JUIN 1987

الموضوع : تحليل مشاكل ورشة معالجة المواد الخام في مصنع اسمنت مفتاح .  
الطغص : يدعى هذا المشروع بشكل رئيسي بالبحث عن الحلول الممكنة لرفع مستوى إنتاج الاسمنت في مصنع مفتاح .  
وفي هذا الصدد تم القيام بدراسة وصفية للمراحل المتعاقبة لخطية الانتاج ، إضافة للعناصر المولفة لورشة المواد الخام ، بالإضافة الى تحديد للمشاكل الرئيسية لهذه الورشة ، ومن ثم طرح الحلول للمشاكل الأكثر تأثيراً على خطية الانتاج .

SUJET : Analyse des problèmes de l'atelier de broyage cru de la Cimenterie de MEFTAH.

RESUME: Ce projet a pour but essentiel de rechercher les solutions possibles permettant d'améliorer la production de ciment de l'usine de Meftah. Les phases consécutives dans la préparation du ciment ont été décrites ainsi que les différents constituants de l'atelier du cru.

Les problèmes principaux affectant les performances du système ont été ensuite identifiés et une proposition de solution pour les problèmes jugés de plus grande influence sur l'usine a été faite.

SUBJECT: An analysis of drying problems of the raw material Workshop

ABSTRACT: The purpose of this project is to look for improvement solutions in order to increase the efficiency of Meftah's cement production factory.

Working towards this the consecutive phases of the cement preparation process are clarified and the different elements of the raw material workshop are described.

The main problems upsetting the performance of the system are identified and a solution is sought for the point which are thought to be of greater influence on the cement production.

DEDICACES

Je dédie ce travail :

- A mes parents qui ont tout sacrifié pour me voir atteindre ce but,
- A mes frères : Rawad, Mohamed et Rafat
- A mes soeurs : Hanan, Chazwa et Leïla,
- A tous mes amis,
- A toute ma famille.

YOUNES

L.A.B.



## REMERCIEMENTS

Au terme de ce travail, nous tenons à remercier tous les enseignants de l'Ecole Nationale Polytechnique qui ont contribué à notre formation d'Ingénieur et, en particulier, ceux du Département de Génie Mécanique.

Nous réitérons nos remerciements et notre gratitude à Monsieur Z.L. AIDOUN pour les conseils et le suivi constant qu'il n'a cessé de nous prodiguer tout au long de ce travail.

Nous adressons aussi notre profonde reconnaissance à tous les responsables de la cimenterie Meftah Messieurs BOUBEKEUR, MOURAH, HADDAD, BOUCHATEN, TALANTIKIT et tout le personnel de la cimenterie, en particulier ceux du bureau de formation.

Nous tenons également à remercier la personne dont la modestie empêche de citer le nom et dont l'aide a été précieuse pour la confection de ce mémoire.

Que tous ceux qui ont contribué, de près ou de loin, à cette réalisation trouvent ici l'expression de notre profonde gratitude.

Boucheffa et Younès.

TABLE DES MATIERES



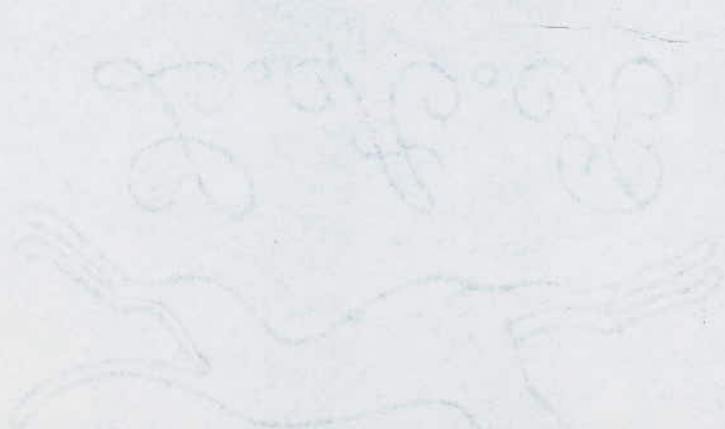
	Page
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE IV : PROBLEMES DE L'ATELIER CRU.....	3
IV.1. - INTRODUCTION.....	4
IV.2. - PROBLEME DE SECHAGE DE LA MATIERE PREMIERE.....	7
IV.2.1. Considérations générales sur le séchage	7
IV.2.2. Problème de l'humidité variable.....	12
IV.2.3. Le séchage au niveau du concasseur sécheur.....	14
IV.2.4. Le séchage au niveau du broyeur et du séparateur.....	18
IV.3. - PROBLEMES DE L'AIR FAUX .....	18
IV.3.1. Définition.....	18
IV.3.2. Calculs des airs faux.....	19
IV.3.3. Résultats du bilan français.....	21
IV.3.4. Conséquences de l'air faux sur le tirage des ventilateurs.....	26
IV.3.5. Conséquences de l'air sur le foyer auxiliaire.....	27
IV.3.6. Conséquences de l'air faux sur les températures de rosées.....	30
IV.3.7. Conséquences de l'air faux sur le conasseur-sécheur.....	31
IV.4. - REPARTITION DES GAZ CHAUDS.....	32
IV.4.1. Conséquences générales.....	32
IV.4.2. Résultats du diagnostic tchécoslovaque	32
IV.4.3. Conséquences générales.....	33

IV.5. - BOURRAGE DU BROYEUR .....	34
IV.5.1. Considérations générales sur le broyage .....	34
IV.5.2. Problèmes du bourrage .....	38
IV.6. - PROBLEMES DIVERS .....	41
IV.6.1. Au niveau du foyer auxiliaire	41
IV.6.2. Au niveau du concasseur sécheur .....	41
IV.6.3. Au niveau du broyeur .....	42
CHAPITRE V : ETUDE DES SOLUTIONS .....	43
V.1. - INTRODUCTION .....	44
V.2. - CONDUITE DU FOUR ATELIER CRU .....	45
V.2.1. Caractéristiques générales .....	45
V.2.2. Modes d'utilisation possibles de gaz .....	45
V.3. - LE SECHOIR - CARACTERISTIQUE ET CALCUL .....	49
V.3.1. Caractéristiques générales .....	49
V.3.2. Schéma du séchoir .....	49
V.3.3. Calcul de l'enceinte de séchage .....	51
V.4. - LE CIRCUIT DEFINITIF .....	57
V.5. - PRECONISATION .....	60
CONCLUSION .....	62

SOMMAIRE DE LA 1ERE PARTIE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

	Page
INTRODUCTION .....	1
CHAPITRE I : GENERALITES .....	3
CHAPITRE II : DESCRIPTION DE LA CHAINE DE FABRICATION .....	18
CHAPITRE III : APPAREILS DE L'ATELIER CRU .....	61
CONCLUSION .....	84

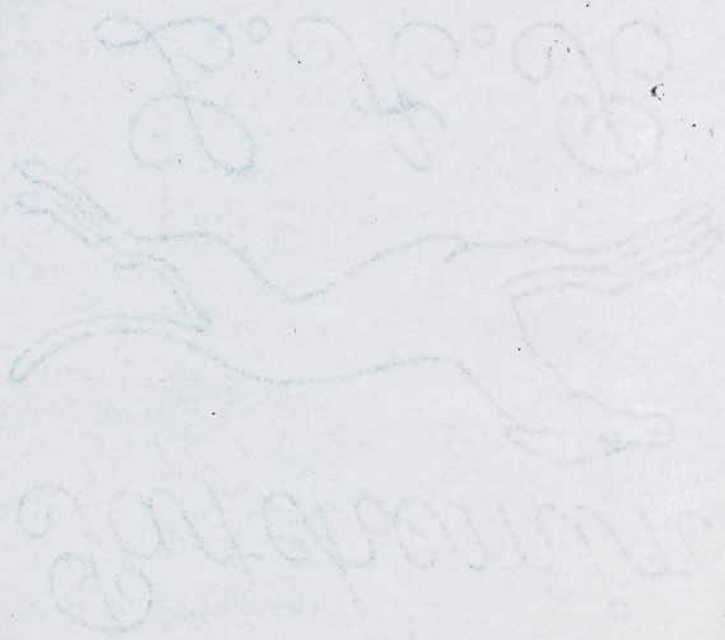


LISTE DES FIGURES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

N°	TITRES	Page.
4.1.	ECHANGES ENTRE UN CORPS HUMIDE ET L'AIR AMBIANT .....	7
4.2.	COEFFICIENT DE FROTTEMENT EN FONCTION DE $Re$ DANS LE CAS D'UNE SURFACE SPHERIQUE....	10
4.3.	COEFFICIENT DE FROTTEMENT EN FONCTION DE $Re$ DANS LE CAS D'UNE SURFACE PLANE .....	11
4.4.	.....	14
4.5.	.....	16
4.6.	CIRCUIT DU CONCASSEUR SECHEUR .....	
4.7.	.....	19
4.8.	EMPLACEMENT DES POINTS DE MESURE DES VITESSES DANS UNE CONDUITE CYLINDRIQUE.....	
4.9.	CIRCUIT AEROLIQUE BROYEUR A CRU DEBITS TEMPERATURES .....	22
4.10.	CIRCUIT AEROLIQUE BROYEUR A CRU VITESSES - PRESSIONS STATIQUES .....	23
4.11.	BILAN MATIERE .....	24
4.12.	RELATION DEBIT GAZ - DEBIT D'AIR PRIMAIRE ...	28
4.13.	RELATION DEBIT GAZ - DEBIT D'AIR SECONDAIRE .....	29
4.14.	DIFFERENTS MODES D'ACTION DES FORCES EXTERNES EN FRAGMENTATION .....	36
4.15.	COURBES GRANULOMETRIQUES OBTENUES AVEC UN CONCASSEUR GIRATOIRES .....	36
4.16.	LOI DE REPARTION GRANULOMETRIQUE DE GAUDIN ET SCHUMANN .....	36
5.2.	ATELIER DE PREPARATION DU CRU .....	46
5.3.	MARCHE SUR FOYER AUXILIAIRE	

5.4.	MARCHE FOYER + PRECHAUFFEUR POUR CIRCUIT CONCASSEUR SECHEUR .....	
5.5.	MARCHE MIXTE	
	- GAZ FOYER AUXILIAIRE POUR CONCASSEUR SECHEUR	
	- GAZ PRECHAUFFEUR POUR BROEUR SEPARATEUR	
5.6.	SECHOIR TUNNEL A SUPPORT VIBRANT PAR TRAVERSEE .....	50
5.7.	REPRESENTATION D'UN SECHOIR .....	53
5.8.	DETERMINATION DE $Y_2$ .....	53
5.9.	GOUTTELETTE EN COURS D'EVAPORATION.....	55
5.10.	CIRCUIT PROPOSE .....	59



LISTE DES TABLEAUX

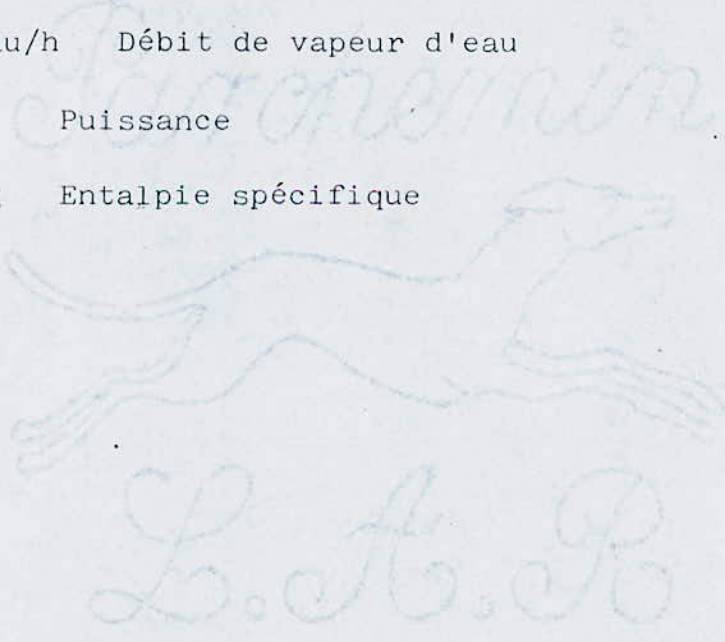
N°	<u>TITRES</u>	Page
4.1.	EVOLUTION DE LA PRODUCTION 1986 ATELIER CRU .....	5
4.2.	ANALYSE DES ARRETS DE L'ATELIER BROYAGE CRU .....	6
4.3.	RELEVES MENSUELS DES HUMIDITES .....	13
4.4.	DETERMINATION DE LA TEMPERATURE DE ROSEE .....	31

NOTATIONS & UNITES

$a$	$m^2/h$	Coefficient de facilité du transfert thermique
$D_v$	$m^2/h$	Diffusivité de la vapeur d'eau dans l'air
$\nu$	$m^2/h$	Viscosité cinématique
$\lambda$	$Kcal/h.m^\circ C$	Conductivité thermique
$\eta$	$kg/m.h$	Viscosité dynamique
$C_p$	$Kcal/Nm^3^\circ C$	Chaleur volumique du gaz
$V, U$	$m/s$	Vitesse
$\tau$	$N/m^2$	Contrainte de frottement
$\rho_v, \rho_s$	$Kg/m^3$	Masse volumique, masse volumique de la vapeur, masse volumique du solide
$\psi_t$	$Kcal/h$	Flux de chaleur en écoulement laminaire
$\psi_v$	$kg/h$	Flux de vapeur en écoulement laminaire
$\phi_t$	$Kcal/h$	Flux de chaleur en écoulement turbulent
$\phi_v$	$kg/h$	Flux de vapeur en écoulement turbulent
$\phi_t$	$Kg/h$	Flux d'énergie mécanique
$R_v$	$J/Kg^\circ C$	Constante de la vapeur d'eau
$\alpha$	$Kcal/h.m^2$	Coefficient de convection thermique moyen
$S$	$m^2$	Surface d'échange (de chaleur ou de vapeur d'eau)
$t, T$	$(^\circ C \text{ ou } ^\circ K)$	Température
$h_v$	$m/h$	Coefficient de diffusion de vapeur moyen
$p$	$N/m^2$	Pression
$C_f$		Coefficient de frottement



- $\theta$  h ou s Temps
- H Kg d'eau/ Kg sec Humidité des matières solides
- Y Kg d'eau/ Kg sec Humidité de l'air (ou de gaz)
- $m_e$  Kg d'eau masse d'eau
- $m_s$  Kg Sec masse du solide sec
- $v_s$  (Kg d'eau/ Kg s.e.h ) Vitesse de séchage
- $R_e$  Nombre de Reynolds
- $S_c$  Nombre de Schmidt
- $P_r$  Nombre de Prandtl
- $\dot{M}_a$  Kg d'air/h Débit d'air
- $\dot{M}_s$  Kg de solide par h. Débit de matière
- $\dot{M}_e$  Kg d'eau/h Débit de vapeur d'eau
- N Kw Puissance
- Q Kcal/kg Entalpie spécifique



## INTRODUCTION

Dès que l'Algérie eut fini de récupérer ses richesses naturelles, elle s'était mise en position de pouvoir lancer, dans tous les domaines, de grands projets de développement. Mais aussitôt, certains de ces projets initiés, le Pays s'était vite aperçu combien il était tributaire de l'extérieur en matière d'études, d'équipements, et même de réalisation des infrastructures industrielles ; il fallait pratiquement tout importer.

Si certains de ces problèmes ne pouvaient être résolus dans l'immédiat, d'autres par contre, pouvaient l'être pour peu que l'on s'y attaque. C'était le cas pour les matériaux de construction et, en particulier, le ciment dont l'Algérie avait un besoin important.

C'est ainsi qu'il a été décidé de programmer la construction de nombreuses cimenteries, dont celle de Meftah, objet de notre mémoire.

Lancé en 1970, la réalisation de ce projet a été confiée à de nombreuses entreprises tant nationales qu'étrangères.

Au démarrage de l'unité en 1975, les responsables se trouvent confrontés à une multitude de problèmes qui font chuter la production, et il s'en trouve un, plus important que les autres, que nous nous proposons de considérer afin de lui trouver une solution éventuelle.

Il s'agit du problème de l'atelier de broyage et de séchage du cru qui entraîne une chute spectaculaire du rendement de la cimenterie.

Ce travail, intitulé "Analyse des problèmes de l'atelier de broyage et de séchage du cru" est divisé en 2 parties. La première porte essentiellement sur la description de la chaîne de fabrication ainsi que les appareils constituant l'atelier. La deuxième concerne l'analyse des problèmes proprement dits.

Il va de soi que la première partie est destinée non seulement aux lecteurs désirant s'informer de la manière de fabriquer du ciment, mais aussi à tout lecteur désirant comprendre la deuxième partie, celle-ci étant complémentaire de la première.

Parchemin



## IV - PROBLEMES DE L'ATELIER CRU

## IV. 1. - INTRODUCTION

## IV. 2. - PROBLEME DE SECHAGE DE LA MATIERE PREMIERE

IV.2.1. Considération générales sur le séchage

IV.2.2. Problème de l'humidité variable

IV.2.3. Le séchage au niveau du concasseur-sécheur

IV.2.4. Le séchage au niveau du broyeur et du séparateur

## IV. 3. - PROBLEME DE L'AIR FAUX

IV.3.1. Définition

IV.3.2. Calculs des airs faux

IV.3.3. Résultats du bilan français

IV.3.4. Conséquences de l'air faux sur le tirage des ventilateurs

IV.3.5. Conséquences de l'air faux sur le foyer auxiliaires

IV.3.6. Conséquences de l'air faux sur les températures de rosées

IV.3.7. Conséquences de l'air faux sur le concasseur sécheur

## IV. 4. - REPARTITION DES GAZ CHAUDS

IV.4.1. Considérations générales

IV.4.2. Résultats du diagnostic tchécoslovaque

IV.4.3. Conséquences générales

## IV. 5. - BOURRAGE DU BROYEUR

IV.5.1. Considérations générales sur le broyage

IV.5.2. Problème du bourrage

## IV.6. - PROBLEMES DIVERS

## IV. 1. - INTRODUCTION

Actuellement, le problème principal de l'atelier cru réside dans le fait que l'on ne peut pas atteindre le débit nominal de farine (mélange des matières, broyé et séché) ; ceci est mis en évidence par ce qui suit :

- La cimenterie doit produire annuellement un total de 1.000.000 de tonnes de ciment, c'est à dire un total de  $0,94 \cdot 10^6 = 940.000$  Tonnes de clinker ; le rapport de perte au feu au niveau de l'atelier cuisson est :

$$\frac{\text{Débit clinker}}{\text{Débit de farine}} = 0,6$$

d'où le débit de farine nominal =  $\frac{940.000}{0,6} \approx 1.600.000$  Tonnes/an

Le tableau (4.1) montre que la production cumulée de l'année 1986 est de l'ordre de 1 million de tonnes de farine, c'est à dire que le rendement de l'atelier est de :

$$\eta(\text{atelier}) = \frac{1.000.000}{1.600.000} = 0,625 \text{ soit } 62,5 \%$$

La chute de ce débit est dûe essentiellement à deux types de problèmes:

- Problèmes provoquant des arrêts provisoires non prévus dans le calcul de la capacité de production de l'atelier ; le tableau (4.2.) donne un résumé de ces problèmes pendant le mois de février 1986,

- Problèmes permanents au niveau de l'atelier qui sont l'objet de ce chapitre. Ils sont résumés comme suit :

- . Problème de séchage de la matière première
- . Problème de diffusion de l'air faux dans les installations de l'atelier,
- . Problème de la mauvaise répartition des gaz chauds au niveau du concasseur sécheur, broyeur et séparateur.

## EVOLUTION DE LA PRODUCTION 1986

## ATELIER CRU

	J.	F.	M.	A.	M.	J.	J.	A.	S.	O.	N.	D.
Production prévue	14066	86206	103450	101730	100000	101724	34482	100000	100000	100000	98500	100000
Production réalisée	9775	73690	112076	115541	110005	101726	16747	94294	98789	109165	77799	75272
Heures de marche	59h30	445h20	648h15	646h35	627h40	582h10	99h45	543h05	544h10	654 h	452h40	468h45
Débit horaire	164,30	165,47	172,89	178,70	175,23	173t/h	167,88	173,62	181,54	166,91	171,80	160,5
% D'utilisation	7,99%	66,27%	87,13%	89,79%	84,36%	80,83%	13,40%	72,99%	75,57%	87,90%	62,87%	63 %
Prévision cumulée	14066	100272	203722	305452	405452	507176	541658	641658	741658	841658	940158	1040158
Réalisation cumulée	9775	83465	195541	311082	421087	522213	538960	633254	732043	841208	919007	994279
Ecart en T.	- 4291	-16807	- 8181	+ 5630	+15635	+15037	- 2698	- 8404	- 9615	- 450	-21151	- 45879
% Réalisation	69,49	83,24	95,98	101,89	103,85	102,96	99,50	98,69	98,70	99,94	97,75	95,60

TAB.4.1

Equipements	Procédé		Mécanique		Automatisme		Electricité		Autres		Programme		Total	
	N°A	H.A	N°A	H.A	N°A	H.A	N°A	H.A	N°A	H.A	N°A	H.A	N°A	H.A.
Gratteur Calcaire							1	5h55					1	5 h 55
Gratteur Ajouts							1	2h15					1	2 h 15
Tapis	2	2h30	4	10h10	2	3h15							8	15 h 55
Manque Ajouts							1	1 h					1	1 h
Nivelage tas	1	2h30											1	2 h 30
Ventilateurs							2	1 h 35					2	1 h 35
Foyer					2	55'							2	55'
Broyeur	2	4h50	6	2h55	1	50'							9	8 h35
Souffleur			3	3h55			1	20'					4	4 h 15
Compresseur					3	55'							3	55'
Séparateur			2	55'			1	45'					3	1 h 40
Elévateur	2	5h40			1	2h20							3	8 h
Concasseur			1	15'									1	15'
N T H Homo					1	2h20							1	2 h 20
Perte signalisat.					1	30'							1	30'
516					2	1h50	1	10'					3	2 h
Divers					1	15'			11	4h20			12	4 h 35
Manque eau							1	2h50	1	2h10			2	5 h
Chute tension									4	2h45			4	2 h 45
Programme sur incident											1	13h05	1	13 h 05
Programme											1	15h	1	15 H
<b>TOTAL</b>	<b>7</b>	<b>15h30</b>	<b>16</b>	<b>18h10</b>	<b>14</b>	<b>23h10</b>	<b>9</b>	<b>13h50</b>	<b>16</b>	<b>9h15</b>	<b>2</b>	<b>28h05</b>	<b>64</b>	<b>99 h.</b>

TAB. 4.2.

## . Problèmes métallurgiques au niveau du broyeur

Chacun de ces problèmes a de nombreuses conséquences sur la marche des divers appareils de l'atelier.

## IV. 2. - PROBLEME DE SECHAGE DE LA MATIERE PREMIERE

## IV.2.1. - Considérations générales sur le séchage (par convection)

Soit un corps humide que l'on désire sécher par évaporation. Le corps est placé dans un séchoir (Fig. 4.1.), est entourée d'une très mince couche d'air pratiquement immobile, même s'il règne dans le séchoir un courant d'air de vitesse  $V_{\infty}$ . Cette couche se maintient à la température  $t_0$  de la surface du corps humide, au début du séchage elle est saturée de vapeur d'eau.

Pour que le séchage puisse s'effectuer, il faut qu'à tout moment la tension de vapeur " $P_{v_0}$ " régnant dans la sous-couche limite soit supérieure à celle de l'air ambiant " $P_{v_{\infty}}$ ".

Il y a alors les phénomènes suivants :

- S = Surface du corps
- SCL = Sous-couche limite
- CL = Couche limite
- $\phi_l$  = Flux du liquide
- $\phi_v$  = Flux de vapeur
- $\phi_t$  = Flux de chaleur

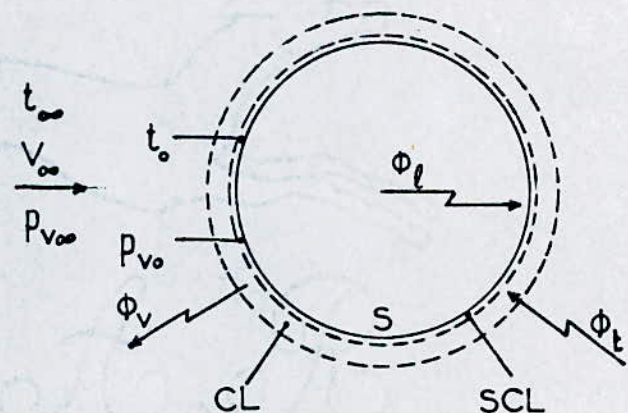


FIG.4.1 Echanges entre un corps humide et l'air ambiant.



- Une double diffusion d'eau : Le flux liquide de l'intérieur vers la surface et, le flux de vapeur de la surface vers l'extérieur,

- Un transfert thermique venant de l'extérieur, il se fait par convection à l'extérieur, et, par conduction à l'intérieur du corps.

#### IV.2.1.1. / Lois de séchage

a/ En régime laminaire : Lorsque le transfert s'effectue seulement sous l'effet de l'agitation moléculaire, les expressions des divers transferts sont :

\* Loi de Fourier ( transfert de chaleur ) :  $\lfloor 1 \rfloor$

$$\phi_t = a \cdot \frac{d}{dz} (\rho \cdot c_p \cdot T) = \lambda \frac{dT}{dz}$$

$\lambda$  : Conductivité thermique  
 $\lfloor \text{Kcal} / \text{h m}^\circ \text{C} \rfloor$

\* Loi de Fick (transfert de vapeur) :  $\lfloor 1 \rfloor$

$$\phi_v = D_v \frac{d\rho_v}{dz} = \frac{D_v}{R_v \cdot T} \cdot \frac{dP_v}{dz} \quad (2)$$

$D_v$  : Diffusivité de la vapeur  
 $\lfloor \text{m}^2/\text{h} \rfloor$

\* Loi de Newton (Transfert de quantité de mouvement) :  $\lfloor 1 \rfloor$

$$\tau = \nu \cdot \frac{d}{dz} (\rho \cdot v) = \eta \cdot \frac{dv}{dz} \quad (3)$$

$\eta$  : Viscosité dynamique  
 $\lfloor \text{Kg/m.h} \rfloor$

La théorie cinétique des gaz permet le calcul des coefficients  $a$ ,  $D_v$  et  $\nu$  dans le cas d'un écoulement laminaire.

b/ En régime turbulent : Les équations de transfert sont : [1]

$$* \text{ Flux de chaleur : } \phi_t = S \cdot \alpha \cdot (t_0 - t_\infty) \quad (4)$$

avec  $\alpha$  : coefficient de convection moyen thermique

$$* \text{ Flux de vapeur : } \phi_v = S \cdot \frac{h_v}{R_v \cdot T} (p_{v0} - p_{v\infty}) \quad (5)$$

avec  $h_v$  coefficient de diffusion de vapeur moyen

$$* \text{ Flux d'énergie mécanique : } \phi_f = S \cdot \frac{C_f}{2} \cdot \rho \cdot v_\infty^2 \quad (6)$$

avec  $\frac{C_f}{2}$  coefficient de frottement moyen

c/ Coefficients de transferts [1]

\* La valeur de  $\frac{C_f}{2}$  est déduite des abaques (Fig. 4.2. et 4.3.)

$$\alpha = \frac{(C_f/2) \cdot \rho_v \cdot C_p \cdot v_\infty}{(Pr)^{2/3}} \quad (7)$$

$$\text{avec } Pr \text{ nombre de Prandtl} = C_p \cdot \eta / \lambda \quad (8)$$

$$h_v = \frac{(C_f/2) \cdot v_\infty}{(Sc)^{2/3}} \quad (9)$$

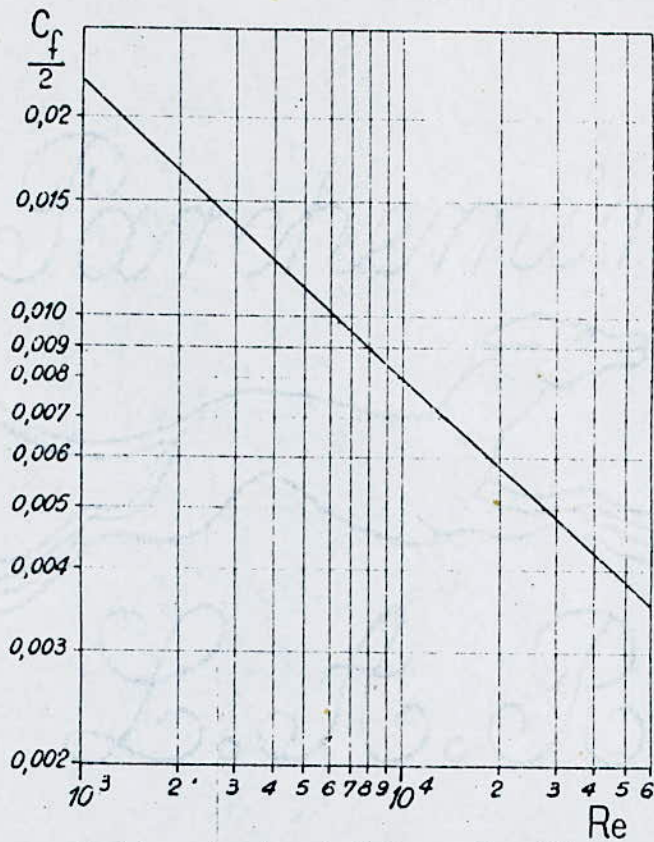
$$\text{avec } Sc, \text{ nombre de Schmidt} = \eta / \rho \cdot D_v \quad (10)$$

IV.2:1.2. Vitesse de séchage [1]

Le flux de vapeur (formule 5) quittant la surface peut s'écrire :

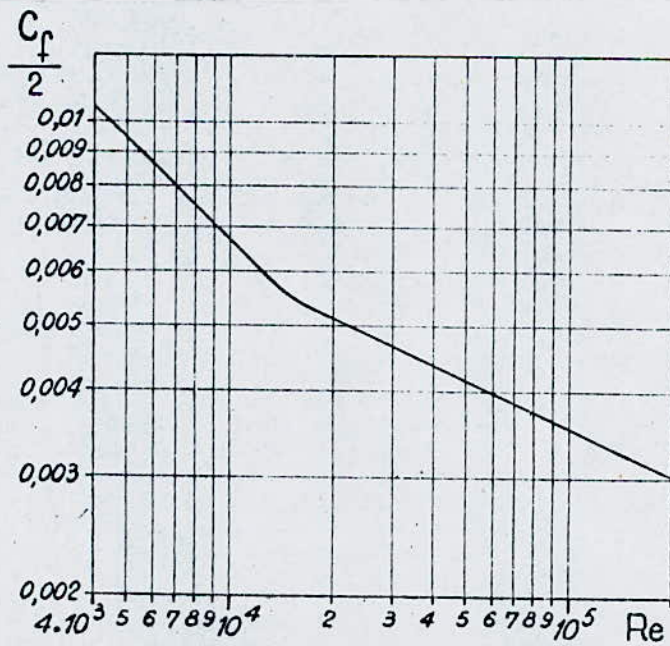
$$\phi_v = K_s \cdot S \cdot (p_{v0} - p_{v\infty}) \quad (11)$$

$$\text{avec } K_s = h_v / R_v \cdot T \quad (12)$$



En abscisses : valeurs du nombre de REYNOLDS  $Re = \rho V D / \eta$ .  
 En ordonnées : valeurs calculées de  $C_f/2$  en partant des mesures de  $\alpha$ .

FIG.4.2 — Coefficient de frottement en fonction de  $Re$  dans le cas d'une surface sphérique.



En abscisses : valeur du nombre de REYNOLDS  $Re = \rho V l / \eta$ .  
 En ordonnées : valeurs calculées de  $C_f/2$ .

FIG.4.3 — Coefficient de frottement en fonction de  $Re$  dans le cas d'une surface plane.

La vitesse de séchage est définie par  $V_S = \frac{dH}{d\theta}$  (13)

Or, :  $H = \frac{m_e}{m_s}$  (14)

Donc  $dH = \frac{dm_e}{m_s}$  (15)

$\frac{dH}{d\theta} = \frac{dm_e}{d\theta} \cdot \frac{1}{m_s}$  (16)

Mais  $\frac{dm_e}{d\theta} = \phi_v$  (17)

Donc  $V_S = \phi_v / m_s$  (18)

$V_S = K_S \frac{S}{m_s} (p_{vo} - p_{v\infty})$  (19)

#### IV.2.1.3. Détermination expérimentale du séchage

a/ Courbe expérimentale de séchage : c'est la représentation graphique du résultat d'essai de séchage d'un échantillon du corps humide, dans des conditions bien déterminées.

Elle indique la variation de la teneur  $H$ , portée en ordonnée, en fonction du temps  $\theta$ , portée en abscisse (Fig. 4.4.a).

Il faut connaître la masse sèche de l'échantillon et, par conséquent, pousser le séchage jusqu'à siccité, pour pouvoir tracer la courbe de séchage.

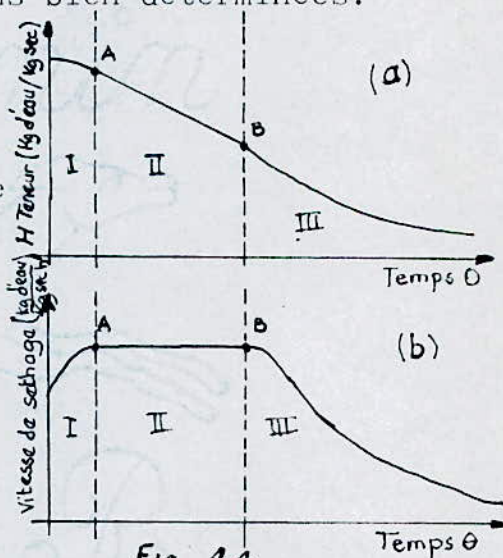


Fig 4.4

b/ si l'on dérive la courbe précédente en fonction du temps, on obtient une courbe dite de vitesse de séchage ; on y trouve : (Fig. 4.4.b)

- I : Période de mise à température  
 II : Période de séchage à allure constante  
 III: Période de séchage à allure régressive

#### IV.2.2. - Problème de l'humidité variable

La fonction séchage des matières premières est assurée au niveau des trois appareils : concasseur sécheur, broyeur et séparateur formant avec d'autres dispositifs auxiliaires l'ensemble appelé : Atelier de cru .

Cet atelier est prévu pour 240 t/h. L'humidité matière dont a tenu compte le constructeur de l'atelier est de 8 %. Or, il arrive que cette valeur dépasse 9 % (Tab. 4.3.)

Au nominal de l'atelier, la quantité d'eau à évaporer est de :

$$\frac{240}{1-0,09} \cdot 0,09 = 23,74 \text{ t/h}$$

L'eau sortant sera (à humidité résiduelle de 0,5 %) :

$$\frac{240}{1-0,5 \cdot 10^{-2}} \cdot 0,5 \cdot 10^{-2} = 1,21 \text{ t/h}$$

D'où à évaporer :  $23,74 - 1,21 = 22,53 \text{ t/h}$

En supposant un rendement d'évaporation de 1.200 t/h (valeur moyenné, elle n'est ni constante, ni la même au niveau des trois appareils de séchage), on a :  $22,53 \times 1200 = 27.000 \text{ th/h}$ . Le foyer lui-même n'est prévu que pour 22.000 th/h ; d'où un déficit de 5.000 th/h.

./.

	Mois Désignation	J	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D	Moyenne annuelle
Entrée Concassee	Max.		9,60	8,60	8,10	7,6	7,80		7,10	7,00	8,23	9,13	10,85	10,85
	Min.		6,90	6,00	6,00	5,20	5,33	F	4,15	5,16	5,86	6,10	7,45	4,15
	Moy.		7,93	7,53	7,46	6,40	6,67		6,03	6,22	7,07	7,81	8,28	7,14
Sortie Concassee	Max.		6,90	5,55	5,30	5,7	5,50		6,00	5,03	6,60	6,36	7,45	7,45
	Min.	F	4,40	3,36	3,90	3,00	3,00	E	2,60	3,16	3,65	4,20	4,40	2,60
	Moy.		5,31	4,55	4,78	4,40	4,50		3,79	3,94	4,71	5,24	5,76	4,78
Calcaire	Max.		9,20	7,50	7,50	8,80	7,40		6,20	7,10	10,60	9,80	10,90	10,90
	Min.	E	6,80	5,10	6,30	4,30	4,00	R	4,10	5,10	5,60	4,40	6,10	4,10
	Moy.		7,21	6,60	6,85	6,60	6,39		4,99	5,98	7,56	7,19	8,48	6,79
Argile	Max.		11,30	12,40	12,50	10,70	9,30		11,20	10,70	12,40	10,7	12,90	12,9
	Min.	R	7,40	8,40	7,30	8,30	7,00	R	6,90	7,30	8,00	7,50	6,90	6,90
	Moy.		9,16	10,40	10,24	9,50	8,24		8,69	8,16	9,60	9,57	10,57	9,41
Sable	Max.		6,80	6,30	7,70	4,70	3,50		4,50	8,80	8,00	6,80	8,00	8,80
	Min.	R	4,20	2,90	4,00	1,20	2,00	A	2,50	1,70	3,40	3,60	4,10	1,20
	Moy.		5,22	4,70	5,19	2,70	3,42		3,30	3,28	5,48	5,36	6,38	4,52
Minerai de fer	Max.		11,10	12,00	12,60	8,30	8,10		8,20	3,00	9,2	7,00	13,80	13,80
	Min.	A	4,80	5,8	5,00	4,00	4,80		2,10	1,90	2,90	4,20	9,00	1,9
	Moy.		7,63	9,08	8,89	6,15	6,8		5,15	2,45	5,78	6,02	10,83	6,88

Tab. 4.3.

Relevés Mensuels des Humidités

A 8% d'  $H_2O$ , le foyer aurait dû être capable de 23.600 th/h. Le déficit existe malgré tout.

Cet inconvénient a pour conséquence obligatoire une diminution de l'alimentation en matière cru.

La variation de la teneur en  $H_2O$  est variable suivant :

a/ Les saisons : Ce fait est bien illustré par le tableau (4.3.) donnant les valeurs des humidités maximums, minimums, et moyennes mensuelles à l'entrée et à la sortie du concasseur, aux trémies de calcaire, d'argile de sable et de fer ainsi que les moyennes annuelles (dernière colonne) en ces points.

b/ La hauteur du tas : La matière première est stockée dans des halles de stockage sous forme de tas. Du fait de la gravité, la matière s'accumule en fonction de sa granulométrie. Celle-ci est inversement proportionnelle à la hauteur du tas. On prévoit ainsi des courbes ayant l'allure suivante (Fig. 4.5)

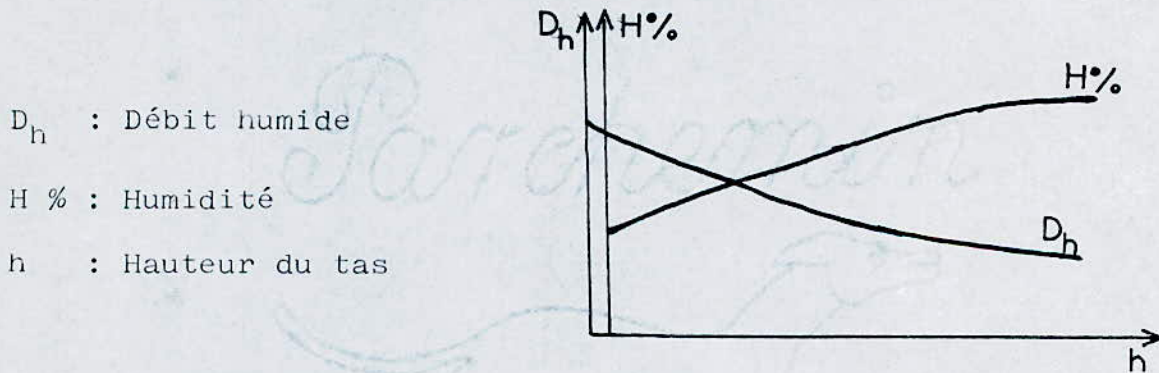


Fig. 4.5.

#### IV.2.3. - Le séchage au niveau du Concasseur-sécheur

La fonction de séchage au niveau de l'atelier cru est mal assurée, non pas seulement aux périodes de teneur d'humidité supérieure à 8 %, mais tout le long de l'année, et ainsi, au problème du manque des calories que doit fournir le foyer auxi-

liaire (§ IV.2.2.), s'ajoutent, au niveau du concasseur-sécheur, deux autres problèmes qui sont :

- a/ Le sous-dimensionnement du concasseur-sécheur,
- b/ La présence de l'air faux (parasite) en grande proportion.

#### IV.2.3.1. - Le sous-dimensionnement du concasseur sécheur

Nous pouvons vérifier ce défaut par le calcul suivant :

- La puissance du concasseur-sécheur se calcule comme suit :  $\underline{\underline{[2]}}$

$$N = 0,0102 \cdot \frac{Q}{g} \cdot Cu^2 \cdot 3,6 \quad \underline{\underline{[Kw]}} \quad (20)$$

Q : Débit massique du concasseur-sécheur  $\underline{\underline{[Kg/s]}}$

g : accélération de la pesanteur = 9,8 m/s<sup>2</sup>

Cu : Vitesse circonférentielle du rotor.

Connaissant :

N = 310 kw : puissance installée

Cu = 36 m/s

Le débit du concasseur-sécheur serait donc de :

$$Q = \frac{310 \cdot 9,8}{0,0102 \cdot 3,6 \cdot 36^2} = 63,89 \text{ kg/s}$$

Soit  $Q = 230 \text{ t/h}$

Ce qui est en deça des données contractuelles qui estiment le débit à 259,3 t/h (Fig.4.6). Le déficit en concassage séchage est ainsi :

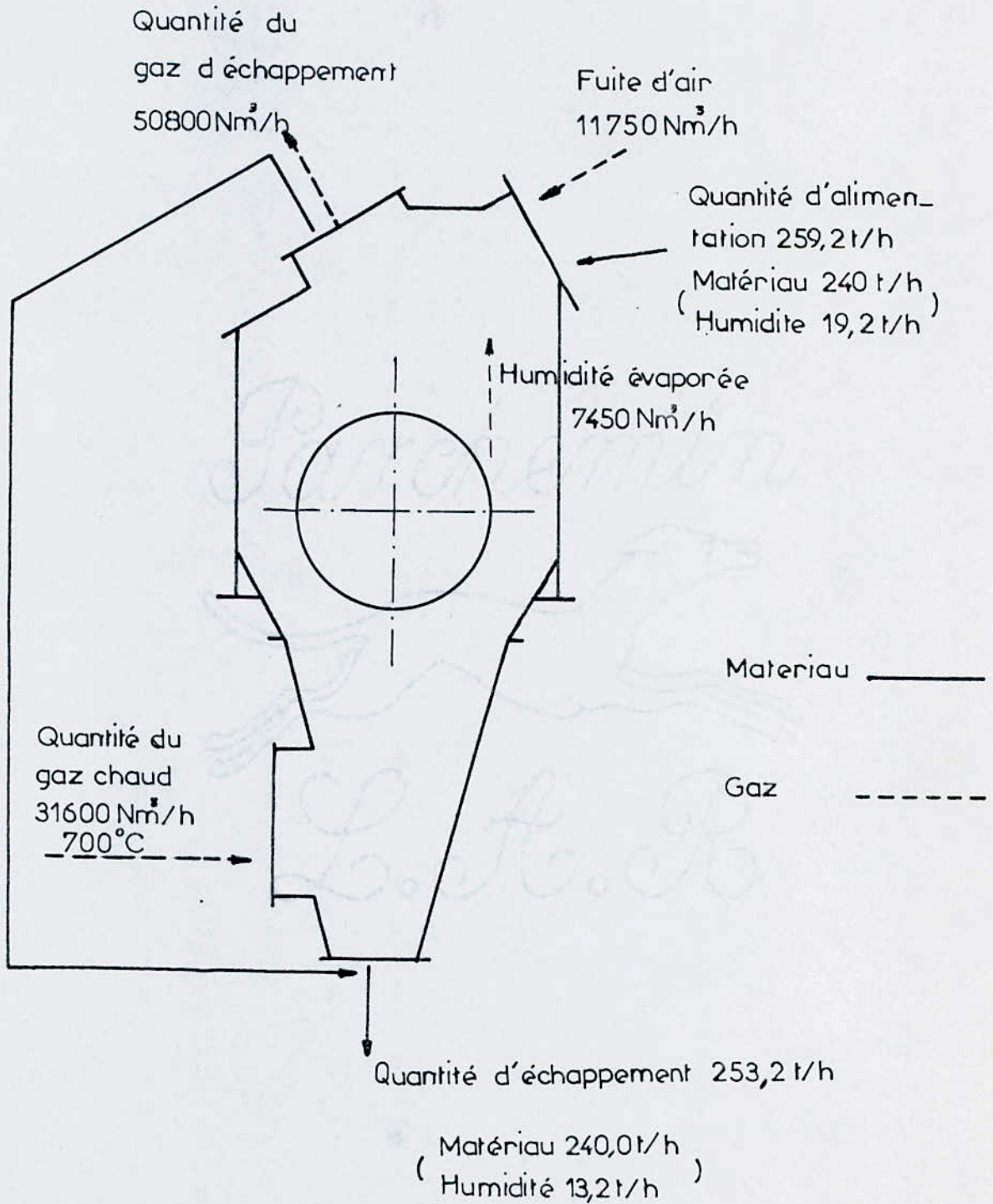
$$\Delta Q = 259,3 - 230 = 29,3 \text{ t/h}$$

./.



FIG.4.6

## Circuits du concasseur-secheur



## IV.2.3.2. - La présence de l'air faux

La figure (4.6.) représente les conditions normales du fonctionnement du concasseur-sécheur ; on voit qu'il doit sécher 6 tonnes d'eau par heure et recevoir 259 t/h de matières brutes avec une humidité de 8 %.

En tenant compte du problème de mauvais dimensionnement le débit humide doit être de 230 t/h (pour humidité de 8 %) alors que ce n'est pas le cas.

Sur le bilan fait par S.C.F. [3], on relève :

- Débit humide = 190,8 t/h
- Humidité : entrée = 7,86 %  
sortie = 6 %

Ceci signifie que l'appareil a séché 3,8 t/h seulement.

Sur le bilan fait par les Tchécoslovaques, on relève :

- Débit humide : 200 t/h
- Humidité : entrée : 7 %  
sortie : 4,5 %

donc un séchage de 5 t/h seulement.

Cette situation n'a pas changé pendant la période de la préparation de ce projet, le débit humide à l'entrée du concasseur-sécheur n'a jamais dépassé 220 t/h quelque soit la valeur de l'humidité.

La chute de ce débit est due, encore une fois, à l'air faux diffusant en grande proportion dans l'appareil et influant par suite sur la vitesse de séchage (Voir IV.4.7.).

Le calcul de la proportion de l'air faux au niveau de chaque appareil est donné dans IV.4.3.

#### IV.2.4. - Le Séchage au niveau du broyeur et du Séparateur

Le séchage au niveau du broyeur-séparateur ne doit pas, en principe avoir des problèmes ; les calories nécessaires sont disponibles par trois sources de chaleur.

a/ - L'énergie électrique transformée en chaleur, elle est donnée par :  $\boxed{37}$

$$Q = 0,85 \times N \quad (21) \quad \text{où}$$

$N$ , est la puissance électrique dissipée par le moteur électrique entraînant le broyeur.

0,85 est la proportion de l'énergie électrique dissipée en chaleur.

b/ - Les calories apportées par les gaz chauds provenant du foyer auxiliaire. Dans les conditions normales de marche, le broyeur doit recevoir  $336 \text{ Nm}^3 / \text{mn}$  à  $450^\circ \text{ C}$ . Le séparateur doit recevoir  $839 \text{ Nm}^3 / \text{mn}$  à  $450^\circ \text{ C}$ .

c/ - Les calories apportées par le refus de matière recyclé, le taux de recyclage défini par :

Débit de matière recyclée

débit de matière sortie concasseur

varie généralement de 2 à 3.

#### IV. 3. - PROBLEMES DES AIRS FAUX

##### IV.3.1. - Définition

Assurer une étanchéité parfaite dans une installation quelconque en particulier dans un atelier de cette envergure est quasiment impossible ; de ce fait, on a des circulations de l'ambiance vers l'intérieur ou inversement suivant la différence de

pression existant entre ces deux milieux.

Lorsque la pression interne est inférieure à celle de l'extérieur, l'air de l'extérieur entre dans l'installation, cet air est appelé : air faux.

Les points d'entrée de l'air faux, au niveau de l'atelier cru, sont en général : Les clapets des tétracyclones, les brides des conduites et des tétracyclones, les éléments mobiles des ventilateurs, les paliers du broyeur, l'entrée du concasseur, etc....

#### IV.3.2. - Calcul des airs faux

Pour une installation donnée où circule un certain gaz, le volume d'air diffusant dans l'installation est donné par :

$$A_f = \sum V_s - (\sum V_e + V_p) \quad (22)$$

$A_f$  = Débit de l'air faux (  $Nm^3/h$  )

$V_s$  = Débit des gaz sortants (  $Nm^3/h$  )

$V_e$  = Débit des gaz entrants (  $Nm^3/h$  )

$V_p$  = Débit d'eau évaporée (  $Nm^3/h$  )

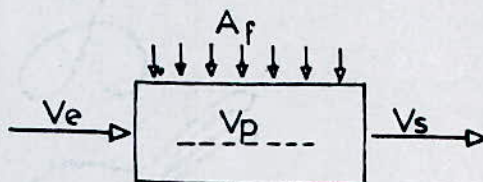


Fig. 4.7.

Le débit  $V_p$  est donné par :

$$V_p = \frac{D_h \cdot \Delta h}{100} \quad (23)$$

$D_h$  : Débit total humide (t/h)

$\Delta h$  : Variation de l'humidité entre l'entrée et la sortie.

Les débits  $V_s$  et  $V_e$  sont calculés à partir du relevé expérimental des vitesses locales.

a) Cas d'une section circulaire :

Il s'agit de diviser la section en cinq sections concentriques d'égale surface (Fig.4.8) et relever la vitesse au point de vitesse moyenne de chacune de ces sections. Ces points de mesure sont déterminés par le calcul, en supposant une répartition parabolique des vitesses, de la forme :

$$C = C_{\max} - k \cdot r^2 \quad (24)$$

Ces points de mesure correspondent aux distances au centre :

$$\frac{R}{\sqrt{10}}, \quad R \frac{\sqrt{3}}{\sqrt{10}}, \quad R \frac{\sqrt{5}}{\sqrt{10}}, \quad R \frac{\sqrt{7}}{\sqrt{10}}, \quad R \frac{\sqrt{9}}{\sqrt{10}}$$

On obtient alors la vitesse moyenne en faisant la moyenne arithmétique des dix vitesses relevées. Pour une mesure soignée, on prend la moyenne des résultats obtenus sur deux diamètres perpendiculaires.

Cette méthode n'est utilisée que pour des conduites d'un diamètre supérieur à 150 mm. La seule condition est de pouvoir percer un trou fileté dans la conduite pour introduire le tube de pitot.

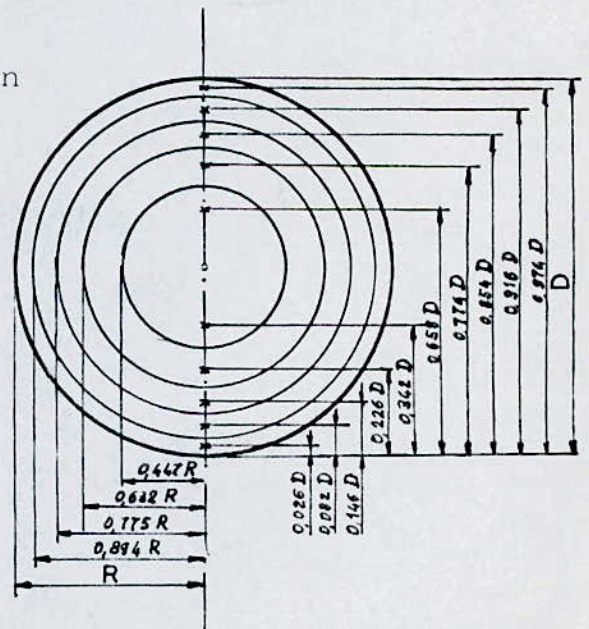


Fig. 4.8.

Emplacement des points de mesure des vitesses dans une conduite cylindrique.

b) Cas d'une section quelconque :

Le principe reste le même. Après avoir relevé le profil de la section, on la divise en sections élémentaires au centre desquelles on mesure la vitesse.

#### IV.3.3. - Résultats du bilan français

On a proposé, au niveau de la cimenterie, de refaire le bilan des airs faux sur tous les appareillages de l'atelier cru. Ce travail nécessite l'usage d'un instrument apparenté au tube de Pitot, appelé tube de Béri ; l'indisponibilité de cet appareil a mené à l'annulation d'une telle opération. Ce tube de Béri, dont le fonctionnement est basé sur le même principe que celui de Pitot, est utilisé dans des trous de petits diamètres ( $< 50$  mm) percés sur les conduites où circulent les gaz chauds provenant du foyer auxiliaire.

Tenant compte de ce manque de matériel, nous avons été dans l'obligation de baser nos calculs sur un bilan fait, il y a trois ans par la S.C.F. [3]

Les résultats des mesures faites par la S.C.F. sont exploités dans les figures (4.9, 4.10, et 4.11). D'où le bilan suivant des airs faux :

a/ - Au niveau du foyer

. Gaz entrée foyer	15100 Nm <sup>3</sup> /h
	37300 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz sortie foyer	93800 Nm <sup>3</sup> /h
. Entrées d'air faux	31400 Nm <sup>3</sup> /h
	Soit 50 % de l'air injecté au foyer

b/ - Au niveau du concasseur-sécheur

. Gaz entrée concasseur	22500 Nm <sup>3</sup> /h
. Evaporation dans le concasseur	
3,8 t/h d'eau, soit	4730 Nm <sup>3</sup> /h

./.

FIG.4.9: CIRCUIT AEROLIQUE BROYEUR A CRU  
DEBITS - TEMPERATURES

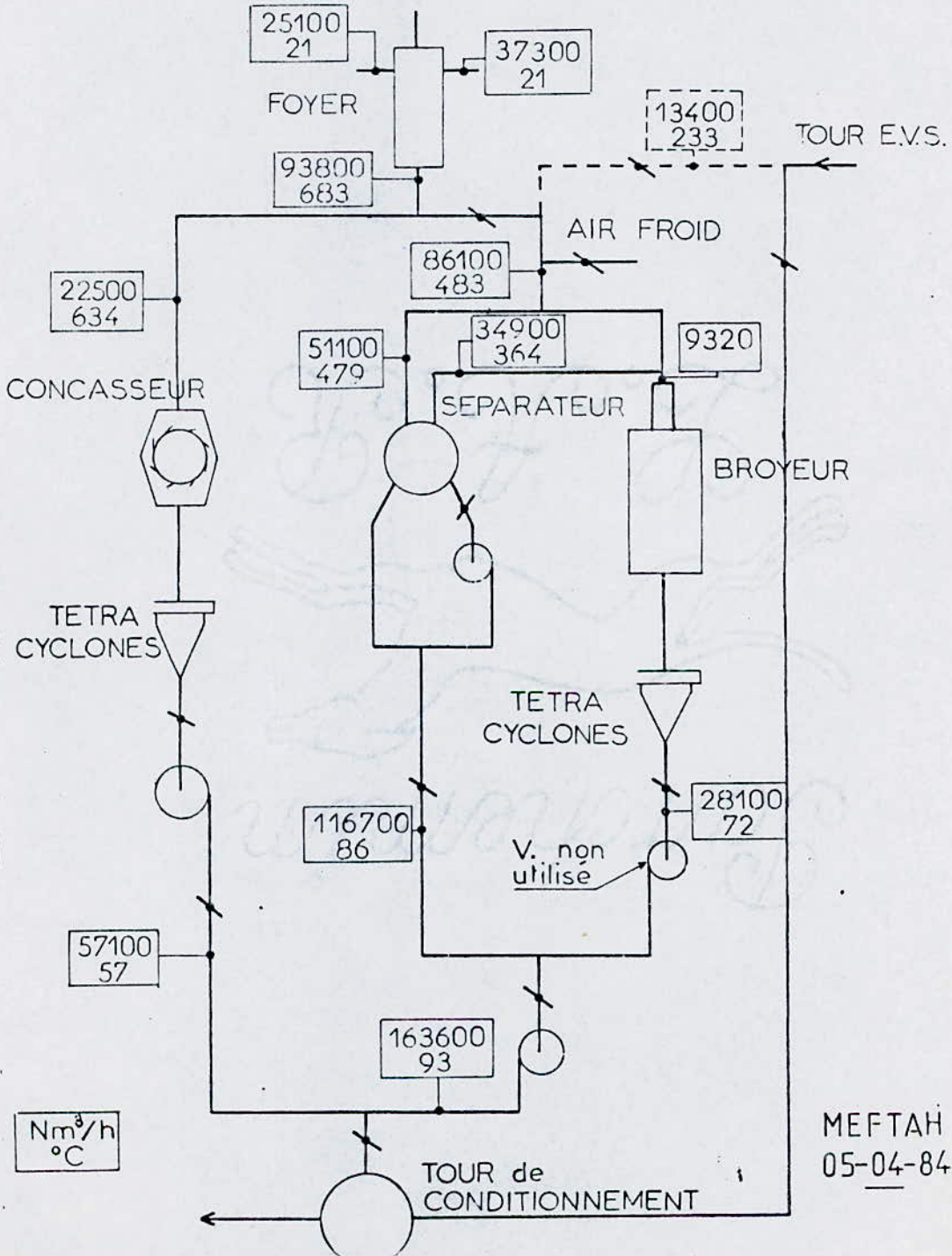
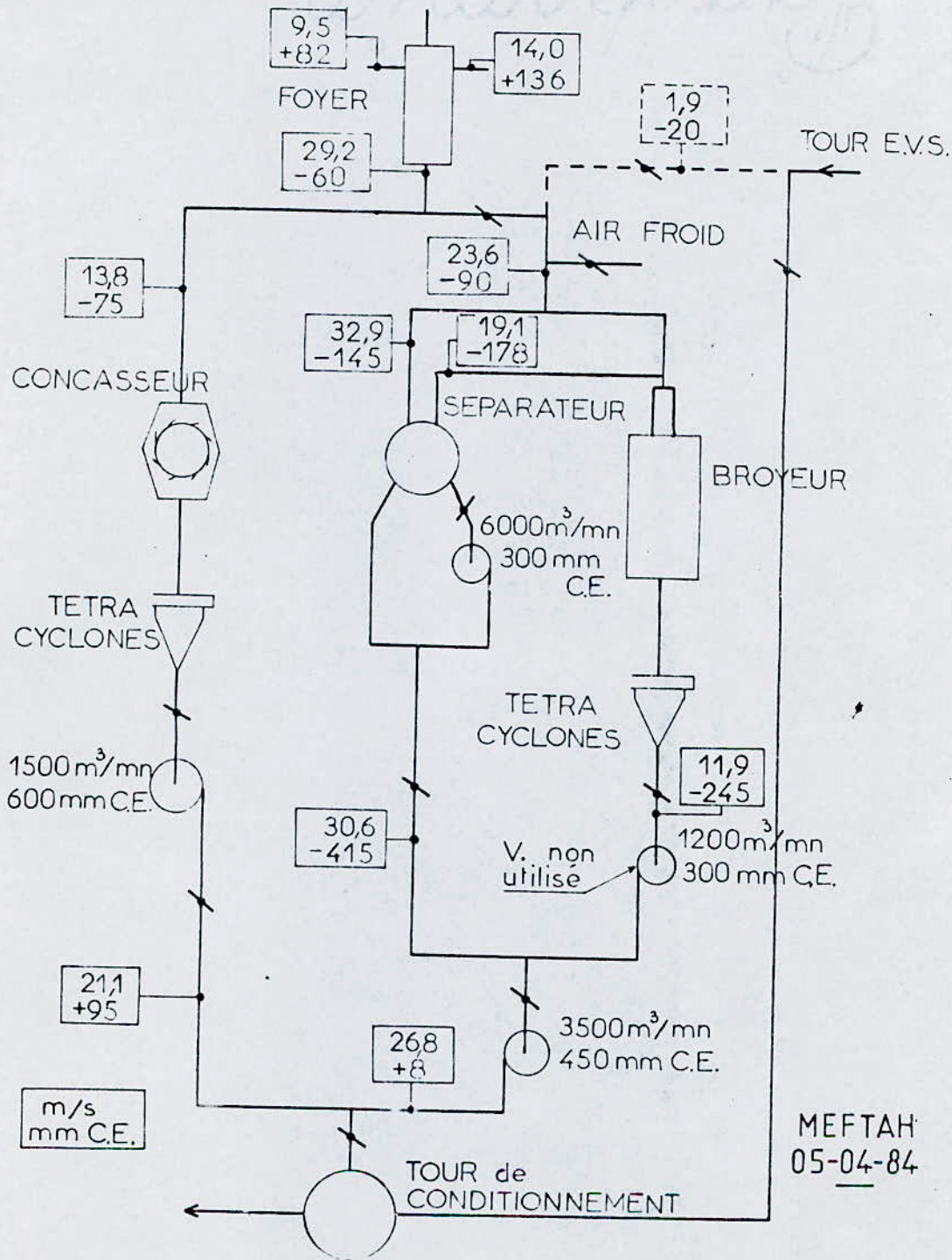


FIG.4.10: CIRCUIT AEROLIQUE BROYEUR A CRU  
VITESSES - PRESSIONS STATIQUES





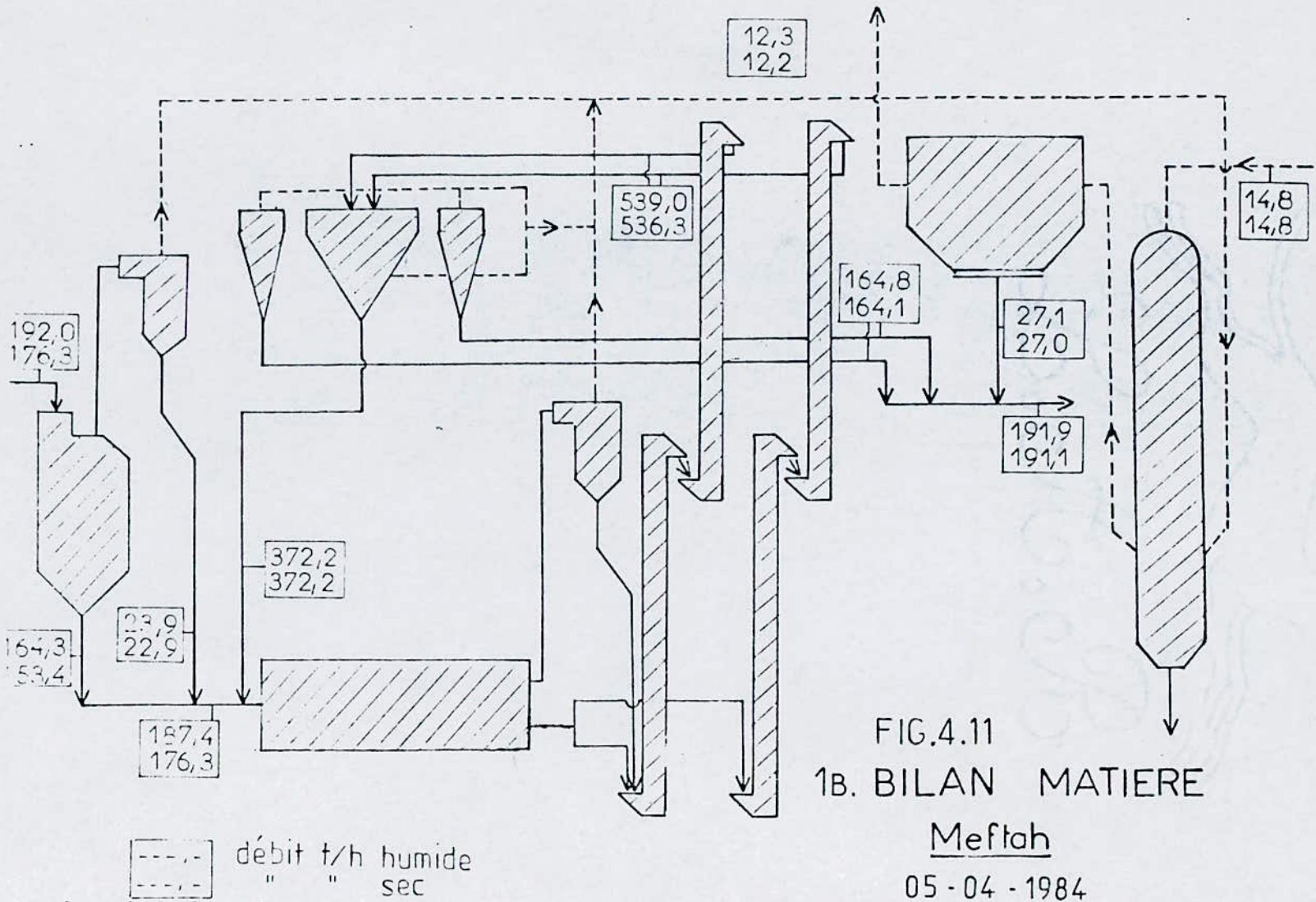


FIG.4.11  
 1B. BILAN MATIERE  
Meftah  
 05 - 04 - 1984

. Gaz sortie tétracyclone	57100 Nm <sup>3</sup> /h
. Entrée d'air faux	29870 Nm <sup>3</sup> /h
	Soit 133 % des gaz entrée concasseur

## c/ - Au niveau du séparateur

. Gaz entrée Nord	51100 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz entrée Sud	34900 Nm <sup>3</sup> /h
. Evaporation dans le séparateur 2,7 t/h d'eau soit	3360 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz sortie séparateur	116700 Nm <sup>3</sup> /h
. Entrée d'air faux	27340 Nm <sup>3</sup> /h
	Soit 32 % des gaz entrée séparateur

## d/ - Au niveau du broyeur

. Gaz entrée broyeur	9320 Nm <sup>3</sup> /h
. Evaporation dans le broyeur 8,4 t/h, soit	10450 Nm <sup>3</sup> /h
. Entrées d'air faux	8330 Nm <sup>3</sup> /h
	Soit 89 % des gaz entrée broyeur

## e/ - Au niveau du circuit commun séparateur-broyeur

. Air froid de dilution	14800 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz sortie circuit commun	163600 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz sortie séparateur	116700 Nm <sup>3</sup> /h
. Gaz sortie broyeur	28100 Nm <sup>3</sup> /h
. Entrées d'air faux	18800 Nm <sup>3</sup> /h

## f/ - Récapitulation

. Foyer	28690 Nm <sup>3</sup> /h
. Circuit concasseur	29870 Nm <sup>3</sup> /h
. Circuit broyeur	27340 Nm <sup>3</sup> /h
. Air de dilution	14800 Nm <sup>3</sup> /h
. Circuit commun broyeur + séparateur	18800 Nm <sup>3</sup> /h
	<hr/>
	127830 Nm <sup>3</sup> /h

Soit 60 % des gaz à la sortie du circuit.

#### IV.3.4. - Conséquences de l'air faux sur les Ventilateurs de tirage

Le débit des gaz à la sortie des appareillages de l'atelier cru est réglé à l'aide de certains volets ; ceux-ci ne doivent pas être ouverts au maximum dans les conditions de fonctionnement nominal.

La situation actuelle prouve que le tirage par tous les ventilateurs est au maximum :

. Volet sortie broyeur	V <sub>12</sub>	à 100 %
. Volet sortie concasseur	V <sub>7</sub>	à 100 %
. Volet sortie broyeur+séparateur	V <sub>11</sub>	à 100 %
. Volet sortie broyeur + séparateur + Concasseur-sécheur	V <sub>8</sub>	à 100 %

Sur le bilan fait par le S.C.F. (Fig. 4.9), le volume des gaz à la sortie du ventilateur commun broyeur-séparateur est de : 163.600 Nm<sup>3</sup>/h. Dans les conditions de fonctionnement de ce

./.

ventilateur (  $T = 93^{\circ}\text{C}$  ;  $p = 95 \text{ mmCE}$  ). Ce volume vaut :

$$V = \frac{10500 \cdot 163600}{273} \cdot \frac{(273 + 93)}{(10500 + 8)} \cdot \frac{1}{60} = 3623 \text{ m}^3 / \text{mm}$$

alors que la capacité de tirage du ventilateur ne dépasse pas 3500 m<sup>3</sup>/mm selon le donné du constructeur.

Une autre preuve sur le tirage maximum des ventilateurs est le non pouvoir d'utiliser la capacité calorifique optimale du foyer auxiliaire ; ceci est expliqué dans le paragraphe suivant.

#### IV. 3.5. - Conséquences de l'air faux sur le foyer Auxiliaire

Le gaz assurant le séchage, le transport et la séparation de la matière est fourni par le foyer auxiliaire. Il est composé de deux flux différents :

- Les fumées de combustion du gaz naturel dont l'air nécessaire à la combustion est fourni par un ventilateur appelé : ventilateur primaire,
- L'air de dilution fourni par un ventilateur appelé : Ventilateur secondaire.

Les quantités d'air primaire et d'air secondaire dépendent de la quantité de gaz combustible introduit dans le foyer. Ces deux débits sont donnés par les courbes des figures (4.13 et 4.12).

Une fois que le débit de fuel-gaz est choisi, les volets  $V_2$  (Sortie ventilateur primaire) et  $V_3$  (sortie ventilateur secondaire) se règlent automatiquement selon les données des courbes précédentes.

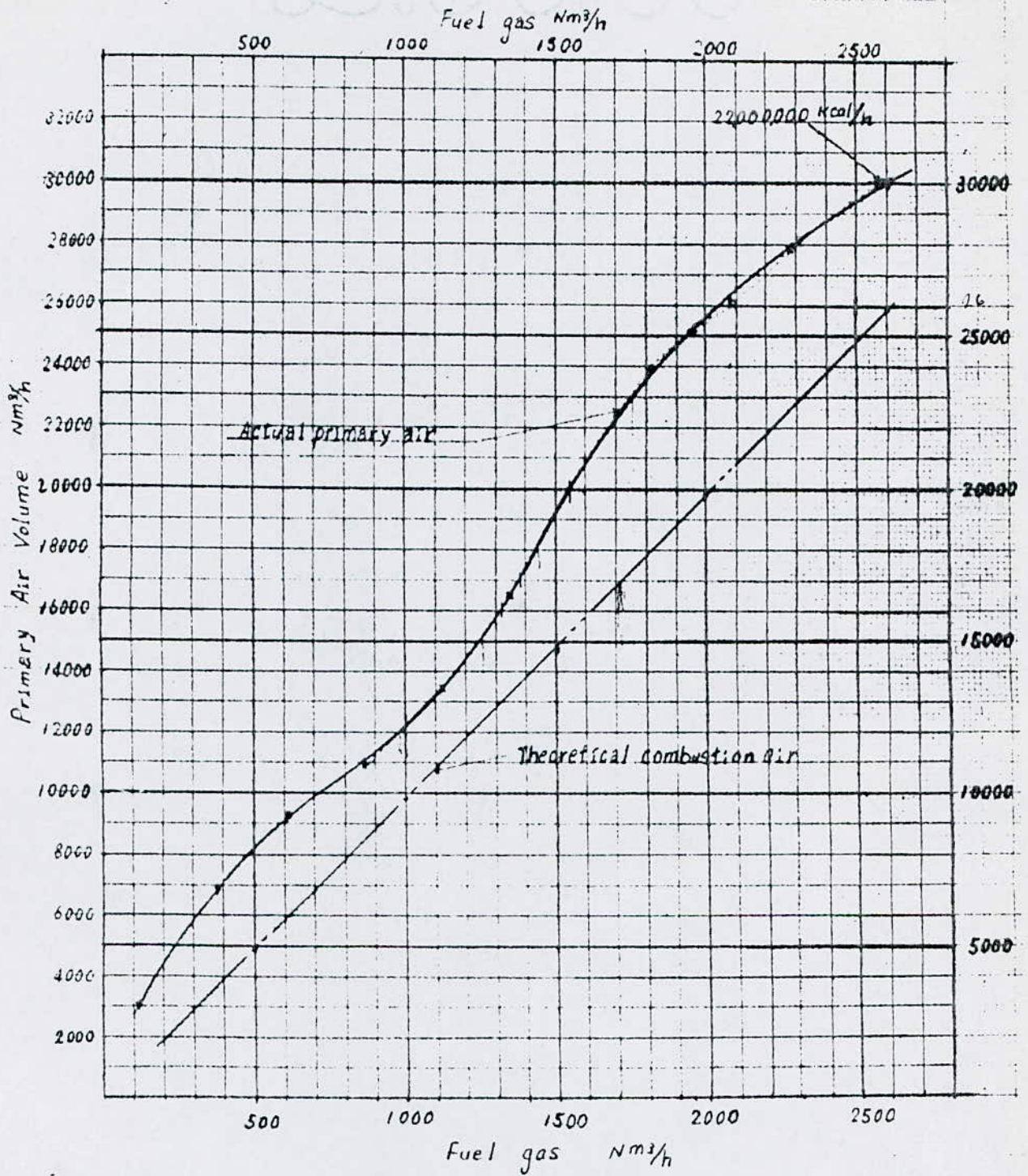


FIG 4.12

Relation debit gaz \_debit d'air primaire

*Parchemin*

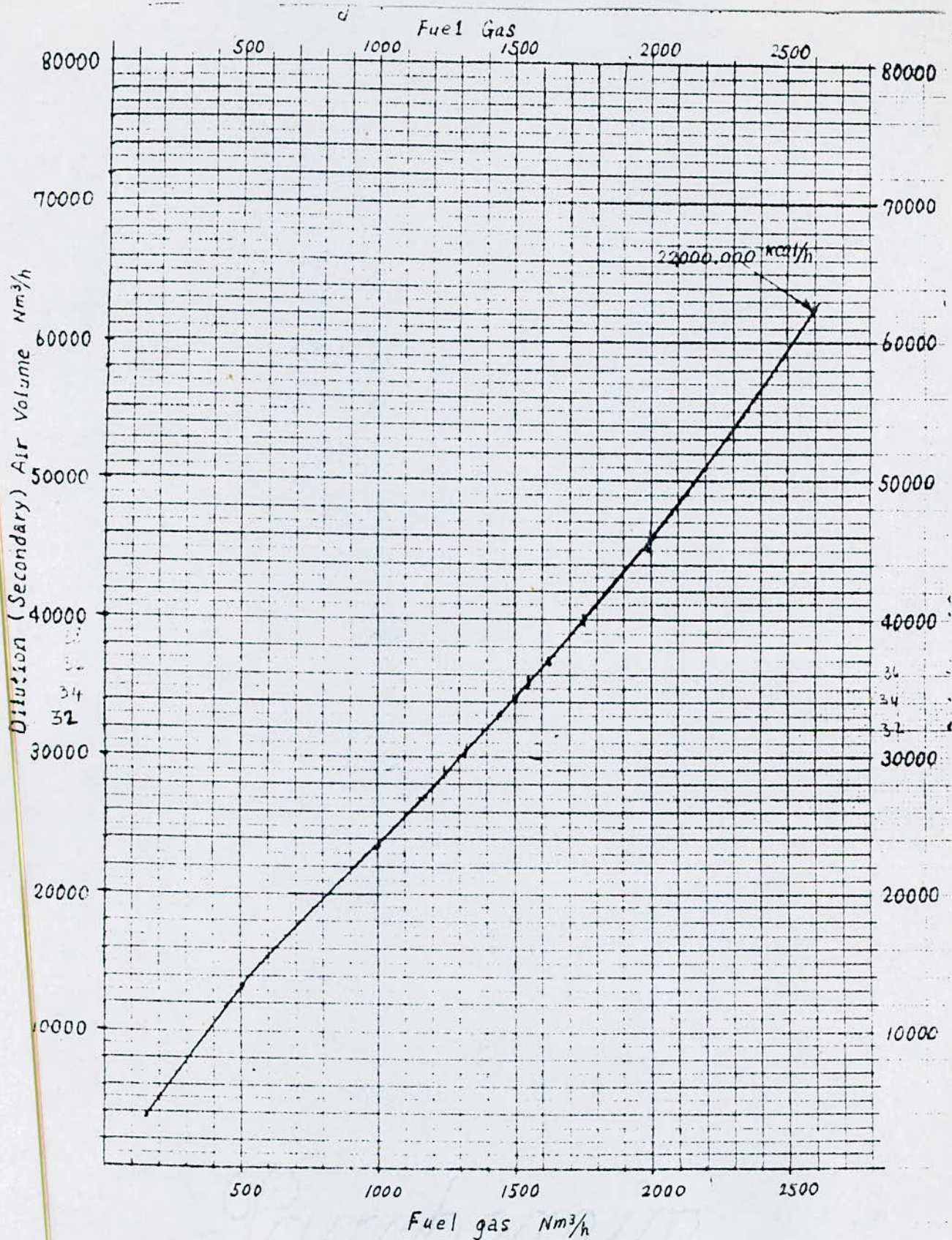


FIG.4.13

Relation debit gaz \_debit d air secondaire

Le foyer est conçu pour fonctionner en dépression (pression relative négative), celle ci est de l'ordre de :

[ - 5 mmCE ; - 10 mmCE ]

Dès que l'on sort de cette plage, c'est à dire que le foyer se met en pression, un servo-moteur réduit l'ouverture du  $V_3$  réduisant ainsi le débit d'air de dilution. La forte proportion d'air faux pénétrant dans tout le circuit a tendance à augmenter la pression régnant dans les conduites de gaz, en particulier dans le foyer. En réponse à ce phénomène, le servo-moteur agit sur le volet  $V_3$  dont l'ouverture est réduite jusqu'à 15 - 20 % quand le débit de gaz est de 1800 - 1900 Nm<sup>3</sup>/h de gaz combustible alors qu'il devrait être entre 60-75 % selon la courbe de dilution.

Cela montre que lorsque cette consigne n'est pas respectée, il y a manque de tirage..

Un volet aspirant l'air frais ( $V_6$ ) est mis en régulation avec la température entrée broyeur dont la consigne est fixée à 450° C. Lorsque ce volet laisse débiter de l'air frais, l'ouverture de  $V_3$  se bloque jusqu'à 10-15 % et limite de ce fait le volume d'air chaud et empêche l'utilisation optimale de la capacité calorifique du foyer auxiliaire.

En résumé, le débit de gaz-fuel n'a pas dépassé 2000 Nm<sup>3</sup>/h alors que le maximum se situe à 2500 Nm<sup>3</sup>/h (CPL = 8500 Kcal/Nm<sup>3</sup>) correspondant à 22. 10<sup>6</sup> Kcal.

#### IV.3.6. - Conséquences de l'air faux sur les températures de rosées

La détermination de la température de rosée a été effectuée sur les gaz d'exhaure des principaux appareils (Tab.4.4.)

	Concasseur après tétracyclones	Séparateur	Broyeur à cru après tétracyclones
Température de rosée (°C)	45	40	72
Température relevée par le S.C.F. (°C)	57	86	72

TAB. 4.4.

En ce qui concerne le circuit du broyeur, les gaz à la sortie des tétracyclones de dépoussiérage se trouvent à la température de rosée, ce qui montre les risques permanents de colmatage dans cette partie de l'installation. Il est donc impératif de remédier à cet état de chose.

#### IV.3.7. - Conséquences de l'air faux sur le concasseur-sécheur

La vitesse de séchage est donnée par le formule (19).

$$V_s = K_s \frac{S}{M} (p_{v0} - p_{v\infty})$$

Examinons successivement l'influence de l'air faux sur chacun des termes du facteur de potentialité  $p_{v0}$  et  $p_{v\infty}$

a/ - Influence sur  $p_{v0}$  : La tension de saturation est liée à la température  $t_0$  du corps humide. On choisira la température la plus élevée que le corps puisse supporter. Lorsque le chauffage s'effectue par convection, le terme  $t_0$  est égal à la température humide de l'air de séchage.

L'introduction de l'air faux en grande proportion dans les conditions normales de température et de pression fait chuter la température, donc  $p_{v0}$  et par conséquent la vitesse de séchage.

./.



b/ - Influence sur  $p_{v\infty}$  : La vitesse de séchage sera d'autant plus grande que la tension de l'air de séchage sera plus faible, la présence de l'air faux fait augmenter la masse volumique du mélange et par suite  $p_{v\infty}$ , donc diminuer la valeur de  $V_s$

#### IV. 4. - REPARTITION DES GAZ CHAUDS

##### IV.4.1. - Considérations générales

Le relevé expérimental du débit gazeux se fait toujours par la méthode expliquée dans le paragraphe IV.2.

Soient :

$V_f$  = Le débit total des gaz brûlés à la sortie du foyer auxiliaire ( $Nm^3/h$ )

$V_c$  = le débit de gaz à l'entrée du concasseur-sécheur

Le débit destiné pour le broyeur-séparateur sera :

$$V_{b+s} = V_f - V_c \quad (Nm^3/h) \quad (25)$$

Il n'est pas directement possible de changer le débit de gaz au broyeur et au séparateur dans les conditions se présentant dans l'atelier de broyage cru ; étant donné que la pression statique dans les deux branches devant le séparateur et aussi devant le broyeur est en gros la même, il est alors possible de supposer qu'il se passe une répartition proportionnelle du débit des gaz.

##### IV.4.2. - Résultats du bilan Tchécoslovaque

Le relevé des mesures Tchécoslovaques a abouti aux résultats suivants :

./.

- Débit des gaz brûlés à la sortie du foyer auxiliaire

$$V_f = 124310 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Débit des gaz à l'entrée du concasseur-sécheur

$$V_c = 34760 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Débit du gaz au broyeur et au séparateur

$$V_{b+s} = 124310 - 34760 = 89550 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Ainsi :

$$V_b = 30000 \text{ Nm}^3/\text{h} \text{ et } V_s = 2 \times 30000 = 60000 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

La répartition thermique des gaz du foyer se fait ainsi de la manière suivante :

Concasseur	27,96 %
Broyeur	24,13 %
Séparateur	48,26 %

#### IV.4.3. - Conséquences générales

\* Manque des calories nécessaires pour le séchage au niveau du concasseur-sécheur, donc chute de débit cru,

\* Manque des calories nécessaires pour le séchage au niveau du broyeur d'où nécessité de sécher l'humidité résiduelle par la chaleur de la matière recyclée, donc nécessité d'augmenter le débit de matière recyclée et par conséquent diminution de la matière brute provenant du concasseur-sécheur.

\* L'amenée des gaz du foyer au séparateur est inutilement haute ( $6000 \text{ Nm}^3/\text{h}$  à  $400^\circ\text{C}$ ), ceci a pour conséquences de hautes températures du refus du séparateur ( $115^\circ\text{C}$  à  $208^\circ\text{C}$ ) et aussi la très basse humidité du produit fini et du refus de séparateur de (0,0 à 0,2 %) . La farine est surséchée, alors que l'optimum technologique convenable pour le four est de 0,5 % d'humidité.

./.

## IV. 5. - BOURRAGE DU BROYEUR

## IV.5.1. Considérations générales sur le broyage

Le terme "broyage", bien que ne s'appliquant en réalité qu'à une tranche des opérations de fragmentation est très couramment utilisé pour désigner l'ensemble de ces opérations et se retrouve, par conséquent, dans de nombreuses expressions qui s'y rapportent.

Les différents types de broyage peuvent être classés en :

- broyage à sec ( moins de 2 % d'eau dans le produit),
- broyage semi-humide (  $\approx$  2 à 25 % d'eau dans le produit),
- broyage à voie humide (  $\approx$  25 à 300 % d'eau dans le produit).

La fragmentation s'obtient par rupture de la cohésion des corps solides sous l'action de forces externes qui peuvent être appliquées sous l'une ou l'autre des formes suivantes (fig.4.14)

- a/ - Compression lente ( $V = 4$  à  $8$  m/s)
- b/ - Cisaillement ( $V = 4$  à  $8$  m/s)
- c/ - Attrition et cisaillement combinés ( $V = 4$  à  $8$  m/s)
- d/ - Attrition (Usure) ( $V = 4$  à  $30$  m/s)
- e/ - Percussion par projection sur paroi fixe ( $V = 15$  à  $200$  m/s)
- f/ - Percussion au moyen d'organes mobiles ( $V = 8$  à  $200$  m/s)
- g/ - Percussion entre particules ( $V = 10$  à  $300$  m/s)
- h/ - Explosion sous l'action des forces internes d'origines thermique, thermo-électrique, ultrasonique etc...

Les rapports de réduction industriellement utilisables par une seule machine de fragmentation peuvent aller de 4/1 (cas du concassage grossier de roches dures) jusqu'à 100 / 1 (cas de la plupart des appareils de pulvérisation) avec, évidemment, tous les rapports intermédiaires possibles selon les types d'appareils et selon la nature des matières traitées.

Il sera souvent nécessaire, lorsqu'il faut obtenir des rapports de réduction plus importants, d'effectuer plusieurs opérations successives au moyen d'appareils de fragmentation appropriés placés en série.

#### IV.5.1.1./ Loi de la distribution granulométrique

Le broyage, réalisé de telle sorte qu'aucun des fragments obtenus ne dépasse une dimension préalablement définie, conduit à l'obtention de toute la gamme des dimensions comprise entre la dite dimension et l'infiniment petit.

Les pourcentages des grains de chaque dimension produite se répartissent selon des courbes bien définies appelées courbes granulométriques (Fig. 4.15)

La loi de répartition la plus utilisée est celle de Gaudin et Schumann (1) qui est donnée par :

$$P = 100 (d/k)^\beta \quad (26)$$

avec P : pourcentage (non cumulé) de graines passant à la maille d'ouverture "d"

K et  $\beta$  sont des constantes.

La figure (4.16) donne une représentation logarithmique de cette loi .

Une autre loi, celle de Rosin et Rammler  $[1]$  peut s'écrire ainsi :

$$P = 100 \exp \left[ - (d/c)^b \right] \quad (27)$$

avec b et c qui sont des constantes, se vérifie surtout pour  $d < 50 \mu\text{m}$

./.

Fig. 4.14

Différents modes d'action des forces externes en fragmentation.

V = Vitesse d'application

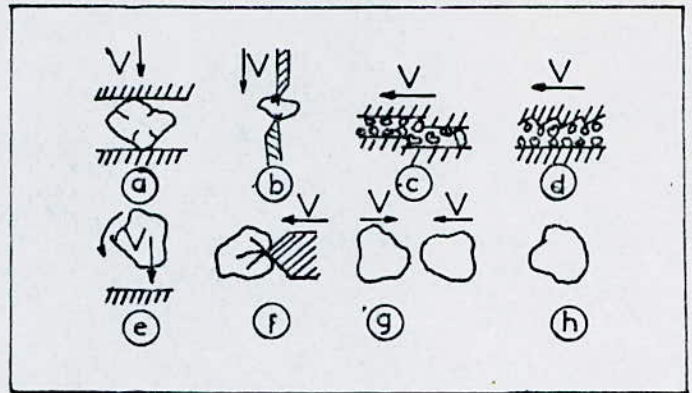


Fig. 4.15

Courbes granulométriques obtenues avec un concasseur giratoire (roches dures) pour divers réglages de sortie de l'appareil variant de 30 à 160 mm.

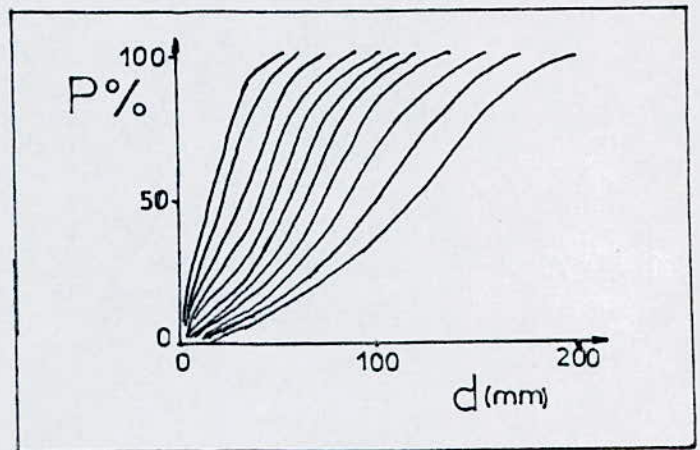
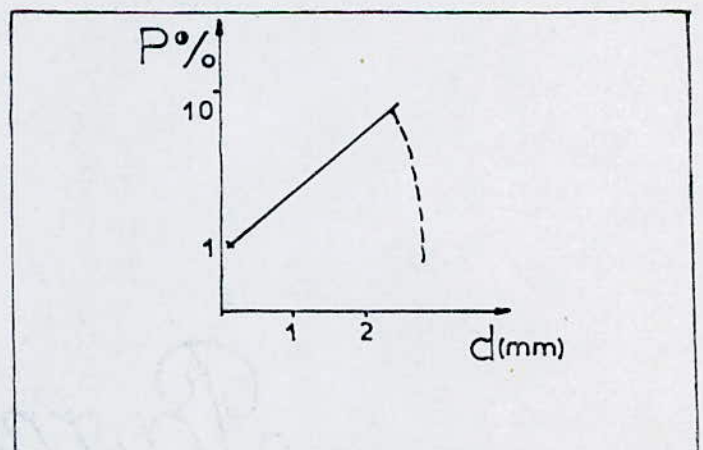


Fig. 4.16.

Loi de répartition granulométrique de Gaudin et Schumann.



## IV.5.1.2. / Lois énergétiques

Il existe un certain nombre de théories qui permettent d'évaluer le travail nécessaire à la fragmentation.

. La première a été émise par Rittinger (1867). Elle conclut que le travail fragmentaire est proportionnel à la somme des nouvelles surfaces produites. Cette loi semble se vérifier assez bien pour le broyage moyen ( $< 1$  mm)

. La théorie de Kick (1885) considère que le travail nécessaire est proportionnel à la réduction de volume des produits broyés. Son application ne se vérifie que pour les opérations de concassage grossier ( $> 60$  mm).

. La théorie de Bond (1952) qui lie l'énergie non pas à  $d^2$  comme Rittinger ni à  $d^3$  comme Kick, mais à  $d^{2,5}$  ( $d$  = dimension de la particule). Cette théorie semble coller de plus près à la réalité que ses devanciers, mais elle n'est pas applicable à tous les matériaux homogènes et ne constitue qu'une approximation.

En fait, le meilleur moyen de prévoir la granulométrie et l'énergie de broyage consiste en des essais en laboratoire sur des modèles réduits.

## IV. 5.1.3. / Mesure de la dimension des produits

Cette mesure peut avoir un double effet :

- Contrôle du travail des broyeurs,
- Contrôle de la qualité des produits indiqués.

Les méthodes de mesure se classent comme indiqué ci-après :

a/ - Mesure directe : Elle se fait par mètre au pied à coulisse pour les gros fragments ( $>$  quelques cm).

./.

b/ - Mesure par tamisage : Cette mesure s'effectue en faisant passer l'échantillon sur une série de cloisons minces, perforées de trous ronds (passoires) ou bien constituées de tissus à mailles carrées (tamis).

La série des tissus va, en pratique, de 0,5 à 125 mm.

La série de passoires va de 1 à 125 mm.

c/ - Mesures microscopiques : Ces mesures sont basées généralement sur l'appréciation des vitesses de chute des particules dans un fluide (Loi de Stokes).

Les limites inférieures de séparation sont généralement estimées à :

- . 10  $\mu\text{m}$  pour les matières légères et 5  $\mu\text{m}$  pour les matières lourdes,
- . 1 à 2  $\mu\text{m}$  pour les appareils de sédimentation,
- . 0,1  $\mu\text{m}$  pour la sédimentation centrifuge.

d/ - Mesure par laser : Le principe est de recueillir les ondes diffractées d'un faisceau laser par des particules en suspension.

La taille des particules à mesure peut aller de 100  $\mu\text{m}$  à 2  $\mu\text{m}$ .

#### IV. 5. 2. - Problème du broyeur

Au cours de notre séjour dans la cimenterie, nous avons remarqué que l'une des causes principales des arrêts de l'atelier cru était le déclenchement du broyeur à cause d'un phénomène que l'on appelle bourrage.

Le bourrage du broyeur consiste en une mauvaise circulation de la matière ce qui entraîne son accumulation à l'intérieur de l'appareil.

Dans ce qui suit, nous allons essayer d'énumérer toutes les causes du bourrage.

#### IV.5.2.1. / Bourrage dû à la variation de la Granulométrie

Le calcul d'une charge broyante se fait en fonction, entre autres, de la granulométrie de la matière à broyer. Ceci est mis en évidence par la formule suivante donnant le diamètre du plus gros boulet :

$$d_K \text{ max.} = 20,17 \cdot \sqrt{\frac{d_{20}}{K}} \cdot \sqrt[3]{\frac{W_i \cdot \rho}{\psi \cdot \sqrt{D_u}}} \quad (\text{Formule de Bond}) \quad (28)$$

- où
- $d_{K\text{max}}$  : diamètre du plus gros boulet (mm)
  - $d_{20}$  : Granulométrie de la matière alimentée pour 20 % de refus ( $\mu\text{m}$ )
  - $K$  : Constante = 350
  - $\rho$  : Masse volumique ( $\text{g/cm}^3$ )
  - $W_i$  : Indice de travail de Bond (Kwh/t)
  - $\psi$  : Rapport de la vitesse de rotation à la vitesse critique (%)
  - $D_u$  : Diamètre libre du broyeur.

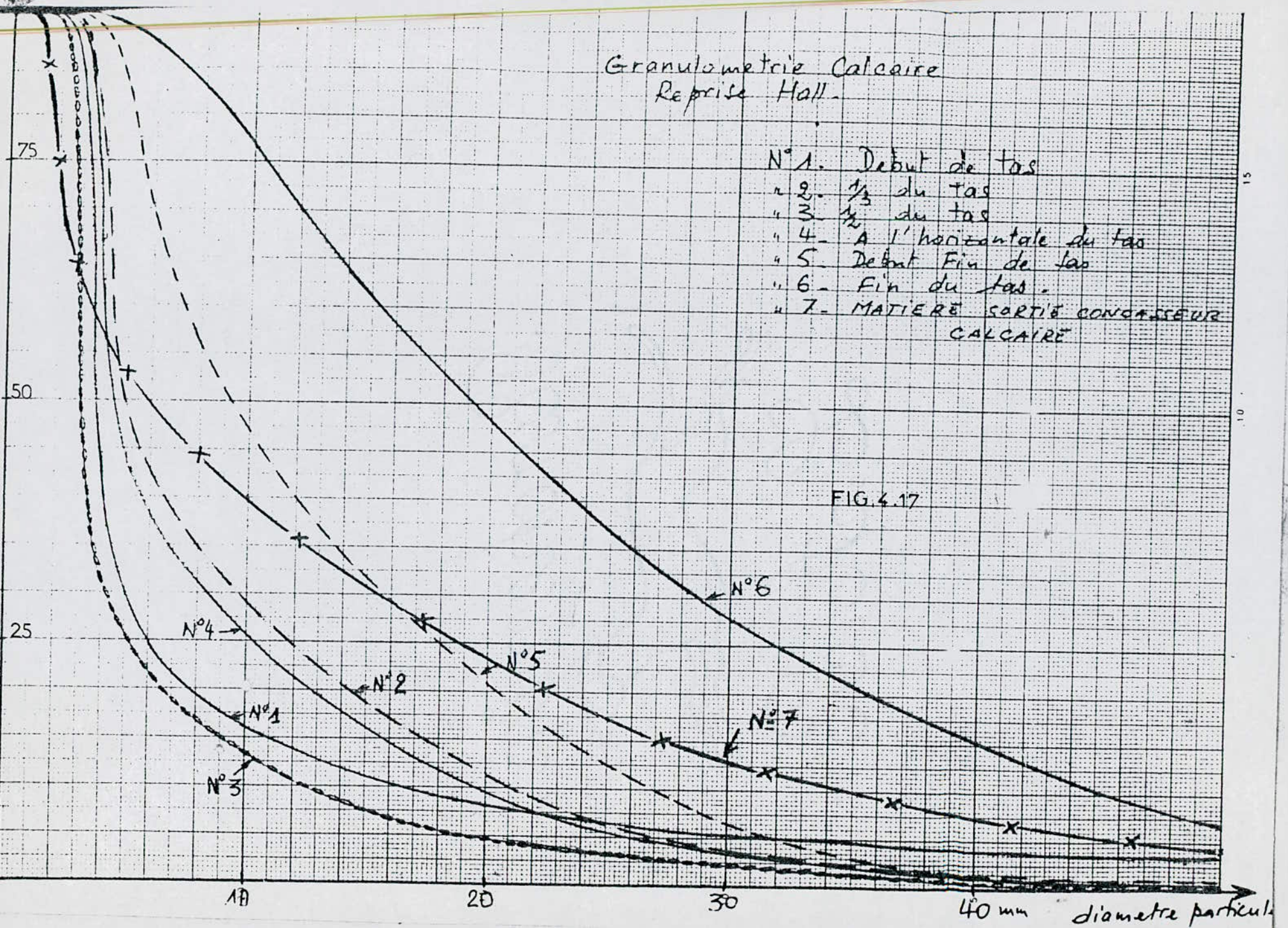
Or, la granulométrie de la matière à broyer varie en fonction de la hauteur des tas dans le hall de stockage, ce qui donne une variation de  $d_{20}$  en fonction du même paramètre. On est donc amené à choisir une valeur moyenne de  $d_{20}$ . Ce choix a des inconvénients en raison de la grande différence de  $d_{20}$  début de tas et  $d_{20}$  fin du tas (voir courbe granulométrique, figure 4.17).

Ainsi, lorsque nous sommes en début de tas, la matière très fine ne peut pas être broyée par les boulets, trop gros ; il se passe même le phénomène inverse, c'est à dire une réagglomération de la matière. Elle s'accumule dans les espaces entre les boulets sous l'effet des chocs, elle est tassée et comprimée jusqu'à former des grains plus gros qui nécessite à nouveau un



Granulometrie Calcaire  
Reprise Hall.

- N° 1. Debut de tas
- " 2.  $\frac{1}{3}$  du tas
- " 3.  $\frac{1}{2}$  du tas
- " 4. A l'horizontale du tas
- " 5. Debut Fin de tas
- " 6. Fin du tas.
- " 7. MATIERE SORTIE COMPASSEUR  
CALCAIRE



broyage . On a donc un temps de broyage plus long, alors que la matière continue à arriver avec le même débit, la quantité à l'intérieur du broyeur augmente jusqu'au bourrage.

#### IV.5.2.2. / Bourrage dû à l'usure des boulets et des blindages

Avec le temps, les boulets et les blindages subissent une usure due aux chocs, cette usure entraîne une réduction des diamètres des boulets ce qui rend la charge broyante inadéquate pour la granulométrie de la matière à broyer; il faut donc un temps plus grand pour le broyage.

L'usure du blindage a pour conséquence un mauvais entraînement des boulets, d'où un broyage inefficace.

Ces deux phénomènes ont pour effet d'accroître le temps de broyage ainsi que d'augmenter la quantité de rejet. On a donc un accroissement du débit d'entrée, ce qui augmente la quantité de matière à l'intérieur jusqu'à arriver au bourrage de l'appareil si on ne réduit pas l'alimentation.

#### IV.5.2.3. / Bourrage dû à l'agglomération de la matière autour des boulets et des blindages

La matière entrant dans le broyeur étant humide, elle a tendance, sous l'effet des chocs à se coller sur les corps broyants ainsi que sur les blindages. Ce phénomène a tendance à diminuer l'efficacité de broyage et en augmenter le temps, ce qui entraîne le bourrage du broyeur.

On peut remédier à ce phénomène en ajoutant à la matière à broyer des adjuvants qui permettent de conserver les boulets et les blindages à l'état lisse.

## IV.5.2.4. / Bourrage dû à l'humidité

Ce bourrage est dû :

- Soit à l'humidité dépassant la valeur nominale (5,5 %) à l'entrée du broyeur (Voir Tab. 4.3.), et, par suite, formation de boue bloquant ainsi le fonctionnement du broyeur,
- Soit à la présence de l'air faux (Voir IV.3.6.)

## IV.6. - PROBLEMES DIVERS

## IV.6.1. : Au niveau du foyer auxiliaire

a/ - Le zéro du volet n° 1 (air primaire / gaz naturel) est équivalent à 30 % d'ouverture. Les ventelles de réglage du SWIRL (mise en rotation de la flamme) sont bloquées, cela implique l'impossibilité de réglage de la flamme.

Dans les conditions actuelle, on constate que pour un débit supérieur à  $1600 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gaz naturel, on a un décrochement de la flamme (actuellement les ventelles sont bloquées à 60 % d'ouverture).

Il est nécessaire de remettre en état ces ventelles pour permettre une combustion optimale et un meilleur travail du foyer.

b/ - La couche de béton isolant du foyer et de la conduite principale (sortie foyer) est dégradée dont un remplacement s'avère indispensable.

## IV.6.2. : Au niveau du concasseur sécheur

a/ - Le tétracyclone sortie concasseur est dépourvu de calorifugeages depuis sa réfection ; ceci peut engendrer des condensations indésirables au niveau des canaux.

## IV.6.3. : Au niveau du broyeur

a/ - Les tourillons d'entrée et de sortie doivent être étanchés par la mise en place des joints en feutre, ce qui permettra le dégorgement de la matière.

b/ - Il est nécessaire de remettre en place les spires servant à avancer la matière à la sortie du broyeur.

c/ - La goulotte matière ( type polysins) s'est légèrement affaissée et doit être revue par la maintenance pour permettre un meilleur passage des gaz.

d/ - La conduite sortie tétracyclone du broyeur est raccordée à la conduite amont du ventilateur de tirage commun broyeur / séparateur.

La connexion entre ces deux conduites est faite suivant un angle de  $90^\circ$ , solution la plus défavorable qui peut exister. De plus ce raccordement a induite un tirage préférentiel des gaz venant du séparateur par rapport à ceux en provenance du broyeur à travers le tétracyclone.

*Parchemin*



*L. A. P.*

## V - ETUDES DES SOLUTIONS

## V. 1. - INTRODUCTION

## V. 2 - CONDUITE DU FOUR ATELIER CRU

V.2.1. Caractéristiques générales

V.2.2. Modes d'utilisation possibles des gaz four - foyer

## V. 3. - LE SECHOIR : CARACTERISTIQUES ET CALCUL

V.3.1. Caractéristiques générales

V.3.2. Schéma du séchoir

V.3.3. Calcul de l'enceinte de séchage.

## V. 4. - LE CIRCUIT DEFINITIF

## V. 5. - PRECONISATIONS

*Parchemin*

## V. I. - INTRODUCTION

L'atelier de broyage cru a été construit comme un système à deux étages consistant en un concasseur sécheur et un broyeur à deux chambres avec un séparateur. Le séchage se déroulerait, selon le projet, au concasseur, au broyeur et au séparateur à l'aide des gaz chauds amenés du préchauffeur du four soutenus par le chauffage supplémentaire du foyer auxiliaire.

L'amenée des gaz chauds du préchauffeur a été cependant annulée et le système de séchage de l'atelier cru profite seulement de la chaleur provenant du foyer auxiliaire.

Les problèmes essentiels de cet atelier peuvent être résumés ainsi :

- Manque de calories nécessaires pour le séchage,
- Diffusion de l'air faux en grande proportion dans toutes les installations de l'atelier,
- Répartition non judicieuse des fumées du foyer,
- Tendance fréquente au bourrage dans le broyeur.

Dans le but de résoudre ces problèmes, on propose :

- Une reprise des calories perdues dans les gaz du préchauffeur
- Une chambre de séchage supplémentaire à la sortie du concasseur compensant ainsi son mauvais dimensionnement,
- Une division du circuit des gaz en deux parties presque indépendantes, l'une alimentée par le foyer et l'autre par le four et ceci dans le but de surmonter la difficulté d'étancher le système de séchage de l'atelier cru.

Dans ce chapitre nous traiterons ces propositions dans la mesure du possible.

## V. 2. - CONDUITE FOUR - ATELIER CRU

### V. 2. 1. - Caractéristiques générales

- . Dimensions : Voir Fig. 5.1.
- . Débit : 2.590 Nm<sup>3</sup>/mn
- . Température des gaz : 325° C
- . Concentration des poussières : 60 g/Nm<sup>3</sup>
- . Composition des gaz en humide :
 

CO <sub>2</sub>	= 25 %
H <sub>2</sub> O	= 10 %
O <sub>2</sub>	= 4 %
N <sub>2</sub>	= 60 %
CO	= 0,5 %
SO <sub>2</sub> et SO <sub>3</sub>	= 0,5 %

- . Nombre des supports : Deux encastresments aux deux extrêmités.  
Six appuis double le long de la conduite
- . La conduite est constituée de tôle en acier recouverte à l'intérieur d'une couche de béton de l'ordre de 100 mm
- . Emplacement : Voir Figure 5.2.

### V.2.2. - Modes d'utilisation possibles des gaz four-foyer

On connaît , au niveau de la cimenterie de Meftah les trois dypes de marche suivantes :

a/ - L'utilisation des gaz du foyer auxiliaire pour le circuit de broyage et le concasseur-sécheur, figure (5.3.)

b/ - L'utilisation des gaz du préchauffeur pour le circuit de broyage du cru et les gaz chauds du foyer auxiliaire pour le circuit du concasseur-sécheur, figure (5.4).

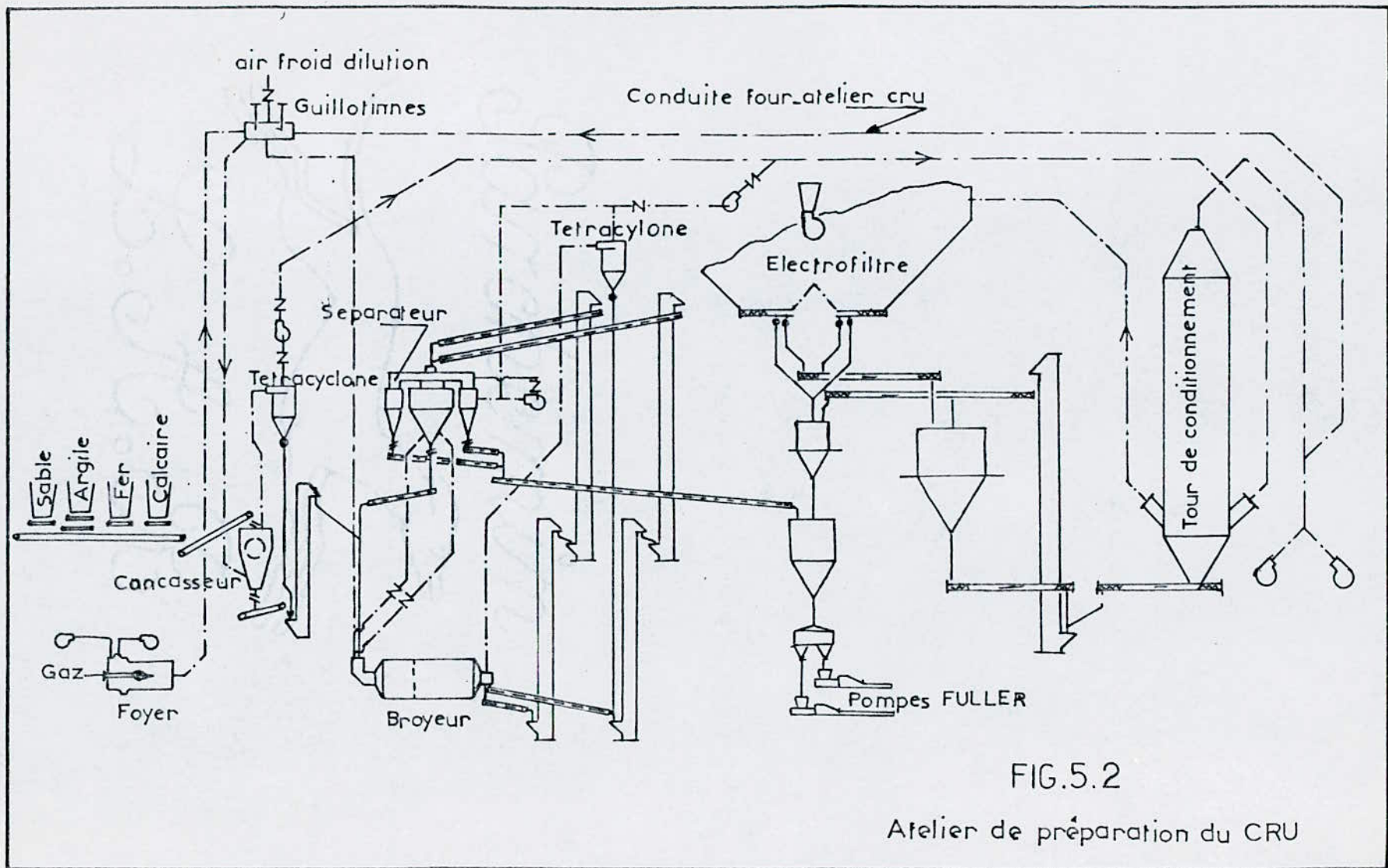


FIG.5.2

Atelier de préparation du CRU



c/ - L'utilisation des gaz du préchauffeur pour le circuit du broyage du cru et les gaz chauds du foyer auxiliaire pour le circuit du concasseur-sécheur, figure (5.5.)

La cimenterie de Meftah travaille, actuellement, suivant le premier mode seulement ; les problèmes de ce mode sont bien détaillés dans le chapitre IV.

Le deuxième mode présente les problèmes suivants :

a/ - La quantité de chaleur par heure apportée par les gaz du préchauffeur est :

$$Ma. Cp. T = 2590 \times 60 \times 0,356 \times 325 = 18.10^6 \text{ Kcal}$$

où 0,356 est la masse volumique des gaz (Kcal/Nm<sup>3</sup> °C)

En supposant un rendement d'évaporation de 1.200 th/h, la masse séchée sera :

$$18.10^3 / 1200 = 15 \text{ t/h}$$

c'est à dire une humidité "x" des matières brutes à l'entrée de l'atelier de :

$$\frac{240}{1-x.10^{-2}} \cdot x.10^{-2} - \frac{240}{1-0,5.10^{-2}} \cdot 0,5.10^{-2} = 15$$

$$x = 6,25 \%$$

ce qui implique une chute très grave du débit matières lors des périodes des humidités élevées (Voit Tab. 4.3.)

b/ - L'influence de l'air faux sur les deux circuits de l'atelier cru est mis en évidence par ce qui suit :

. Circuit du concasseur-sécheur :

- Débit à l'entrée 800 Nm<sup>3</sup>/mn
- Débit d'air faux (\*) 1,33. 800 = 1064 Nm<sup>3</sup>/mn

./.

- Débit d'eau évaporée  
(34 kg/mn) soit  $42 \text{ Nm}^3/\text{mn}$
- Débit à la sortie  $1906 \text{ Nm}^3/\text{mn}$

Ce volume vaut dans les conditions de fonctionnement du ventilateur 325 la valeur :

$$\frac{1906 \cdot 10500}{273} \cdot \frac{(273 + 60)}{(10500 + 95)} = 2300 \text{ m}^3/\text{mn}$$

alors que la capacité de tirage de ce ventilateur vaut  $1500 \text{ m}^3/\text{mn}$

- . Circuit de broyage cru
  - Débit à l'entrée  $1790 \text{ Nm}^3/\text{mn}$
  - Débit d'air faux (\*)  $0,9 \cdot 1790 = 1611 \text{ Nm}^3/\text{mn}$
  - Débit d'eau évaporée  
(212 kg/mn) soit  $245 \text{ Nm}^3/\text{mn}$
  - Débit à la sortie  $3646 \text{ Nm}^3/\text{mn}$

Ce volume vaut dans les conditions de fonctionnement du ventilateur 345 la valeur :

$$\frac{3646 \cdot 10500}{273} \cdot \frac{(273 + 95)}{(10500 + 8)} = 4911 \text{ m}^3/\text{mn}$$

alors que la capacité de tirage de ce ventilateur vaut  $3.500 \text{ m}^3/\text{mn}$

c/ - Le fonctionnement de l'atelier cru par les gaz du préchauffeur ne changera rien à la répartition des gaz entre le broyeur et le séparateur, ainsi que la tendance du broyeur au bourrage.

Le mode d'utilisation des gaz choisi sera le 3ème avec certaines modifications à apporter au circuit. La justification du choix et des modifications sera donnée ultérieurement. Il convient d'abord d'expliquer la deuxième proposition portant sur le séchoir à implanter entre le concasseur-sécheur et le broyeur.

---

(\*) On suppose que les pourcentages d'air faux sont les mêmes que dans le chapitre IV.

## V. 3. - LE SECHOIR : CARACTERISTIQUES ET CALCUL.

## V.3.1. Caractéristiques générales

a) Contexture du corps humide	Granuleux
b) Préparation éventuelle du corps humide	Concassage+Séchage
c) Mode d'exploitation	Continu
d) Source de chaleur	Gaz de combustion du foyer
e) Mode de transmission de la chaleur	Par convection
f) Circuit aérolitique	Circuit ouvert + récupération de la poussière
g) Pression d'évaporation	Vide partiel
h) Dispositif de manutention	Supports vibrants
i) Circulation relative	à courant croisé.

## V.3.2. Schéma du séchoir : Fig. (5.6)

Le caisson de séchage que l'on utilise est du type à courant croisé. La matière tombe sur un support vibrant qui assure le transport de la matière grâce à ses vibrations. Un système des chicanes permet d'augmenter le temps de séchage ainsi que d'assurer un contact plus intime entre la matière et le gaz. Lors de la traversée du support vibrant, le gaz entraîne avec lui une certaine quantité de poussières dont une partie sera récupérée au bas du caisson par une pompe à vis.

L'aspiration des gaz est assurée par un ventilateur situé en aval du caisson. Pour éviter la diffusion de l'air faux, on utilise à l'entrée et à la sortie de la matière des clapets à contre poids.

Nous avons porté notre choix sur ce type de sécheur à cause de la simplicité de celui-ci et de sa réalisation simple.

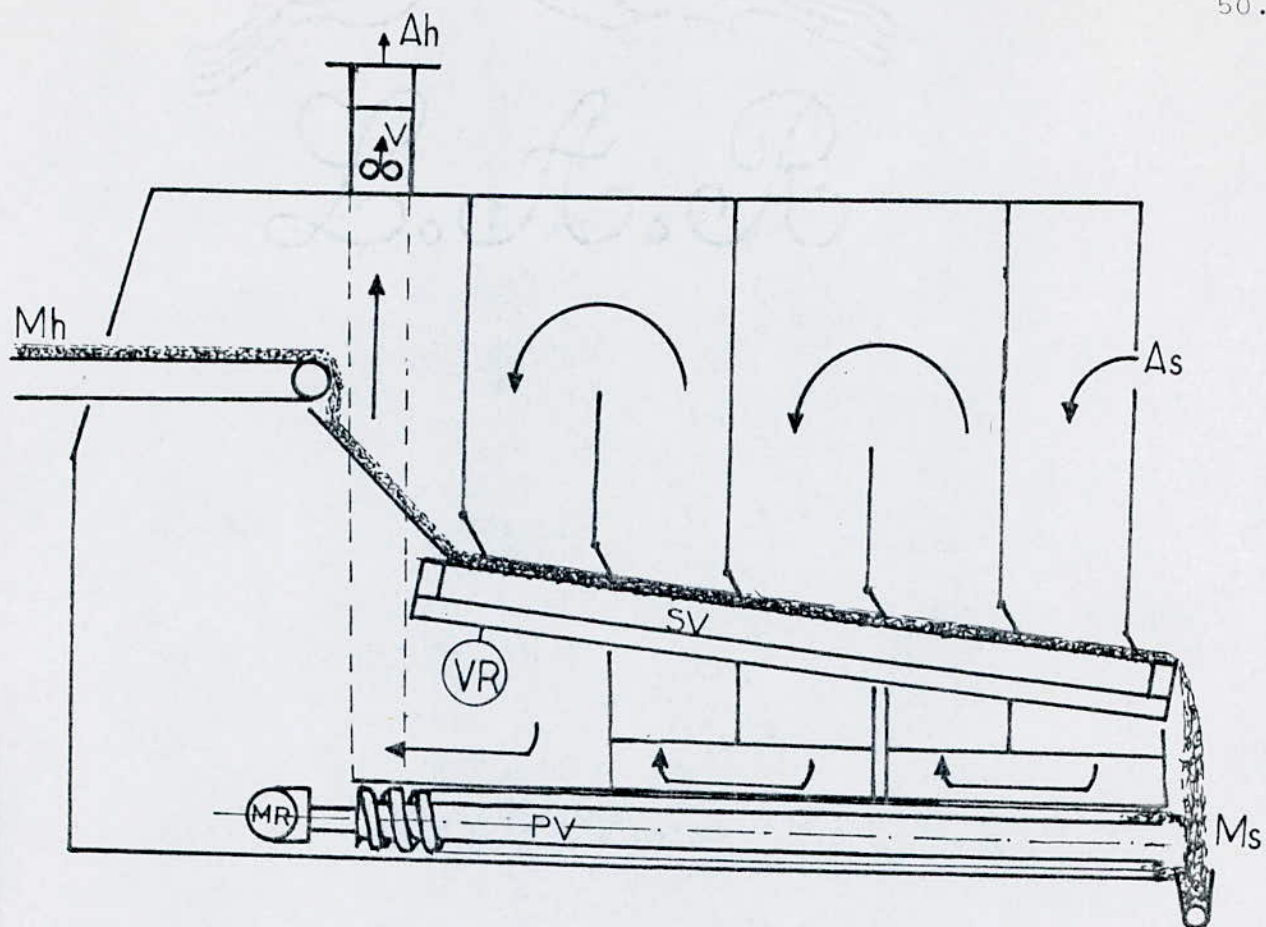


FIG. 5.6 Sechoir tunnel à support vibrant par traversée

- Ah air humide
- As air sec
- Mh matière humide
- Ms matière sèche
- V ventilateur
- SV support vibrant
- VR vibreur
- PV pompe à vis
- MR moto\_reducteur

### V.3.3. Calcul de l'enceinte de séchage

On se propose de faire un avant projet concernant le dimensionnement de l'installation de séchage proposée.

On doit tout d'abord connaître les caractéristiques du solide, du fluide et de l'humidité.

Soient, pour les particules :

\* Solide :

- Débit massique sec  $\dot{M}_s$  en (Kg/h)
- Masse volumique  $\rho_s$  en (Kg/m<sup>3</sup>)
- Humidité initiale  $H_1$  en (Kg d'eau/kg M.S)
- Humidité finale  $H_2$  en (Kg d'eau/kg M.S)
- Température d'entrée dans le lit  $T_e$  en (°C)

Le moyen de déterminer  $\rho_s$  est donné dans l'annexe "A"

\* Fluide sécheur

La méthode de calcul proposée nécessite l'utilisation d'un giagramme représentant l'évolution des gaz de combustion du foyer à diverses températures et pressions ; celui-ci étant non disponible, on est obligé d'utiliser le diagramme de Mollier de l'air humide. Cette approximation est justifiée dans l'annexe "B" en comparant certaines caractéristiques de l'air humide avec ceux disponibles des gaz de combustion.

Les données de base du fluide de séchage nécessaires sont :

- Masse volumique  $\dot{M}_a$  en (kg/m<sup>3</sup>)
- Température d'entrée  $T_i$  en (°C)
- Humidité initiale  $Y_1$  en (Kg d'eau/kg d'A.S.)

./.

*Patchemin*

- Humidité finale  $Y_2$  en (Kg d'eau / kg d'A.S.)
- \* Humidité
- Masse volumique  $\rho_e$  en (Kg/m<sup>3</sup>)
- Coefficient de diffusion de vapeur  $D_v$  en (m/h)
- Constante universelle de la vapeur d'eau  $R_v$  en (Kcal/kg°C)
- Tension de saturation au point d'entrée  $p_{v0}$  en (Pa)
- Tension de vapeur d'eau au point d'entrée  $p_v$  en (Pa)

Pour le dimensionnement de notre installation, on procède de la manière suivante :

- . Les bilans de matière et de chaleur
- . Evaluation de la durée de séchage
- . Calcul de la dimension de l'enceinte de séchage

#### V.3.3.1. Bilans de matière et de chaleur

Le séchoir avec son élément de chauffage, est représenté par la figure (5.7.) quelque soient les parcours relatifs de l'air et du produit (co-courant, contre-courant...)

- Les bilans de matière sèche et d'air sec s'écrivent simplement :

$$\dot{M}_s = \text{constante (29)} \quad ; \quad \dot{M}_a = \text{Constante (30)}$$

- Les bilans d'eau, grâce à l'utilisation des teneurs en eau rapportées à la matière sèche s'expriment d'une façon très simple :

$$\dot{M}_e = \dot{M}_s (H_1 - H_2) = \dot{M}_a (Y_2 - Y_1) \quad (31)$$

./.

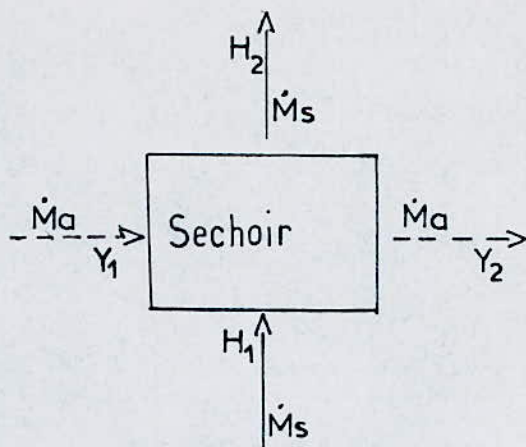


FIG.5.7

Représentation d'un sechoir

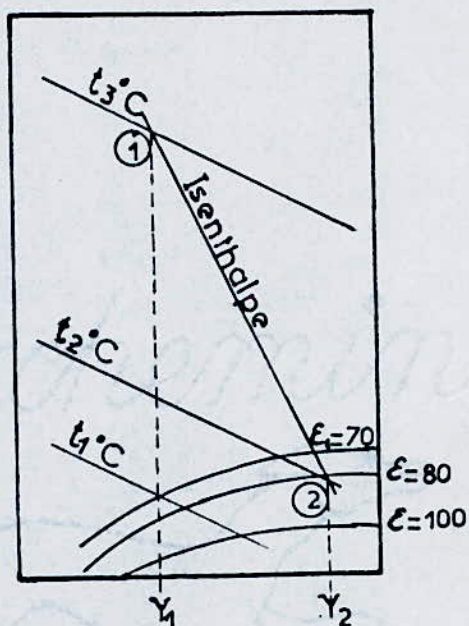


FIG.5.8

Détermination de  $Y_2$

Les valeurs de  $Y_1$  et  $Y_2$  sont déterminées graphiquement d'après le diagramme de Mollier en supposant que l'air entre dans le séchoir avec une humidité absolue  $Y_1$ , s'humidifie à 80 % à la sortie ; il possède alors une humidité absolue  $Y_2$  (Fig. 5.8)

- Le bilan d'enthalpie, enfin, pour un séchage isenthalpique (Fig. 5.8.) s'écrit :

$$Q_e = Q_s \quad (32)$$

Tout ceci cependant s'applique au "séchoir théorique". En réalité, le bilan (29) peut être faussé par des entrainements ou des combustions de particules, le bilan (30) par des fuites ou des entrées d'air, et surtout le bilan (31) par les pertes calorifiques.

Les données de base de notre installation sont :

$$\dot{M}_s = 240 \text{ t/h}$$

$$H_1 = 8 \% \quad (\text{Valeur proposée})$$

$$H_2 = 5 \% \quad (\text{Valeur proposée})$$

$$Y_1 = 43 \text{ g/kg d'A.S.} \quad (\text{Annexe "C"})$$

$$Y_2 = 750 \text{ }^\circ\text{C} \quad (\text{Valeur mesurée à la sortie du foyer par le S.C.F.})$$

d'où :

$$(31) \quad 240 \left( \frac{8}{100} - \frac{5}{100} \right) = \dot{M}_a (0,34 - 0,043) \cdot 10^3$$

$$\dot{M}_a = 24240 \text{ kg/h}$$

Le débit d'air humide est donc

$$G = \dot{M}_a + Y_1 \cdot \dot{M}_a = 25285 \text{ Kg d'air/h.}$$

En supposant un rendement thermique de 0,5, le débit à fournir sera de :

./.



$$\frac{G}{\text{therm}} = \frac{25285}{0,5} = 51.10^3 \text{ Kg d'air/h}$$

### v.3.3.2. Evaluation du temps de séchage.

Cette détermination de la durée de séchage est généralement délicate et fait une large part à l'expérience. Dans notre cas, on supposera que l'écoulement relatif à la surface des gouttelettes d'eau est laminaire.

La température  $t_0$  de la gouttelette est égale à celle du thermomètre humide  $t_h$  placé dans le courant d'air, et la tension de vapeur saturée qui entoure la surface est  $p_{v0}$ .

On admet, et l'expérience l'a sensiblement confirmé, qu'à partir d'une distance de la surface égale au rayon "r", la tension de vapeur a atteint la valeur  $p_v$  du gaz de séchage (Fig.5.9)

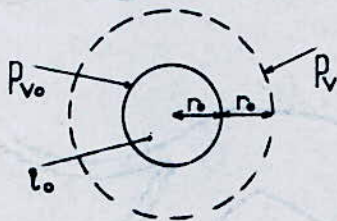


FIG.5.9

Gouttelette en cours d'évaporation

Ecrivons l'équation (5)

$$\phi_v = S \cdot \psi = S \cdot \frac{Dv}{R_v \cdot T} \cdot \frac{dP_v}{dr}$$

Avec S surface traversée par le flux de vapeur

$\phi_v$  flux de vapeur

En tenant compte des hypothèses faites et en intégrant :

$$\phi_v = \frac{Dv}{R_v \cdot T} \cdot \frac{Sm}{r_m} \cdot P_v \quad (32)$$

Avec  $\frac{Sm}{r_m} = 8 \cdot \pi \cdot r \quad (33)$

Mais  $\phi_v = \frac{dm_v}{d\theta}$

./.

avec  $dm_v$  masse d'eau évaporée pendant le temps  $d\theta$

$$m_v = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_e \quad (34)$$

avec  $dm_v = 4 \pi \rho_e r^2 dr \quad (35)$

$$d\theta = \frac{r dr \rho_e R_v T}{2 \Delta p_v D_v} \quad (36)$$

Si  $r_0$  est le rayon initial de la gouttelette, la durée d'évaporation est :

$$\theta = \frac{r_0^2 \rho_e R_v T}{4 D_v (p_{v0} - p_v)} \quad (37)$$

Le diagramme de Mollier indique que la tension de vapeur de l'air de séchage est  $p_v = 6000$  Pa, que la température d'évaporation de la gouttelette est  $73,5^\circ\text{C}$  (Température  $t_h$  du thermomètre humide) et que la tension de saturation est  $p_{v0} = 34000$  Pa. donc,

$$p_{v0} - p_v = 34.000 - 6.000 = 28000 \text{ Pa}$$

Appliquons la formule (37) avec

$$\rho_e = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_v = 0,5 \text{ m}^2/\text{h} \quad (\text{valeur estimée à partir de certaines valeurs typiques relevées sur technique de l'ingénieur})$$

$$r_0 = 1 \text{ mm} \quad (\text{valeur moyenne supposée})$$

$$\text{d'où : } \theta = \frac{(0,001)^2 \cdot 10^3 \cdot 455 \cdot (740+273)}{4 \cdot 0,5 \cdot 28000} = 8,23 \cdot 10^{-3} \text{ h}$$

$$\text{Soit } \theta = 30 \text{ s}$$

#### V.3.3.3. Dimensions de l'enseinte de séchage

La formule générale de mécanique des fluides est :

$$M = U.S.\rho = ct^e \quad (38)$$

./.

qui exprime la conservation de la masse qui traverse un conduit en régime permanent, est applicable ici, la masse volumique du fluide étant remplacée par la masse de matière  $\rho_s$  contenue dans l'unité de volume du séchoir:

$$\dot{M} = U.S. \rho_s \quad (39)$$

Il faut, pour assurer le séchage du corps humide, le laisser séjourner un temps  $\theta_s$  dans l'enceinte de séchage. La vitesse d'avancement est imposée par la relation :

$$U = L / \theta_s \quad (40)$$

ce qui donne :

$$\dot{M} = L.S. \rho_s / \theta_s \quad (41)$$

$$L.S = M. \theta_s / \rho_s \quad (42)$$

L.S. est le volume de l'enceinte de séchage

$L.S. \rho_s$  est la masse de la matière qu'il contient.

On connaît :

$$M = M_s + H_1.M_s = 240 + 0,08.240 = 259 \text{ t/h}$$

$$\theta_s = 30 \text{ s}$$

$$\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Voir annexe "A"})$$

d'où :

$$L.S. = \frac{259.10^3.30}{3600.2500} = 0,86 \text{ m}^3$$

$$\text{et } L.S. \rho_s = 0,86.2500 = 2150 \text{ kg de matières brutes.}$$

#### V.4. - LE CIRCUIT DEFINITIF

Notre choix est porté sur le troisième mode de marche (Fig. 5.5.) mais avec les modifications suivantes :

./.

a/ - Implantation d'une enceinte de séchage entre le concasseur-sécheur et le broyeur, les gaz utilisés dans cette enceinte doivent être dépoussiérés dans un tétracyclone (le fonctionnement est décrit dans le paragraphe (III.6.2.) puis envoyés vers l'électrofiltre.

b/ - Possibilité de faire un mélange dosé des gaz chauds du foyer auxiliaire avec ceux du four dans le but d'augmenter la température des gaz jusqu'à la valeur maximale admissible à l'entrée du broyeur (450°C).

Ce mélange peut se réaliser à l'aide des guillotines représentées sur la figure (5.10) donnant le schéma du circuit définitif proposé.

Le circuit (5.10) présente, par rapport à celui de la figure (5.5), les avantages suivants :

- Possibilité de séchage avec une humidité supérieure à 8 % à l'entrée de l'atelier du cru,
- Possibilité de réduire l'humidité à l'entrée du broyeur à une valeur inférieure à 5 %,
- Compensation du sous-dimensionnement du concasseur-sécheur,
- Réduction du débit des gaz nécessaire au broyeur en réduisant l'humidité à l'entrée du broyeur et en augmentant la température de ce gaz,
- La réduction du débit des gaz du circuit de broyage cru améliore le tirage du ventilateur 345,
- Possibilité de fournir au concasseur-sécheur le débit des gaz nécessaire, mais en tenant compte de la grande proportion de l'air faux influant sur le tirage du ventilateur 325.
- Elimination du bourrage dû à l'humidité élevée dans le broyeur,

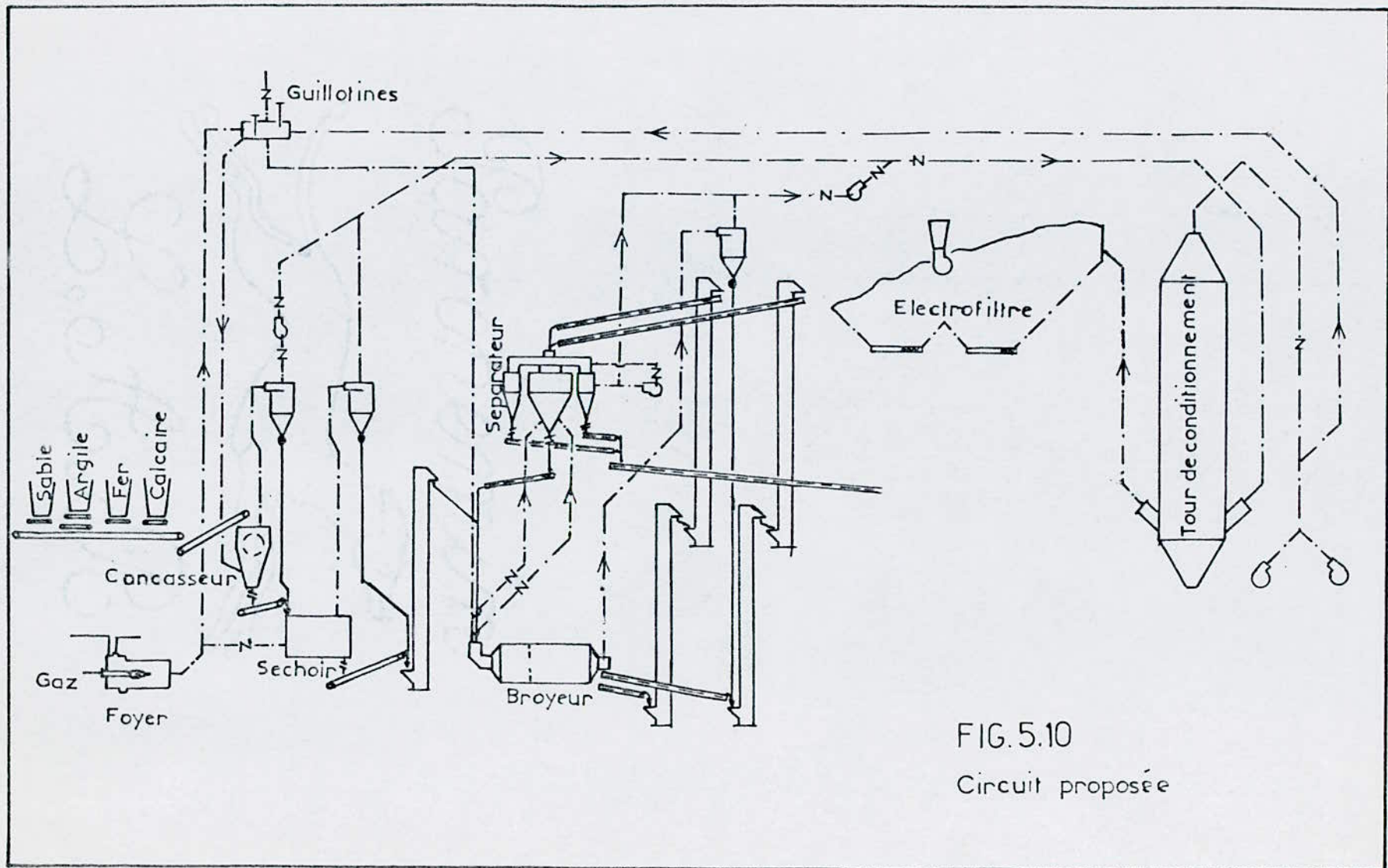


FIG. 5.10  
Circuit proposée

- La réduction du débit nécessaire au broyeur supprime le problème de la répartition des gaz entre le broyeur et le séparateur.

Toutefois, ce circuit ne résoud pas les problèmes suivants :

- La présence de l'air faux, surtout au niveau du concasseur-sécheur,
- Le bourrage du broyeur provenant du mode de prise et de stockage de la matière première.

#### V. 5. - PRECONISATIONS

A/ - La conduite dont il a été question au paragraphe V.2. a été supprimée deux fois en raison de sa chute dont les causes ne sont pas connues exactement. On propose un projet portant sur la validité des matériaux utilisés, nombre et mode de construction des supports, flèche admissible....

La conduite est soumise, en principe, aux efforts suivants :

- Poids propre de la conduite
- Réactions aux coudes dûes au changement de la direction de la vitesse, d'écoulement à l'intérieur de la conduite, ce qui créerait des vibrations (ou oscillations) pouvant s'amplifier à des niveaux indésirables.
- Action du vent.

Au vu du tracé compliqué de la conduite, nous pensons que la meilleure méthode de calcul est celle dite des éléments finis. Notre travail se limitant à la partie thermique des problèmes, nous laisserons le soin aux ingénieurs de la cimenterie

de faire ce calcul, ou encore de le proposer comme sujet de fin d'étude.

B/- Selon le paragraphe (IV.3.3), la proportion de l'air faux dans tout l'atelier de cru atteint 60 % des gaz devant circuler dans les conduites de l'atelier. Il nous paraît indispensable de faire une étude détaillée sur l'étanchéité dans toutes les installations constituant cet atelier afin de réduire, sinon remédier, à cet inconvénient.

Parchemin



L. H. B.









## C O N C L U S I O N

Après un séjour de 4 mois dans la cimenterie de Meftah, et qui a été sanctionné par le présent mémoire, un certain nombre de remarques et de conclusions se révèlent à nous.

Tout d'abord, nous tenons à dire combien le travail dans un milieu industriel est différent de celui d'une école ou d'un institut de par la manière de voir et d'apprécier une situation et de par la manière de solutionner les problèmes.

A ce propos les problèmes de l'atelier de broyage et séchage du cru étant déjà assez anciens, un certain nombre de solutions ont été proposées et parmi celles-ci, nous citerons la proposition des ingénieurs de la cimenterie qui consiste en l'installation d'un sécheur réduisant l'humidité de 8 à 1 % ainsi que celle des Japonais qui proposent toujours l'installation d'un sécheur mais séchant, lui, de 10 à 1 %.

Ces deux propositions, au contraire de la nôtre, nécessitent l'intervention de firmes étrangères, et sont d'un coût très élevé (C'est d'ailleurs à cause de cela que ces solutions n'ont pas été mises en application) et, enfin, éliminent totalement la fonction de séchage des autres appareils de l'atelier.

Notre solution, elle, est un compromis de toutes les solutions proposées, et elle consiste en l'installation d'un caisson de séchage à la sortie du concasseur qui, à notre avis, est réalisable avec les moyens disponibles à la cimenterie ; nous proposons aussi de rétablir la conduite four-atelier cru afin d'avoir un apport plus important de calories.

Mais, avant d'arriver à la proposition des solutions, il nous a d'abord fallu nous atteler à la compréhension de la chaîne de fabrication ainsi que du fonctionnement des appareils la constituant. Ceci nous a permis d'acquérir certaines notions qui nous étaient inconnues jusque là tels que le séchage, la fragmentation et l'étude granulométrique.

Malgré la sollicitude du personnel de la cimenterie et tous les moyens mis à notre disposition, nous avons quand même rencontré un certain nombre de problèmes tels que le manque de documents traitant de la théorie de fonctionnement de tous les appareils, ainsi que les appareils de mesure.

## B I B L I O G R A P H I E

- (1) Techniques de l'ingénieur (J.2710, J.2712, J.2714, A 5050)
- (2) Documentation KAWASAKI HEAVY INDUSTRIES (KHI)
- (3) SOCIETE DES CIMENTS FRANCAIS  
"Check-up du broyeur à cru de l'usine de Meftah 1984".
- (4) R. OUZIAUX et J.PERRIER  
"Mécanique des fluides appliquée" - Tome 2"(Dunod 1967)
- (5) YAHIAOUI M. : "Banc d'essai didactique d'un écoulement dans un lit fluidisé" - Projet de fin d'études. Génie Mécanique. Juin 1985
- (6) BOUAK F. : "Etude de la conduction dans un milieu fluidisé" - Projet de fin d'études. Génie Mécanique 1986
- (7) Y.R. MAYKEW and G.F.C. ROGERS : "Thermodynamic and Transport Properties of fluides" - (Oxford basil Blackwell 1974)
- (8) Documentation SURVEYER, NENNIGER & CHENEVERT INC (SNC)
- (9) Documentation F.L. SMIDTH & Co (FLS)
- (10) J.J. BINBENET : "Le séchage dans les industries agricoles et alimentaires" - Cahiers du génie industriel alimentaire
- (11) R. DUMON ; R. JOFFRE : "Dépoussiéreurs industriels" (MASSON 84)
- (12) I.E. IDEL'CIK : "Memento de pertes de charges"(Eyrolles 1969)
- (13) MILOS C. ; ZBYNEK P. ; VLADIMIR T. : "Résultats du diagnostic de la cimenterie de Meftah" (Prague 1986)

- (14) TALANTIKIT : "Mémoire de fin d'étude" (IAP 1982)
- (15) E.R.C.C. MEFTAH : Dossier sur cru (1986)
- (16) Documentations de la cimenterie de Sour-El-Ghozlane



E.R.C.C.

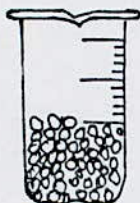
A N N E X E " A "

"CALCUL DE LA MASSE VOLUMIQUE D'UN SOLIDE GRANULEUX"

On opère comme suit :

- Dans une éprouvette, on place un liquide (eau) de poids et volume ( $V_e$ ) connus et on ajoute une masse ( $m_s$ ) de particules ; on note ensuite le volume total ( $V_t$ ).
- Le déplacement de volume de liquide est égal au volume du solide.

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_t - V_e}$$



(1)

$V_a$  : Volume apparent = Volume réel + Volume des  
des grains des grains vides



(2)

$V_e$  : Volume d'eau

On verse (1) dans (2)

agitateur (élimine les bulles d'air)



$V_t = \text{Volume total} : \text{Volume d'eau } (V_e) + \text{Volume réel des grains}$

(3)

Un essai a été fait sur un échantillon de farine sèche considérée comme produit fini ; la valeur moyenne de la masse volumique est :

$$\rho(\text{farine sèche}) = 2630 \text{ kg/m}^3$$

Or, on a proposé une humidité de 8 % à l'entrée du séchoir, donc  $\rho_s$  aura la valeur :

$$\rho_s = 0,92 \cdot 2630 + 0,08 \cdot 1000 = 2500 \text{ kg/m}^3$$

Parchemin





A N N E X E " B "

JUSTIFICATION DE L'UTILISATION DU DIAGRAMME  
DE L'AIR HUMIDE

La comparaison est faite sur les trois propriétés suivantes :

- La masse volumique,
- La chaleur massique
- La viscosité dynamique.

1/ - Comparaison des masses volumiques

T (°C)	20	60	95	250	480	680
(Gaz) (Kg/m <sup>3</sup> )	1,283	1,238	1,235	0,858	0,669	0,669
(air) (Kg/m <sup>3</sup> )	1,293	1,137	1,03	0,72	0,5	0,4

Dans ce tableau, la pression est supposée toujours très proche de la pression atmosphérique normale.

L'ordre de l'erreur sur la masse volumique est de 15 %.

2/ - Comparaison des chaleurs massiques

T (°C)	20	60	95	250	480	680
Cp (air) (Kcal/Nm <sup>3</sup> °k)	0,308	0,309	0,31	0,313	0,315	0,328
Cp (gaz) (Kcal/Nm <sup>3</sup> °k)	0,296	0,308	0,312	0,345	0,326	0,332

L'ordre de l'erreur sur la chaleur massique est de : 3,9 %

3/ - La viscosité de l'air à 20° C, 1 atm est :

$$(\text{air}) = 1,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/ms}$$

Celle des fumées provenant du foyer est :

$$(\text{gaz}) = 1,05 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/ms}$$

L'erreur commise sur la viscosité est de : 4,5 %.

Toutefois, cette comparaison est approximative; dans une relation mathématique où se présentent plusieurs propriétés sous forme de multiplication ou division, les erreurs s'ajoutent et il se peut qu'ils défavorisent l'approximation.

La raison essentielle d'adopter le diagramme de l'air humide est le manque d'un diagramme similaire traitant l'évolution des fumées du foyer à diverses températures et pressions pour diverses valeurs de l'humidité.

## A N N E X E "C"

### "CALCUL DE L'HUMIDITE DES GAZ"

L'humidité d'un gaz est définie comme suit :

$$Y = \frac{m_e}{m_s} \quad \text{où}$$

$m_e$  est la masse de vapeur d'eau (Kg)

$m_s$  est la masse du gaz à l'état sec (Kg)

En passant par l'équation des gaz parfaits, on peut écrire :

$$Y = \frac{v_e}{v_s} \cdot \frac{r_s}{r_e} \quad \text{où}$$

$v_e$  et  $v_s$  sont respectivement les volumes de vapeur et du gaz sec ( Nm<sup>3</sup> )

$r_s$  et  $r_e$  sont respectivement les constantes de la vapeur d'eau et des fumées sèches.

L'annexe "D" (calcul des fumées du foyer fait par la Société des Ciments Français 'S.C.F') nous donne :

$$v_e = 6017 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$v_s = 87329 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

De plus, :

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{R}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{8323}{18} = 462,4$$

Le calcul de  $r_s$  se fait de la manière suivante :

$$r_{O_2} = \frac{8323}{32} = 260,25$$

$$r_{N_2} = \frac{8323}{28} = 297,25$$

$$r_{CO_2} = \frac{8323}{44} = 189,16$$

L'annexe "D" donnant les proportions des composants des fumées sèches, d'où

$$r_s = \frac{3,2 \cdot 189,16 + 81,4 \cdot 297,25 + 15,4 \cdot 260,25}{100}$$

$$r_s = 288$$

et, enfin :

$$Y = \frac{6017 \cdot 288}{87329 \cdot 462,4} = 0,043 \text{ Kg d'eau/Kg de gaz sec.}$$

Soit .  $Y = 43 \text{ Kg d'eau / Kg de gaz sec.}$

A N N E X E " D "

---

USINE : MEFTAH

FUMÉES DU FOYER

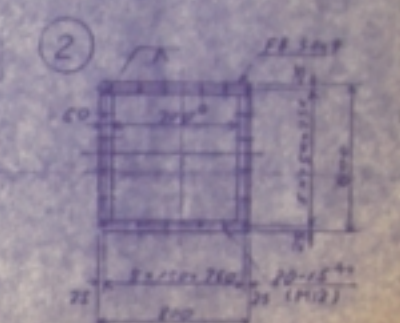
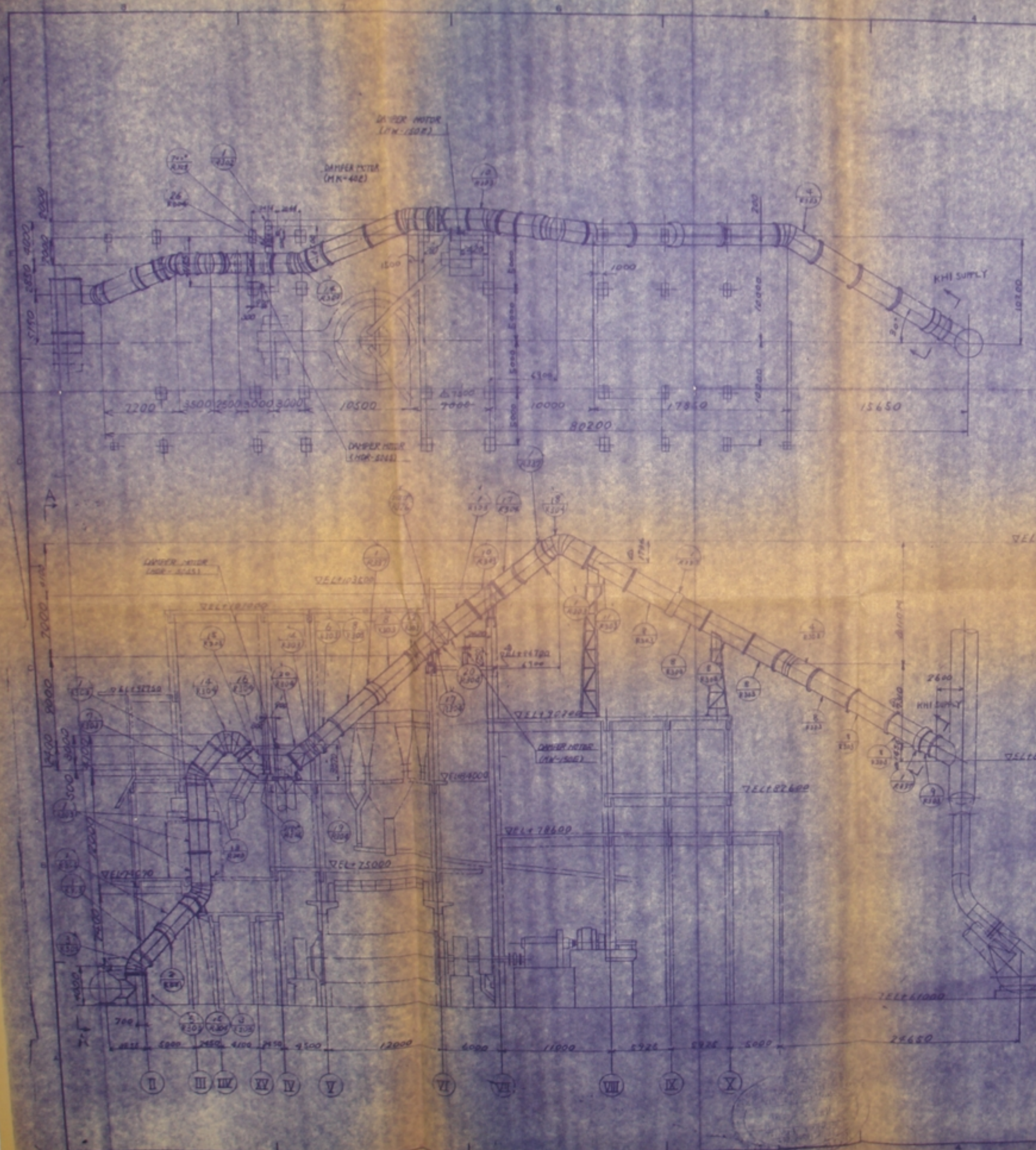
DATE : 04-05/04/84

Composition et débit en Nm<sup>3</sup>/heure

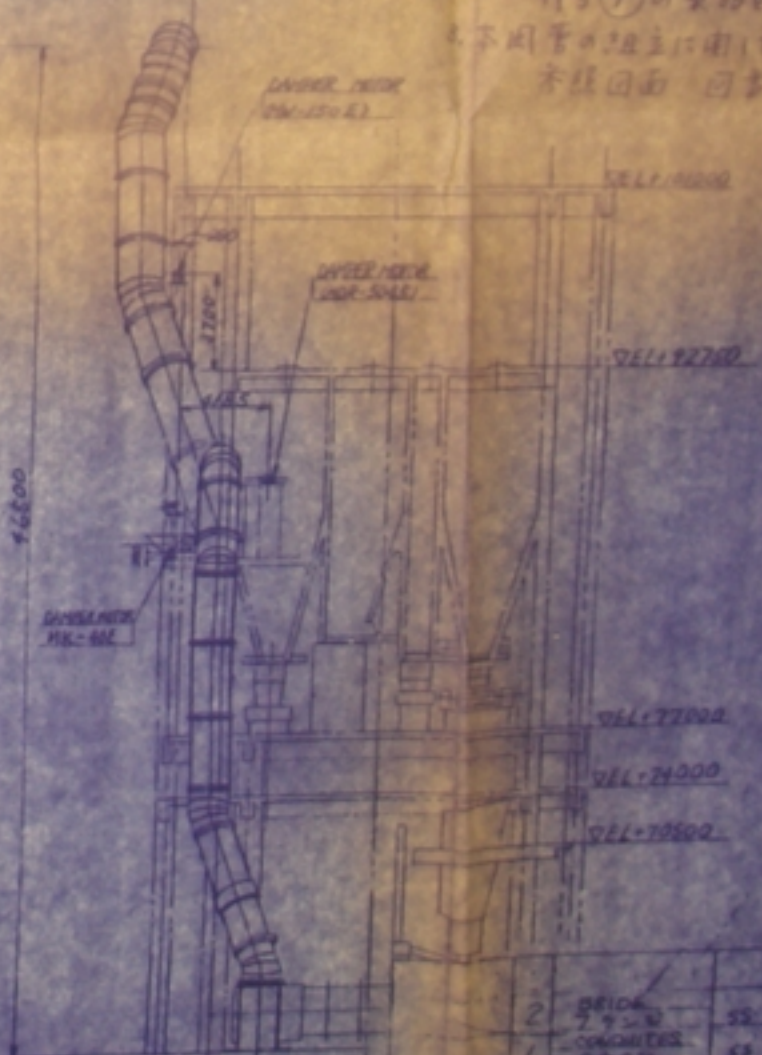
Débit des Gaz : 2126 kg/h.

ANNEXE D

CALCUL DES FUMÉES DE COMBUSTION NEUTRE EN (Nm <sup>3</sup> /h.)	COMPOSITION DES COMBUSTIBLES			Volume O <sub>2</sub> (Nm <sup>3</sup> )	VOLUME DES FUMÉES CALCULÉES (Nm <sup>3</sup> /h.)			
	Gaz % #			CO <sub>2</sub> +SO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	
	C	69,53		2759	2759	10437	133	
	H	21,46		2556	-	9664	5233	
	S	0		-	-	-	-	
COMPOSITION DE L'AIR	N	8,53		-	-	146	-	
	H <sub>2</sub> O	0		-	-	-	-	
	CO <sub>2</sub>	0,48		-	5	-	-	
O <sub>2</sub>	20,7							
N <sub>2</sub>	78,3							
H <sub>2</sub> O	1,0							
	Volume d'air théorique : 25873							
	CO <sub>2</sub> neutre % = $\frac{CO_2}{CO_2 + N_2} = 12,0 \%$							
	Débit des fumées neutres humides :			2766	20247	5367		28378
	Débit des fumées neutres sèches :							23011
CALCUL DE DEBIT DES FUMÉES REELLES EN (Nm <sup>3</sup> /h.)	Analyse des gaz : O <sub>2</sub> sur sec : 16,4							
	Air en excès pour cent de fumées sèches réelles : $164 \times (100-1)$							
	----- = 73,66							
	20,7							
	73,76							
	Air sec en excès : $23011 \times \frac{73,76}{28,35} = 64317$							
	Air en excès .....				50869	650	13448	64967
	Débit des fumées réelles humides :			2766	71116	8017	13448	93346
	Débit des fumées réelles sèches :			2766	71116	-	13448	87329
	Composition calculée des fumées humides %			3,0	78,2	8,4	14,4	100
	Composition calculée des fumées sèches %			3,2	81,4	-	16,4	100



1. 備用打撃記Gの現地製作品、JESONの日本製部品を主として、  
 現記Gの製作要件は内作部品及び電機部品(図面番号  
 30702-0010)によること。  
 2. 本図に記載された各符号の意味は次の通りである。  
 (1) 符号(1)は図番30702-R-2031に製作された  
 符号(1)の部品を示す。  
 3. 本図中の組立に用いた下記図面は本機の特  
 許図面。図番 30702-R-301, 30702-R-302



REV.	DATE	BY	CHKD.	DESCRIPTION
1				INITIAL
2				REVISION

3角法

REVISION  
 1  
 30702-R-301, 30702-R-302

THE UNIVERSITY OF CHICAGO

PHYSICS DEPARTMENT

1900

